

UNIVERSIDADE FEDERAL DE ALFENAS

CELSO DIAS MADUREIRA

**INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA APLICADA A UMA PLANTA
DE FERTILIZANTES VISANDO A REDUÇÃO DE CONSUMO
DE UTILIDADES QUENTE E FRIA**

Poços de Caldas / MG

2018

CELSON DIAS MADUREIRA

**INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA APLICADA A UMA PLANTA
DE FERTILIZANTES VISANDO A REDUÇÃO DE CONSUMO
DE UTILIDADES QUENTE E FRIA**

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química, da Universidade Federal de Alfenas como parte dos requisitos necessário para a obtenção do título de Mestre em Engenharia Química. Área de concentração: Engenharia Química.

Orientador: Prof. Dr. Rafael Firmani Perna

Poços de Caldas / MG

2018

Dados internacionais de Catalogação-na-Publicação (CIP)
Sistema de Bibliotecas da Universidade Federal de Alfenas
Biblioteca campus Poços de Caldas

M267i Madureira, Celso Dias.
 Integração energética aplicada a uma planta de fertilizantes visando a redução de consumo de utilidades quente e fria. / Celso Dias Madureira. – Poços de Caldas/MG, 2018 .
 193 f.-

Orientador: Rafael Firmani Perna.
 Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) –
 Universidade Federal de Alfenas– Campus de Poços de Caldas, 2018.
 Bibliografia

1. Fertilizantes . 2. Análise econômica. 3. Integração energética . I. Perna, Rafael Firmani.
II. Título.

CDD - 631.4

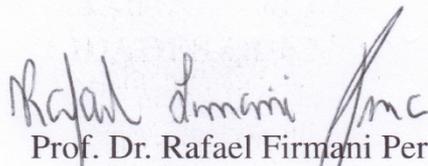
CELSO DIAS MADUREIRA

**INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA APLICADA A UMA PLANTA DE
FERTILIZANTES VISANDO A REDUÇÃO DE CONSUMO DE
UTILIDADES QUENTE E FRIA**

A banca examinadora abaixo-assinada, aprova a dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química da Universidade Federal de Alfenas como requisito final para obtenção do título de Mestre em Engenharia Química.

Área de Concentração: Engenharia Química.

Aprovada em: 26 de Fevereiro de 2018.



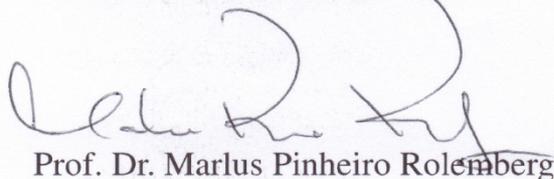
Prof. Dr. Rafael Firmani Perna

Instituição: Universidade Federal de Alfenas - UNIFAL-MG



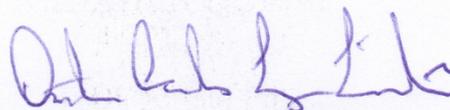
Prof. Dr. Irai Santos Júnior

Instituição: Universidade Federal de Alfenas - UNIFAL-MG



Prof. Dr. Marlus Pinheiro Rollemberg

Instituição: Universidade Federal de Alfenas - UNIFAL-MG



Prof. Dr. Antônio Carlos Luz Lisbôa

A minha família e esposa pela dedicação e apoio em todos os momentos difíceis.

AGRADECIMENTOS

Ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química, PPGEQ, pela oportunidade de realização deste trabalho.

Aos colegas do PPGEQ pelo auxílio nas tarefas desenvolvidas durante o curso.

RESUMO

Neste trabalho foi realizado o diagnóstico energético de uma planta real de fertilizantes, localizada no Estado de São Paulo, composta por seis unidades industriais: 02 (duas) de produção de ácido nítrico diluído, 02 (duas) de concentração de ácido nítrico, 01 (uma) de produção de nitrato de amônio e 01 (uma) de produção de nitrato de amônio perolado. Nesta planta, buscou-se reduzir o consumo de utilidades quente e fria por meio da aplicação, em cada unidade, da integração energética. O princípio desta técnica está fundamentado na maximização da eficiência energética da planta visando reduzir os custos com energia e combustível no processo e, conseqüentemente, a diminuição do custo final dos produtos, tornando-os mais competitivos no mercado. Apesar da literatura abordar vastamente o tema, poucos são os trabalhos que apresentam a aplicação da integração energética em processos químicos reais e não há registros dessa ferramenta aplicada em plantas integradas de nitrato de amônio, o que confere a originalidade do presente estudo. Atualmente, cerca de 20,5 % do vapor utilizado na planta industrial é importado de uma planta vizinha o que gera um custo estimado de aproximadamente 5,4 milhões de reais por ano. Por meio da identificação das principais correntes envolvidas nos processos juntamente com suas respectivas características como vazão, temperatura e composição, foi proposto um modelo de balanços de massa e energia para simular a condição atual da planta e estimar o seu consumo de utilidades. O modelo apresentou desvios relativos de 7,6 % e 9,6 % para as utilidades quente e fria, respectivamente, desvio este considerado satisfatório para o trabalho. A partir deste modelo, realizou-se a integração energética das unidades mediante uso prioritário de condensados de vapor de cada unidade para aquecimento das correntes frias de processo, além da integração energética entre as correntes de processo, quando possível, na própria planta, evitando-se a integração energética entre unidades. Para a Planta de Ácido Nítrico Diluído II (PAND II) foi proposta a geração de vapor utilizando duas caldeiras de recuperação de calor. Com a integração energética foi confirmada a possibilidade de redução de 100 % do consumo de vapor importado e de 11,4 % da água de resfriamento, atingindo uma economia anual de aproximadamente R\$ 5,6 milhões, o que representa 81,4 % dos custos de utilidades. Por meio da análise do fluxo de caixa, alcançou-se um valor de TIR de 168,49 % com um *payback* descontado de 8,4 meses, para uma taxa de desconto de 14 % a.a. por um período de 20 anos, desprezando a depreciação dos equipamentos.

Palavras-chave: Ácido nítrico. Nitrato de amônio. Fertilizantes. Integração energética. Utilidades quente e fria. Análise econômica.

ABSTRACT

In this paper, an energy diagnosis was carried out in real fertilizer plant, located in the state of São Paulo, formed by six industrial units: 02 (two) dilute nitric acid plants, 02 (two) concentrated nitric acid plants, 01 (one) ammonium nitrate plant and 01 (one) prilling ammonium nitrate plant. This paper aimed to reduce the consumption of hot and cold utilities through the heat integration of each plant. The concept of heat integration is based on the maximization the energy efficiency of an industrial plant in order to reduce energy and fuel costs and consequently decrease the final cost of the final products, making them more competitive in the market. Although there are a vastly literature about heat integration, there are few studies of a heat integration been applied on real chemical process and there are no records about heat integration in an ammonium nitrate integrated plant, which confers the originality of this paper. Currently, about 20.5 % of the steam used in the industrial plant is imported from a neighboring plant, the estimated cost of this imported steam is approximately 5.4 million reais per year. Through the identification of the main currents involved in the process along with their respective characteristics as flow, temperature and composition, a model of a mass and energy balance was proposed to simulate the current condition of the plant to estimate the utilities consumption. The proposed model presented relative deviation of 7.6 % and 9.6 % for the hot and cold utilities respectively, which was considered as satisfactory for this paper. The heat integration was carried out through this model utilizing as premise the returning steam condensate of each plant for heating the cold process streams, in addition, the heat integration among the process streams will be carried out in the same plant when possible. For the Diluted Nitric Acid Plant II (PAND II) it was proposed to generate steam using two Heat Recovery Stem Generators. After the heat integration it was possible to confirm the possibility of reducing 100 % of the imported steam consumption and 11.4 % of the cooling water consumption, resulting in an annual economy of approximately R\$ 5.6 million, representing 81.4 % of utilities costs. Through the analysis of the cash flows, an IRR value of 168.49 % was obtained with a discounted payback of 8.4 months, considering a cost of capital of 14 % for a period of 20 years and disregarding the depreciation cost of the equipment.

Keywords: Nitric acid. Ammonium nitrate. Fertilizers. Heat integration. Hot and cold utilities. Economic analysis.

LISTA DE ILUSTRAÇÕES

Figura 1	- Cadeia produtiva dos fertilizantes.	19
Figura 2	- Diagrama de blocos simplificado do processo Ostwald de produção do HNO_3 . ..	25
Figura 3	- Diagrama de blocos simplificado do processo de produção do nitrato de amônio.	27
Figura 4	- Ilustração de um trocador com escoamento cruzado.....	29
Figura 5	- Ilustração de trocadores de calor em paralelo e contracorrente.	29
Figura 6	- Comportamento das temperaturas dos fluidos em trocadores de calor com escoamentos em paralelo e em contracorrente.	30
Figura 7	- Indicação de ΔT_1 e ΔT_2 para os escoamentos em paralelo e em contracorrente....	31
Figura 8	- Modelo simplificado de um sistema de integração energética.....	32
Figura 9	- Diagrama simplificado de integração energética de um processo químico.	33
Figura 10	- Diagrama simplificado de integração energética de um processo com auxílio de utilidades quentes e frias.....	33
Figura 11	- Exemplo de curvas composta.	34
Figura 12	- Representação em corte de uma caldeira flamotubular.	38
Figura 13	- Caldeira aquatubular sendo transportada.....	39
Figura 14	- Caldeira de recuperação de calor sendo montada.....	41
Figura 15	- Conceito de VPL.....	42
Figura 16	- Conceito de TIR.....	43
Figura 17	- Fluxograma de processo da planta de ácido nítrico diluído I.	49
Figura 18	- Fluxograma de utilidades da planta de ácido nítrico diluído I.....	49
Figura 19	- Fluxograma de condensados.....	49
Figura 20	- Fluxograma de processo da planta de ácido nítrico diluído II.....	52
Figura 21	- Fluxograma de utilidades da planta de ácido nítrico diluído II.	52
Figura 22	- Fluxograma de processo da planta de concentração de ácido nítrico.	54
Figura 23	- Fluxograma de processo da planta de nitrato de amônio - concentração.	57
Figura 24	- Fluxograma de processo da planta de nitrato de amônio - perolação.....	59
Figura 25	- Fluxograma simplificado da rede de distribuição de vapor.....	61
Figura 26	- Fluxograma simplificado proposto para a PAND I.	77
Figura 27	- Fluxograma simplificado proposto da PAND II.....	78
Figura 28	- Fluxograma simplificado proposto da PCAN I e II.....	79
Figura 29	- Fluxograma simplificado proposto da PNAC.....	80
Figura 30	- Fluxograma simplificado proposto da PNAP.	81
Figura 31	- Fluxograma simplificado da PAND I.	85
Figura 32	- Fluxograma simplificado de utilidades da PAND I.....	85
Figura 33	- Fluxograma simplificado da PAND II.....	91
Figura 34	- Fluxograma simplificado de utilidades da PAND II.	91
Figura 35	- Fluxograma simplificado da PCAN I e II.....	99
Figura 36	- Fluxograma simplificado da PNAC.....	103
Figura 37	- Fluxograma simplificado da PNAP.	105
Figura 38	- Fluxograma simplificado proposto para a PAND I.	118
Figura 39	- Fluxograma simplificado da utilidades da PAND I.....	119
Figura 40	- Fluxograma simplificado proposto da PAND II.....	126
Figura 41	- Fluxograma simplificado de utilidades da PAND II.	127
Figura 42	- Fluxograma simplificado da PCAN I e II.....	136
Figura 43	- Fluxograma simplificado da PNAC.....	140

Figura 44 - Fluxograma simplificado da PNAP.	143
Figura 45 - Figura esquemática do volume de controle dos trocadores.	183
Figura 46 - Fator de correção para tocadores 1-2.	184
Figura 47 - Fator de correção para tocadores 2-4.	184
Figura 48 - Fator de correção para tocadores 3-6.	185
Figura 49 - Fator de correção para tocadores 4-8.	185
Figura 50 - Custo de trocadores de calor.	186
Figura 51 - Figura esquemática do volume de controle da caldeira de recuperação de calor.	187
Figura 52 - Figura esquemática do volume de controle da caldeira a gás natural.	187
Figura 53 - Figura esquemática do volume de controle dos reaquecedores.	188
Figura 54 - Figura esquemática do volume de controle do vaso flash.	188
Figura 55 - Figura esquemática do volume de controle dos dessuperaquecedores.	189
Figura 56 - Figura esquemática do volume de controle dos reaquecedores.	189

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 - Unidades de produção e seus produtos.....	46
Tabela 2 - Condições de vapor presente na planta.	59
Tabela 3 - Condições de operação de cada unidade.	63
Tabela 4 - Consumo e geração de vapor de cada unidade para a situação em que todas as unidades estão em operação (caso 1).....	65
Tabela 5 - Consumo e geração de vapor de cada unidade para situação em que as plantas PNAC e PNAP estão paradas (caso 4).	66
Tabela 6 - Diferença de energia entre as correntes de saída e entrada de cada unidade.	67
Tabela 7 - Condições de operação dos diferentes casos.....	83
Tabela 8 - Condições de operação e capacidade porcentual de operação de cada planta.	84
Tabela 9 - BME para o volume de controle 1 – PAND I (Caso 1).....	86
Tabela 10 - BME para o volume de controle 2 – PAND I (Caso 1).....	86
Tabela 11 - BME para o volume de controle 3 – PAND I (Caso 1).....	87
Tabela 12 - BME para o volume de controle 4 – PAND I (Caso 1).....	87
Tabela 13 - BME para o volume de controle 5 – PAND I (Caso 1).....	88
Tabela 14 - BME para o volume de controle 6 – PAND I (Caso 1).....	88
Tabela 15 - BME para o volume de controle 7 – PAND I (Caso 1).....	89
Tabela 16 - BME para o volume de controle 8 – PAND I (Caso 1).....	89
Tabela 17 - BME para o volume de controle 9 – PAND I (Caso 1).....	90
Tabela 18 - BME para o volume de controle 10 – PAND I (Caso 1).....	90
Tabela 19 - BME para o volume de controle 1 – PAND II (Caso 1).	92
Tabela 20 - BME para o volume de controle 2 – PAND II (Caso 1).	92
Tabela 21 - BME para o volume de controle 3 – PAND II (Caso 1).	92
Tabela 22 - BME para o volume de controle 4 – PAND II (Caso 1).	93
Tabela 23 - BME para o volume de controle 5 – PAND II (Caso 1).	93
Tabela 24 - BME para o volume de controle 6 – PAND II (Caso 1).	94
Tabela 25 - BME para o volume de controle 7 – PAND II (Caso 1).	94
Tabela 26 - BME para o volume de controle 8 – PAND II (Caso 1).	95
Tabela 27 - BME para o volume de controle 9 – PAND II (Caso 1).	95
Tabela 28 - BME para o volume de controle 10 – PAND II (Caso 1).	96
Tabela 29 - BME para o volume de controle 11 – PAND II (Caso 1).	96
Tabela 30 - BME para o volume de controle 12 – PAND II (Caso 1).	97
Tabela 31 - BME para o volume de controle 13 – PAND II (Caso 1).	97
Tabela 32 - BME para o volume de controle 14 – PAND II (Caso 1).	97
Tabela 33 - BME para o volume de controle 15 – PAND II (Caso 1).	98
Tabela 34 - BME para o volume de controle 1A – PCAN I (Caso 1).	99
Tabela 35 - BME para o volume de controle 1B – PCAN II (Caso 1).....	100
Tabela 36 - BME para o volume de controle 2A – PCAN I (Caso 1).	101
Tabela 37 - BME para o volume de controle 2B – PCAN II (Caso 1).....	101
Tabela 38 - Consumos adicionais de vapor – PCAN I e II (Caso 1).....	101
Tabela 39 - BME para o volume de controle 1 – PNAC (Caso 1).	104
Tabela 40 - BME para o volume de controle 2 – PNAC (Caso 1).	104
Tabela 41 - Consumos adicionais de vapor – PNAC (Caso 1).....	105
Tabela 42 - BME para o volume de controle 1 – PNAP (Caso 1).....	105
Tabela 43 - BME para o volume de controle 2 – PNAP (Caso 1).....	106
Tabela 44 - BME para o volume de controle 3 – PNAP (Caso 1).....	106
Tabela 45 - BME para o volume de controle 4 – PNAP (Caso 1).....	106
Tabela 46 - Consumos adicionais de vapor – PNAP (Caso 1).	107

Tabela 47 - Resumo do Caso 1.....	107
Tabela 48 - BME para o volume de controle 7 – PAND I (Caso 2).....	109
Tabela 49 - Consumos adicionais de vapor – PCAN II (Caso 2).....	109
Tabela 50 - Resumo do Caso 2.....	110
Tabela 51 - BME para o volume de controle 7 – PAND I (Caso 3).....	111
Tabela 52 - BME para o volume de controle 13 – PAND II (Caso 3).	112
Tabela 53 - Consumos adicionais de vapor – PNAC (Caso 3).....	112
Tabela 54 - Consumos adicionais de vapor – PNAC (Caso 3).....	113
Tabela 55 - Resumo do Caso 3.....	114
Tabela 56 - BME para o volume de controle 7 – PAND I (Caso 4).....	115
Tabela 57 - BME para o volume de controle 13 – PAND II (Caso 4).	115
Tabela 58 - Resumo do Caso 4.....	116
Tabela 59 - Resumo dos consumos das utilidades.	117
Tabela 60 - Consumo anual de utilidades.....	117
Tabela 61 - BME para o volume de controle 1 – PAND I (Caso 1 – Condição proposta).....	119
Tabela 62 - BME para o volume de controle 2 – PAND I (Caso 1 – Condição proposta).....	120
Tabela 63 - BME para o volume de controle 3 – PAND I (Caso 1 – Condição proposta).....	120
Tabela 64 - BME para o volume de controle 4 – PAND I (Caso 1 – Condição proposta).....	121
Tabela 65 - BME para o volume de controle 5 – PAND I (Caso 1 – Condição proposta).....	121
Tabela 66 - BME para o volume de controle 6 – PAND I (Caso 1 – Condição proposta).....	122
Tabela 67 - BME para o volume de controle 7 – PAND I (Caso 1 – Condição proposta).....	122
Tabela 68 - BME para o volume de controle 8 – PAND I (Caso 1 – Condição proposta).....	123
Tabela 69 - BME para o volume de controle 9 – PAND I (Caso 1 – Condição proposta).....	123
Tabela 70 - BME para o volume de controle 10 – PAND I (Caso 1 – Condição proposta)...	124
Tabela 71 - BME para o volume de controle 11 – PAND I (Caso 1 – Condição proposta)...	124
Tabela 72 - BME para o volume de controle 12 – PAND I (Caso 1 – Condição proposta)...	125
Tabela 73 - BME para o volume de controle 13 – PAND I (Caso 1 – Condição proposta)...	125
Tabela 74 - BME para o volume de controle 14 – PAND I (Caso 1 – Condição proposta)...	126
Tabela 75 - BME para o volume de controle 1 – PAND II (Caso 1 – Condição proposta). ..	127
Tabela 76 - BME para o volume de controle 2 – PAND II (Caso 1 – Condição proposta). ..	128
Tabela 77 - BME para o volume de controle 3 – PAND II (Caso 1 – Condição proposta). ..	128
Tabela 78 - BME para o volume de controle 4 – PAND II (Caso 1 – Condição proposta). ..	128
Tabela 79 - BME para o volume de controle 5 – PAND II (Caso 1 – Condição proposta). ..	129
Tabela 80 - BME para o volume de controle 6 – PAND II (Caso 1 – Condição proposta). ..	129
Tabela 81 - BME para o volume de controle 7 – PAND II (Caso 1 – Condição proposta). ..	130
Tabela 82 - BME para o volume de controle 8 – PAND II (Caso 1 – Condição proposta). ..	130
Tabela 83 - BME para o volume de controle 9 – PAND II (Caso 1 – Condição proposta). ..	131
Tabela 84 - BME para o volume de controle 10 – PAND II (Caso 1 – Condição proposta). ..	131
Tabela 85 - BME para o volume de controle 11 – PAND II (Caso 1 – Condição proposta). ..	131
Tabela 86 - BME para o volume de controle 12 – PAND II (Caso 1 – Condição proposta). ..	132
Tabela 87 - BME para o volume de controle 13 – PAND II (Caso 1 – Condição proposta). ..	132
Tabela 88 - BME para o volume de controle 14 – PAND II (Caso 1 – Condição proposta). ..	133
Tabela 89 - BME para o volume de controle 15 – PAND II (Caso 1 – Condição proposta). ..	134
Tabela 90 - BME para o volume de controle 16 – PAND II (Caso 1 – Condição proposta). ..	134
Tabela 91 - BME para o volume de controle 17 – PAND II (Caso 1 – Condição proposta). ..	134
Tabela 92 - BME para o volume de controle 18 – PAND II (Caso 1 – Condição proposta). ..	135
Tabela 93 - BME para o volume de controle 19 – PAND II (Caso 1 – Condição proposta). ..	135
Tabela 94 - BME para o volume de controle 20 – PAND II (Caso 1 – Condição proposta). ..	136
Tabela 95 - BME para o volume de controle 1A – PCAN I (Caso 1 – Condição proposta)..	137
Tabela 96 - BME para o volume de controle 1B – PCAN II (Caso 1 – Condição proposta)..	137

Tabela 97 - BME para o volume de controle 2A – PCAN I (Caso 1 – Condição proposta).	138
Tabela 98 - BME para o volume de controle 2B – PCAN II (Caso 1 – Condição proposta).	138
Tabela 99 - BME para o volume de controle 3A – PCAN II (Caso 1 – Condição proposta).	139
Tabela 100 - BME para o volume de controle 3B – PCAN II (Caso 1 – Condição proposta).	139
Tabela 101 - BME para o volume de controle 1 – PNAC (Caso 1 – Condição proposta).	141
Tabela 102 - BME para o volume de controle 2 – PNAC (Caso 1 – Condição proposta).	141
Tabela 103 - BME para o volume de controle 3 – PNAC (Caso 1 – Condição proposta).	142
Tabela 104 - BME para o volume de controle 4 – PNAC (Caso 1 – Condição proposta).	142
Tabela 105 - Consumos adicionais de vapor – PNAC (Caso 1 – Condição proposta).	143
Tabela 106 - BME para o volume de controle 1 – PNAP (Caso 1 – Condição proposta).	144
Tabela 107 - BME para o volume de controle 2 – PNAP (Caso 1 – Condição proposta).	144
Tabela 108 - BME para o volume de controle 3 – PNAP (Caso 1 – Condição proposta).	144
Tabela 109 - BME para o volume de controle 4 – PNAP (Caso 1 – Condição proposta).	145
Tabela 110 - Resumo do Caso 1.	145
Tabela 111 - BME para o volume de controle 10 – PAND I (Caso 2 – Condição proposta).	146
Tabela 112 - BME para o volume de controle 11 – PAND I (Caso 2 – Condição proposta).	147
Tabela 113 - BME para o volume de controle 1 – PAND II (Caso 2 – Condição proposta).	148
Tabela 114 - BME para o volume de controle 2 – PAND II (Caso 2 – Condição proposta).	148
Tabela 115 - BME para o volume de controle 11 – PAND II (Caso 2 – Condição proposta).	149
Tabela 116 - BME para o volume de controle 12 – PAND II (Caso 2 – Condição proposta).	149
Tabela 117 - BME para o volume de controle 18 – PAND II (Caso 2 – Condição proposta).	149
Tabela 118 - BME para o volume de controle 20 – PAND II (Caso 2 – Condição proposta).	150
Tabela 119 - BME para o volume de controle 1B – PCAN II (Caso 2 – Condição proposta).	150
Tabela 120 - Consumos adicionais de vapor – PCAN I e II (Caso 1 – Condição proposta).	151
Tabela 121 - Resumo do Caso 2.	152
Tabela 122 - BME para o volume de controle 10 – PAND I (Caso 3 – Condição proposta).	153
Tabela 123 - BME para o volume de controle 11 – PAND I (Caso 3 – Condição proposta).	153
Tabela 124 - BME para o volume de controle 1 – PAND II (Caso 3 – Condição proposta).	153
Tabela 125 - BME para o volume de controle 2 – PAND II (Caso 3 – Condição proposta).	154
Tabela 126 - BME para o volume de controle 18 – PAND II (Caso 3 – Condição proposta).	154
Tabela 127 - BME para o volume de controle 20 – PAND II (Caso 3 – Condição proposta).	154
Tabela 128 - Consumos adicionais de vapor – PNAC (Caso 3 – Condição proposta).	155
Tabela 129 - Consumos adicionais de vapor – PNAP (Caso 3 – Condição proposta).	156
Tabela 130 - Resumo do Caso 3.	156
Tabela 131 - BME para o volume de controle 10 – PAND I (Caso 4).	157
Tabela 132 - BME para o volume de controle 11 – PAND I (Caso 4 – Condição proposta).	157
Tabela 133 - BME para o volume de controle 1 – PAND II (Caso 4 – Condição proposta).	158
Tabela 134 - BME para o volume de controle 2 – PAND II (Caso 4 – Condição proposta).	158

Tabela 135 - BME para o volume de controle 18 – PAND II (Caso 4 – Condição proposta).	159
Tabela 136 - BME para o volume de controle 20 – PAND II (Caso 4 – Condição proposta).	159
Tabela 137 - Resumo do Caso 4.	160
Tabela 138 - Resumo dos consumos das utilidades antes e depois das propostas.	161
Tabela 139 - Consumo anual de utilidades.	161
Tabela 140 - Vazão de vapor emitido para a atmosfera.	162
Tabela 141 - Vazão adicional de vapor emitido para atmosfera após implantação das propostas.	162
Tabela 142 - Informações do gás natural da COMGÁS.	164
Tabela 143 - Preço do gás natural.	164
Tabela 144 - Vazões e energias na caldeira para estimativa de consumo de gás natural.	165
Tabela 145 - Economia Anual após a integração energética.	166
Tabela 146 - Economia adicional, considerando a venda de vapor emitido para a atmosfera.	167
Tabela 147 - Fluxo de Caixa.	169
Tabela 148 - Valores de VPL, TIR e <i>payback</i> descontado.	170
Tabela 149 - Valores de VPL, TIR e <i>payback</i> descontado em caso de venda do vapor adicional emitido para atmosfera.	170
Tabela 150 - Valores de VPL, TIR e <i>payback</i> descontado considerando a venda do vapor adicional emitido para atmosfera e do vapor produzido pelas novas caldeiras.	170
Tabela 151 - Parâmetros A, B, C, D e E para o cálculo de C_p	181
Tabela 152 - Entalpia de soluções aquosas de nitrato de amônia a diferentes temperaturas.	182
Tabela 153 - Valores aproximados de coeficientes globais de transferência de calor.	185

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

ATM	- Atmosfera
Bar Abs	- Bar absoluto
Bar g	- Bar manométrico
IFA	- International Fertilizer Industry Association
PAND I	- Planta de Ácido Nítrico Diluído I
PAND II	- Planta de Ácido Nítrico Diluído II
PBS	- <i>Payback</i> Simples
PCANI	- Planta de Concentração de Ácido Nítrico I
PCANI II	- Planta de Concentração de Ácido Nítrico II
PCI	- Poder Calorífico Inferior
PNAC	- Planta de Nitrato de Amônio - Concentração
PNAP	- Planta de Nitrato de Amônio - Perolação
TIR	- Taxa Interna de Retorno
VPL	- Valor Presente Líquido

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO	18
2	OBJETIVOS	21
2.1	OBJETIVO GERAL.....	21
2.2	OBJETIVOS ESPECÍFICOS	21
3	JUSTIFICATIVA E IMPORTÂNCIA DO TRABALHO	22
4	REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	24
4.1	ÁCIDO NÍTRICO	24
4.1.1	Processo de produção do ácido nítrico	25
4.1.2	Processo de concentração do ácido nítrico	26
4.2	NITRATO DE AMÔNIO	27
4.2.1	Processo de produção	28
4.3	TROCADORES DE CALOR.....	28
4.4	INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA	31
4.4.1	Breve Histórico	31
4.4.2	Principais Ferramentas	32
4.4.3	Estudos envolvendo integração energética	35
4.5	CALDEIRAS.....	36
4.5.1	Tipos e Classificação de Caldeiras	37
4.5.2	Caldeira de Recuperação	40
4.6	ANÁLISE DE INVESTIMENTO	41
4.6.1	Métodos quantitativos na análise de investimentos	41
4.6.1.1	Valor presente líquido (VPL)	41
4.6.1.2	Taxa interna de retorno (TIR)	43
4.6.1.3	<i>Payback</i> simples (PBS)	44
4.6.1.4	<i>Payback</i> descontado	44
5	DESCRIÇÃO DO PROCESSO	46
5.1	PLANTA DE ÁCIDO NÍTRICO DILUÍDO I (PAND I).....	46
5.2	PLANTA DE ÁCIDO NÍTRICO DILUÍDO II (PAND II).....	50
5.3	PLANTAS DE CONCENTRAÇÃO DE ÁCIDO NÍTRICO I E II (PCAN I E II)	53
5.4	PLANTA DE NITRATO DE AMÔNIO – CONCENTRAÇÃO (PNAC).....	55
5.5	PLANTA DE NITRATO DE AMÔNIO – PEROLAÇÃO (PNAP)	57

5.6	REDE DE DISTRIBUIÇÃO DE VAPOR E UTILIDADES	59
5.7	CONDIÇÃO ATUAL DE OPERAÇÃO	63
6	PREMISSAS E METODOLOGIA	64
6.1	PREMISSAS	64
6.2	METODOLOGIA	68
6.2.1	Diagnóstico Energético.....	68
6.2.2	Integração Energética	75
6.2.3	Viabilidade Econômica	81
7	RESULTADOS E DISCUSSÃO	83
7.1	BALANÇOS DE MASSA E ENERGIA – CONDIÇÃO ATUAL DE OPERAÇÃO	83
7.1.1	Balanços para Condição Atual de Operação – Caso 1.....	84
7.1.1.1	Planta de Ácido Nítrico Diluído I – PAND I	84
7.1.1.2	Planta de Ácido Nítrico Diluído II – PAND II.....	90
7.1.1.3	Planta de Concentração de Ácido Nítrico I e II – PCAN I e II.....	98
7.1.1.4	Planta de Nitrato de Amônio Concentração – PNAC	102
7.1.1.5	Planta de Nitrato de Amônio Perolação – PNAP	105
7.1.1.6	Resumo do Caso 1	107
7.1.2	Balanços para Condição Atual de Operação – Caso 2.....	108
7.1.2.1	Planta de Ácido Nítrico Diluído I – PAND I	108
7.1.2.2	Planta de Ácido Nítrico Diluído II – PAND II.....	109
7.1.2.3	Planta de Concentração de Ácido Nítrico II – PCAN II	109
7.1.2.4	Planta de Nitrato de Amônio Concentração – PNAC	110
7.1.2.5	Planta de Nitrato de Amônio Perolação – PNAP	110
7.1.2.6	Resumo do Caso 2.....	110
7.1.3	Balanços para Condição Atual de Operação – Caso 3.....	111
7.1.3.1	Planta de Ácido Nítrico Diluído I – PAND I	111
7.1.3.2	Planta de Ácido Nítrico Diluído II – PAND II.....	111
7.1.3.3	Planta de Concentração de Ácido Nítrico II – PCAN II	112
7.1.3.4	Planta de Nitrato de Amônio Concentração – PNAC	112
7.1.3.5	Planta de Nitrato de Amônio Perolação – PNAP	113
7.1.3.6	Resumo do Caso 3.....	113
7.1.4	Balanços para Condição Atual de Operação – Caso 4.....	114

7.1.4.1	Planta de Ácido Nítrico Diluído I – PAND I	114
7.1.4.2	Planta de Ácido Nítrico Diluído II – PAND II.....	115
7.1.4.3	Planta de Concentração de Ácido Nítrico I e II – PCAN I e II.....	116
7.1.4.4	Planta de Nitrato de Amônio Concentração – PNAC	116
7.1.4.5	Planta de Nitrato de Amônio Perolação – PNAP	116
7.1.4.6	Resumo do Caso 4.....	116
7.1.5	Resumo da Condição Atual de Operação.....	117
7.2	BALANÇOS DE MASSA E ENERGIA – CONDIÇÃO PROPOSTA	118
7.2.1	Balanços para Condição Proposta – Caso 1.....	118
7.2.1.1	Planta de Ácido Nítrico Diluído I – PAND I	118
7.2.1.2	Planta de Ácido Nítrico Diluído II – PAND II.....	126
7.2.1.3	Planta de Concentração de Ácido Nítrico I e II – PCAN I e II.....	136
7.2.1.4	Planta de Nitrato de Amônio Concentração – PNAC	139
7.2.1.5	Planta de Nitrato de Amônio Perolação – PNAP	143
7.2.1.6	Resumo do Caso 1	145
7.2.2	Balanços para Condição Proposta – Caso 2.....	146
7.2.2.1	Planta de Ácido Nítrico Diluído I – PAND I	146
7.2.2.2	Planta de Ácido Nítrico Diluído II – PAND II.....	147
7.2.2.3	Plantas de Concentração de Ácido Nítrico I e II – PCAN I e II.....	150
7.2.2.4	Planta de Nitrato de Amônio Concentração – PNAC	151
7.2.2.5	Planta de Nitrato de Amônio Perolação – PNAP	151
7.2.2.6	Resumo do Caso 2.....	151
7.2.3	Balanços para Condição Proposta – Caso 3.....	152
7.2.3.1	Planta de Ácido Nítrico Diluído I – PAND I	152
7.2.3.2	Planta de Ácido Nítrico Diluído II – PAND II.....	153
7.2.3.3	Planta de Concentração de Ácido Nítrico I e II – PCAN I e II.....	155
7.2.3.4	Planta de Nitrato de Amônio Concentração – PNAC	155
7.2.3.5	Planta de Nitrato de Amônio Perolação – PNAP	155
7.2.3.6	Resumo do Caso 3.....	156
7.2.4	Balanços para Condição Proposta – Caso 4.....	157
7.2.4.1	Planta de Ácido Nítrico Diluído I – PAND I	157
7.2.4.2	Planta de Ácido Nítrico Diluído II – PAND II.....	158
7.2.4.3	Planta de Concentração de Ácido Nítrico I e II – PCAN I e II.....	159

7.2.4.4	Planta de Nitrato de Amônio Concentração – PNAC	159
7.2.4.5	Planta de Nitrato de Amônio Perolação – PNAP	160
7.2.4.6	Resumo do Caso 4	160
7.2.5	Resumo da Condição Proposta de Operação.....	160
8	ANÁLISE DE VIABILIDADE ECONÔMICA.....	163
8.1	PREÇO DO VAPOR	163
8.2	PREÇO DA ÁGUA DE RESFRIAMENTO.....	165
8.3	ECONOMIA ANUAL.....	166
8.4	INVESTIMENTO	167
8.5	VIABILIDADE.....	168
9	CONCLUSÕES	172
10	SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS.....	174
	REFERÊNCIAS	175
	APÊNDICE A – MEMORIAL DE CÁLCULO	180
	ANEXO A – COTAÇÃO	193

1 INTRODUÇÃO

Os fertilizantes são utilizados pela humanidade desde o período neolítico (10.000 a.c. – 3.000 a.c.) em que se utilizavam cinzas e esterco de animais para adubação. Somente a partir de 1840, por meio da chamada “*Lei Mínima*”, o químico alemão Justus von Liebig (1803-1873) estabeleceu que o solo deveria apresentar quantidades mínimas de certos elementos e minerais que ajudariam no crescimento satisfatório de espécies vegetais. Devido a esta contribuição, Liebig ficou conhecido mundialmente como o fundador da indústria do fertilizante. Porém, foi apenas em 1892 (Lawes, Inglaterra) que a primeira planta de fertilizantes, dedicada integralmente a produção de superfosfato, foi desenvolvida e colocada em operação (IFDC, 1979).

As principais fontes de matéria prima dos fertilizantes químicos são provenientes das indústrias petroquímica e de mineração, conforme ilustrado na Figura 1. Dentre a classe de fertilizantes, destacam-se os três principais tipos: fertilizantes nitrogenados, fosfatados e potássicos que, quando misturados entre si em diferentes proporções, dão origem ao chamado fertilizante NPK, principal fertilizante utilizado na adubação (DIAS; FERNANDES, 2006).

De acordo com dados recentes divulgados pela Associação Internacional das Indústrias de Fertilizante (IFA) o consumo mundial de fertilizantes NPK atingiu, em 2015, o valor de 181 milhões de toneladas, cujo consumo de fertilizantes nitrogenados (59,67 %) superou o consumo de fosfatados (22,65 %) e potássicos (17,68 %). Atualmente, a China se destaca como o principal mercado consumidor, responsável por 28,6 % do consumo mundial do produto (YARA, 2017).

No Brasil, as primeiras indústrias do ramo tiveram início na década de 1950 com expressivo crescimento a partir da década de 1970 com a implementação do Plano Nacional de Fertilizantes. A partir da década de 1990, com a abertura para o mercado externo, ocorreu a entrada de grupos multinacionais aumentando o número de empresas de fertilizantes no país (COSTA; SILVA, 2012). O mercado brasileiro, apesar de fortemente sazonal, também se destaca entre os principais consumidores mundiais de fertilizantes (DIAS; FERNANDES, 2006). O país ocupa a quarta posição entre os maiores consumidores, representando 7,8 % do consumo mundial de fertilizantes (YARA, 2017).

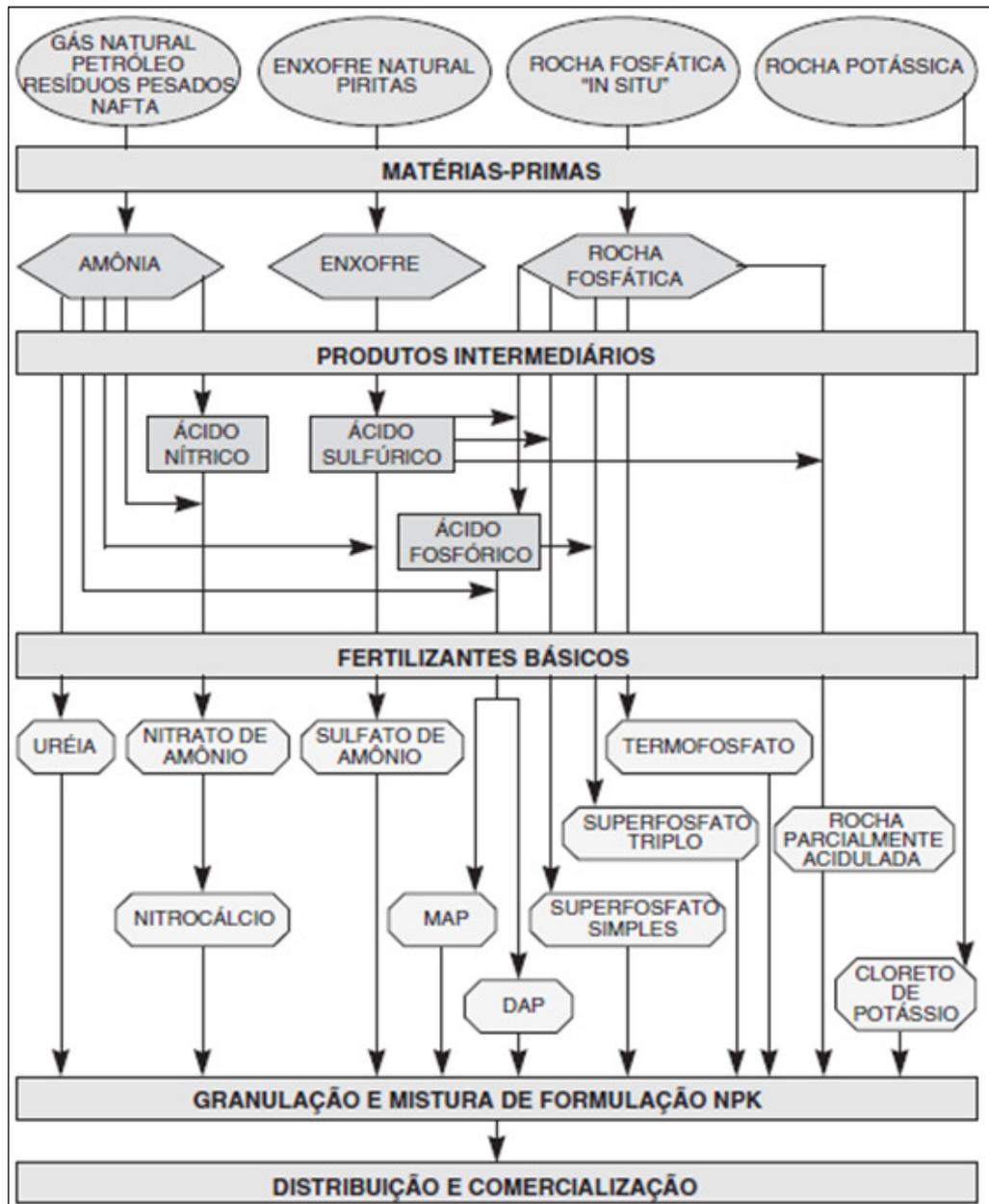


Figura 1 - Cadeia produtiva dos fertilizantes.

Fonte: (FERNANDES; GUIMARÃES; MATHEUS, p.12, 2009).

Os processos de produção de algumas das matérias primas básicas (amônia), de produtos intermediários (ácidos nítrico e fosfórico) e de produtos finais (ureia e nitrato de amônio) na indústria de fertilizante demandam um elevado consumo de energia para sua obtenção (SOUZA, 2012).

Em plantas de produção de ácido fosfórico, por exemplo, grande parte do consumo de vapor é utilizado para concentração do próprio ácido, variando entre 0,5 a 2,2 toneladas de vapor para cada tonelada de ácido fosfórico produzida (EFMA, 2000).

Na produção de ureia, por exemplo, para cada tonelada da amida obtida, o consumo de vapor varia de 581 kg a 1.452 kg, enquanto o consumo de água de refrigeração pode variar de 55 a 110 m³ (SHREVE, 1997).

Já em plantas de fertilizantes nitrogenados, como por exemplo, em plantas de concentração de ácido nítrico, o consumo específico teórico de utilidades quentes para concentrar solução aquosa do ácido de 60 % até 99,5 % em fração mássica corresponde a 1.034 kcal / kg HNO₃ (SLOAN, 1976). Em plantas químicas voltadas à produção de nitrato de amônio, grande parte do consumo de utilidades quentes destina-se à concentração da solução de nitrato de amônio, cujo consumo médio de energia está estimado em 0,7 GJ para cada tonelada do sal, produzido (YORDANOVA, 2014).

Diante deste contexto, ressalta-se que a redução do consumo de energia tem papel fundamental no custo de produção, visto que plantas químicas expressivamente mais eficientes tendem a exibir menor custo produtivo e, por consequência, tornam-se economicamente mais competitivas perante a seus concorrentes (QUARTUCCI, 2007).

Posto isto, a integração energética caracteriza-se como uma ferramenta potencialmente aplicada para se aumentar a eficiência energética de plantas químicas. A ferramenta consiste no aproveitamento do calor das correntes quentes do processo para aquecimento das correntes frias com o concomitante resfriamento das correntes quentes, com consequente redução no consumo de combustíveis utilizado para gerar utilidade quente (vapor d'água), emissão de poluentes gasosos provenientes da queima destes combustíveis, redução do consumo elétrico consumido pelas bombas e ventiladores das torres de resfriamento (KWONG, 2013).

Com base no exposto, o presente trabalho centrou-se nos estudos de diagnóstico e integração energética de uma planta química real de fertilizantes, localizada no Estado de São Paulo, voltada a produção de ácido nítrico e nitrato de amônio.

Atualmente cerca de 20,5 % do vapor utilizado na planta industrial é importado de uma planta vizinha, o que gera um custo estimado de aproximadamente 5,4 milhões de reais por ano, que representa 79,1% do custo total das utilidades. Devido as plantas serem das décadas de 1950 e 1970, elas possuem pouca ou quase nenhuma integração energética e, portanto, existe um grande potencial a ser explorado.

O presente trabalho visa o diagnóstico energético e a aplicação da integração energética em uma planta de fertilizantes visando a redução de consumo de utilidades quente e fria.

2 OBJETIVOS

A seguir serão apresentados os objetivos geral e específicos.

2.1 OBJETIVO GERAL

O objetivo geral do presente trabalho foi reduzir o consumo de utilidades quente (vapor importado) e fria (água de resfriamento) de uma planta industrial real de fertilizantes por meio da aplicação de diagnóstico e integração energética em cada unidade do processo químico.

2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

Para o objetivo geral ser atingido, foram traçados os seguintes objetivos específicos:

- a) Identificar os principais equipamentos e processos;
- b) Identificar as principais correntes de processo e suas respectivas vazões, temperaturas e composições;
- c) Realizar os balanços de massa e energia do processo visando verificar se o modelo proposto descreve satisfatoriamente o processo real;
- d) Integrar, energeticamente, cada unidade da planta industrial;
- e) Analisar o consumo de vapor importado e água de resfriamento antes e depois das alternativas propostas;
- f) Analisar a viabilidade econômica de implementação da alternativa proposta.

3 JUSTIFICATIVA E IMPORTÂNCIA DO TRABALHO

De maneira geral, plantas químicas industriais consomem uma grande quantidade de energia elétrica e térmica para processamento das matérias primas e formação de seus produtos. Estes consumos são ainda maiores em plantas mais antigas que possuem pouca ou nenhuma integração energética em suas correntes de processos (KEMP, 2007).

Atualmente, com empresas mais competitivas, quanto mais eficiente for uma planta industrial em termos energéticos, menores serão os custos com energia e combustíveis e, conseqüentemente, menor será o custo final de seus produtos tornando-os mais competitivos no mercado (MOSKO; PILATTI; PEDROSO, 2010).

Este trabalho envolveu o diagnóstico e a integração energética de uma planta real de fertilizantes composta por seis unidades industriais: 02 (duas) de produção de ácido nítrico diluído, 02 (duas) de concentração de ácido nítrico, 01 (uma) de produção de nitrato de amônio e 01 (uma) de produção de nitrato de amônio perolizado, visando reduzir, ao máximo, o consumo de vapor e água de resfriamento por meio da integração energética de cada unidade.

O principal problema desta planta industrial caracteriza-se pelo elevado consumo de vapor importado de uma planta vizinha, uma vez que a geração interna de vapor não é suficiente para atender as demandas de processo. Quando todas as unidades estão em operação, o consumo total de vapor atinge 46,2 t/h e a planta só consegue suprir internamente 79,5 % deste consumo. Observou-se também que a planta emite uma grande quantidade de vapor reevaporado de condensado, visto que a maior parte de condensados saturados de baixa, média e alta pressão, retornam para um tanque atmosférico de condensado, em que são reevaporados. Além disso, em uma análise preliminar dos processos das diversas unidades, notou-se que existe pouca ou nenhuma integração energética das correntes de processo. Isto se deve, pois, as unidades da planta industrial estudada neste trabalho são das décadas de 1950 e 1970, período em que não se havia grandes estudos relacionados ao tema.

As unidades operam com relativa independência umas das outras e, portanto, o consumo de vapor importado é variável com média anual de 5,04 t/h para um período operacional de 8.000 horas, totalizando um consumo anual de vapor de 40.307 toneladas. Apesar de não ter sido informado, por questões de sigilo, o custo anual pago pelas utilidades quente e fria utilizadas na planta, foram estimados em aproximadamente R\$ 5,4 milhões para o vapor e de R\$ 1,4 milhão para água de resfriamento.

Em uma outra análise global das cargas térmicas das correntes de entrada e saída de cada unidade, notou-se que, enquanto em algumas unidades há energia excedente no processo, em outras há um déficit de energia e, portanto, existe uma grande disponibilidade de energia a ser explorada mediante uso da integração energética.

Devido ao exposto acima, este trabalho apresentou um grande potencial de exploração para aplicação da integração energética. Deste modo, ele foi dividido em quatro etapas. A primeira delas foi a proposição, para cada unidade da planta, de um modelo para os balanços de massa e energia (BME) nos diversos equipamentos e processos visando simular a condição atual de operação das unidades. Portanto, verificou-se a possibilidade do modelo proposto descrever a situação real de operação para que, em uma etapa posterior, pudesse ser simulado a operação da planta com a integração energética aplicada.

A segunda etapa foi uma revisão bibliográfica sobre o tema integração energética em plantas industriais ou piloto, com foco principal em plantas de fertilizantes nitrogenados. Apesar da ampla difusão do tema, a literatura ainda carece de estudos quanto a sua aplicação em plantas reais. Poucos são os trabalhos reportados relacionados ao tema e, particularmente, apenas dois foram encontradas a respeito da integração energética aplicada a plantas de ácido nítrico referente aos estudos de Ivanis et al. (2015) e Santos e Pereira (2016). Com relação aos estudos sobre integração energética de plantas integradas de nitrato de amônio, não há nada reportado na literatura conferindo, portanto, a originalidade do presente trabalho e a proposta de uma nova opção para plantas de fertilizantes.

A terceira etapa foi a aplicação da integração energética com as premissas adotadas no tópico 6 deste trabalho e a simulação com o modelo proposto na primeira etapa, para a verificação do consumo de vapor e água de resfriamento no processo químico.

Finalmente, na quarta etapa foi realizada a análise da viabilidade econômica das alternativas propostas, tomando-se como base as economias geradas pela redução no consumo das utilidades e nos custos finais dos equipamentos obtidos por meio de cotação e de estimativas pesquisadas em literatura específica. Para a análise da viabilidade econômica, aplicaram-se os conceitos de valor presente líquido (VPL), taxa interna de retorno (TIR) e *payback* descontado.

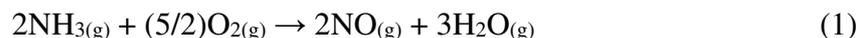
4 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

4.1 ÁCIDO NÍTRICO

O ácido nítrico (HNO_3) é um ácido inorgânico altamente corrosivo que em sua forma pura tende a se decompor e liberar vapores de óxidos de nitrogênio extremamente tóxico. Quando em solução aquosa forma um azeótropo com fração mássica máxima de 68 % em fração mássica de HNO_3 (SOUZA, 2012).

Possui diversas aplicações industriais como decapagem de latão, gravação de metais, na separação de prata e ouro, etc, (SHREVE, 1997); entretanto, seu principal consumo, cerca de 80 % da produção mundial, é utilizado na indústria de fertilizantes, principalmente, para a produção de nitrato de amônio (SOUZA, 2012).

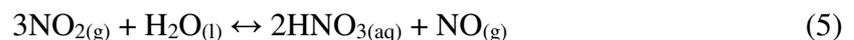
O principal método utilizado para obtenção do HNO_3 é o processo Ostwald (1902) no qual ocorre a passagem da mistura amônia com ar pré-aquecido através de uma tela fina de um catalisador formado por 90 a 95 % em fração mássica de platina e 5 a 10 % em fração mássica de ródio, no qual ocorre a reação de oxidação da amônia a óxido nítrico, conforme indicado a seguir: (SOUZA, 2012)



Além da reação principal podem ocorrer as seguintes reações paralelas:



Uma vez que os gases saem do reator e são resfriados, os mesmos são enviados para uma unidade de absorção onde ocorre a seguinte reação:



A Figura 2 ilustra o processo básico de produção de ácido nítrico.

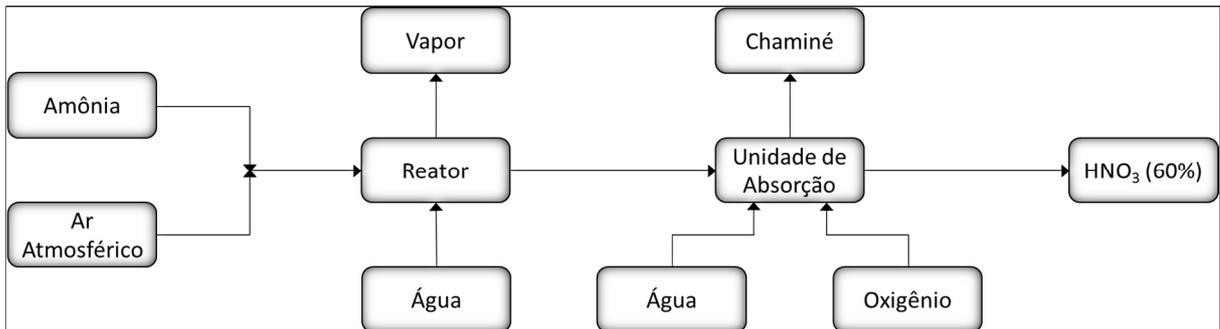


Figura 2 - Diagrama de blocos simplificado do processo Ostwald de produção do HNO₃.
Fonte: Elaborado pelo autor.

4.1.1 Processo de produção do ácido nítrico

Mistura dos Reagentes

Os reagentes, utilizados para a produção dos gases nitrosos, são o ar atmosférico e amônia, que reagem em um reator catalítico. Ar atmosférico é primeiramente insuflado, aquecido e filtrado antes de ser misturado com a amônia que é evaporada e filtrada. A proporção entre a mistura ar e amônia é ajustada para se obter a máxima conversão respeitando o limite de explosividade da amônia em ar que é de aproximadamente de 12 % em fração volumétrica e desta maneira o valor usual desta mistura é de 10 % em fração volumétrica (SOUZA, 2012).

Reação

A mistura pré-aquecida é introduzida no reator catalítico, formado por finas camadas de platina composta por aproximadamente 10 % em fração mássica de ródio (SHREVE, 1997), que opera a uma temperatura da ordem de 820 a 950 °C em função da pressão de operação do reator. Para reatores de baixa pressão, abaixo de 2,3 bar g., o rendimento da reação em termos de NO é da ordem de 98 % (SOUZA, 2012).

Recuperação de calor

A reação de formação do óxido nítrico é altamente rápida e exotérmica com variação de entalpia de reação de 226,4 kJ/mol NO (SOUZA, 2012).

Estes gases quentes são resfriados em uma caldeira de recuperação de calor, que aproveita o calor dos mesmos para geração de vapor que é utilizado em outras partes do processo, sendo possível recuperar até 85 % da energia nos gases, gerando desta maneira 1,1 tonelada de vapor / tonelada de HNO₃ 100 % (SOUZA, 2012).

Resfriamento

Para que ocorra a oxidação do NO a NO₂ (Equação 4), uma vez que esta reação é lenta e o equilíbrio é favorável a baixas temperaturas, faz-se necessário uma redução da temperatura dos gases nitrosos na saída do reator (SHREVE, 1997).

Após a saída da caldeira, os gases ainda possuem uma elevada temperatura e é necessário o resfriamento até temperaturas próximas de 50 °C para a formação do dióxido de nitrogênio, através de um trocador de calor. Durante o resfriamento pode ocorrer a condensação de soluções ácidas que são removidas do trocador (SOUZA, 2012).

Absorção

Após o resfriamento, os gases nitrosos são encaminhados para a seção de absorção em que são lavados em colunas de absorção em contracorrente com água para a formação do ácido nítrico e do óxido nítrico conforme equação 5.

A velocidade de formação do ácido nítrico é favorecida pelo aumento de pressão e pelo rebaixamento da temperatura, sendo em alguns processos utilizado um compressor de gases antes de introduzi-los no sistema de absorção (SOUZA, 2012).

O óxido nítrico liberado (Equação 5) é reoxidado para dióxido de nitrogênio por meio da injeção de ar atmosférico ou oxigênio (Equação 4) para que o mesmo possa reagir com água e formar o ácido nítrico aumentando a eficiência do processo de produção do ácido que é retirado em forma aquosa pela base da coluna. O *Tail Gas* que saiu pelo topo da coluna de absorção é encaminhado para o sistema de tratamento de gases para redução do NO_x (SOUZA, 2012).

4.1.2 Processo de concentração do ácido nítrico

Um dos processos utilizados para concentração do ácido nítrico é o chamado “Maggie” que foi desenvolvido e aplicado em 1958 pela empresa Hércules Powder. O processo consiste na utilização do nitrato de magnésio, Mg(NO₃)₂, como agente de ligação com a água, para quebrar a azeotropia do HNO₃ a 68 % em fração mássica com a água (SHREVE, 1997).

O nitrato de magnésio, a uma concentração de 72 % em fração mássica e com temperatura próxima de 140 °C é introduzido na torre de concentração para a quebra da azeotropia. Após o contato com a solução de ácido nítrico, ele é retirado da torre com uma concentração entre 50 e 70 % em fração mássica e temperatura entre 170 e 180 °C. O Mg(NO₃)₂ é enviado, por sua vez, para um concentrador a vácuo para remover parte da água absorvida e

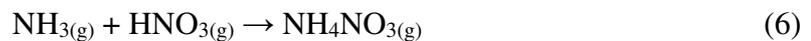
voltar a ter sua concentração de 72 % em fração mássica, para então ser reenviado para a torre de concentração (POWDER, 1958).

Os vapores no topo da torre são retirados com concentração de 99,5 a 100 % de HNO₃, e o ácido nítrico é então condensado e resfriado para armazenamento (SHREVE, 1997).

4.2 NITRATO DE AMÔNIO

O nitrato de amônio (NH₄NO₃) é um sal inorgânico altamente oxidante utilizado como propelente sólido para foguetes e explosivos, mas também é um dos principais fertilizantes utilizados devido ao alto teor de nitrogênio (34 %, em fração mássica), devido à rápida ação no nitrogênio presente no nitrato e à ação lenta do nitrogênio no amônio (SOUZA, 2012).

Sua obtenção é feita pela processo Stengel em que o ácido nítrico é neutralizado com amônia (Equação 6), produzindo o nitrato de amônio com concentração entre 78 e 87 % em fração mássica (SHREVE, 1997).



A Figura 3 ilustra o processo básico de produção do nitrato de amônio.

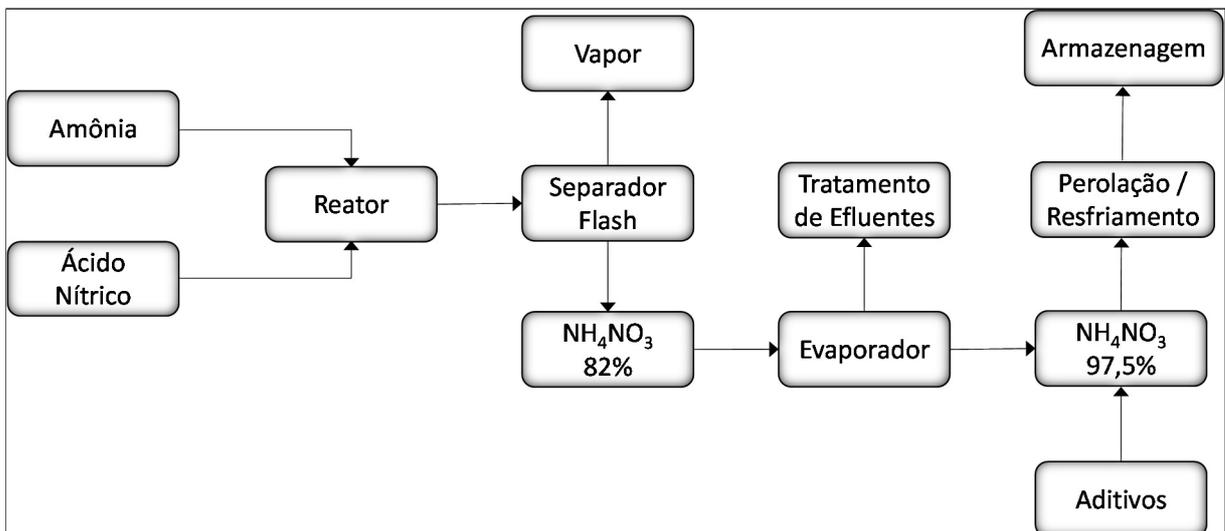


Figura 3 - Diagrama de blocos simplificado do processo de produção do nitrato de amônio.
Fonte: Elaborado pelo autor.

4.2.1 Processo de produção

A produção do nitrato de amônio ocorre, basicamente, em três etapas: neutralização, concentração e perolação.

Neutralização

O nitrato de amônio é produzido de acordo com a equação 6. A neutralização pode ser realizada a vácuo ou a pressão atmosférica, na qual a escolha irá depender da disponibilidade de vapor na planta; caso haja disponibilidade, a operação atmosférica é preferível (SOUZA, 2012).

Devido ao caráter exotérmico da reação, 86 kJ/mol de nitrato de amônio ocorre o aumento da temperatura do produto final, fazendo com que haja a evaporação de parte da água do nitrato de amônio. Na saída do reator, a mistura é alimentada em um vaso flash, onde ocorre a reevaporação de parte da água do nitrato de amônio, auxiliando no aumento da concentração da solução de nitrato de amônio (SOUZA, 2012).

Concentração

A solução aquosa de nitrato de amônio (78 a 87 %, em fração mássica), é alimentada em um evaporador a vácuo ou em um evaporador de película descendente que concentra a solução de nitrato de amônio até 94 – 99,7 % em fração mássica (SOUZA, 2012).

Perolação

A etapa de perolação é realizada em uma torre de perolação, cuja solução concentrada é aspergida no topo da torre e as gotas são secas em contracorrente com fluxo de ar. Devido à natureza altamente higroscópica, as pérolas são revestidas com substâncias anti-higroscópicas para evitar a aglomeração e absorção de umidade. Após a perolação, as pérolas são resfriadas, secas e armazenadas (SOUZA, 2012).

4.3 TROCADORES DE CALOR

Trocadores de calor são dispositivos utilizados para recuperação de calor entre duas correntes de processo, possibilitando o aquecimento e resfriamento dos fluidos (KERN, 1982).

Nos trocadores de calor, os fluidos são separados fisicamente de maneira a evitar o contato entre os mesmos. O fluido quente é aquele que fornece calor, ou seja, que se resfria enquanto o fluido frio é aquele que se aquece (ARAÚJO, 2002).

Os trocadores de calor podem ser classificados em função da configuração do escoamento e do seu tipo de construção. Com relação ao escoamento ele pode ser em paralelo quando os fluidos escoam na mesma direção, contracorrente quando os fluidos escoam em direção oposta e correntes cruzadas quando um fluido escoia perpendicularmente ao outro (KREITH, 1977).

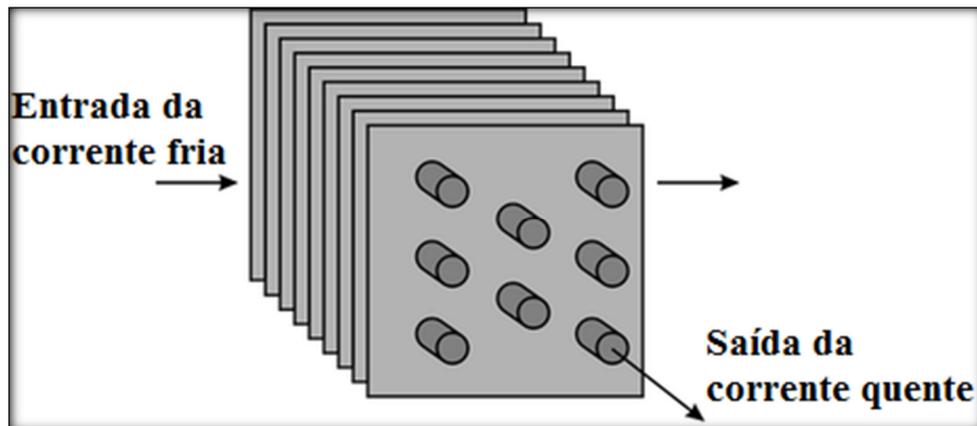


Figura 4 - Ilustração de um trocador com escoamento cruzado.
Fonte: Adaptado de (CDCEQUIPAMENTOS, 2017).

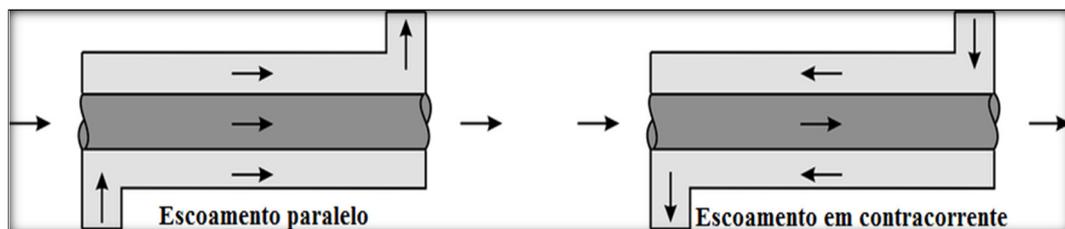


Figura 5 - Ilustração de trocadores de calor em paralelo e contracorrente.
Fonte: Adaptado de (CDCEQUIPAMENTOS, 2017).

Dos arranjos apresentados, o trocador de escoamento em contracorrente é o que apresenta melhor desempenho de troca térmica e o de escoamento paralelo apresenta menor desempenho. O trocador de corrente cruzada apresenta desempenho intermediário podendo se aproximar tanto dos dois casos anteriores, dependendo da configuração, posição dos tubos, número de passes, fileiras, etc (PERUSSI, 2010).

Esta diferença entre os tipos de escoamentos pode ser vista na figura 6 em que no escoamento em contracorrente é possível atingir maiores variações de temperaturas que no escoamento em paralelo (PERUSSI, 2010).

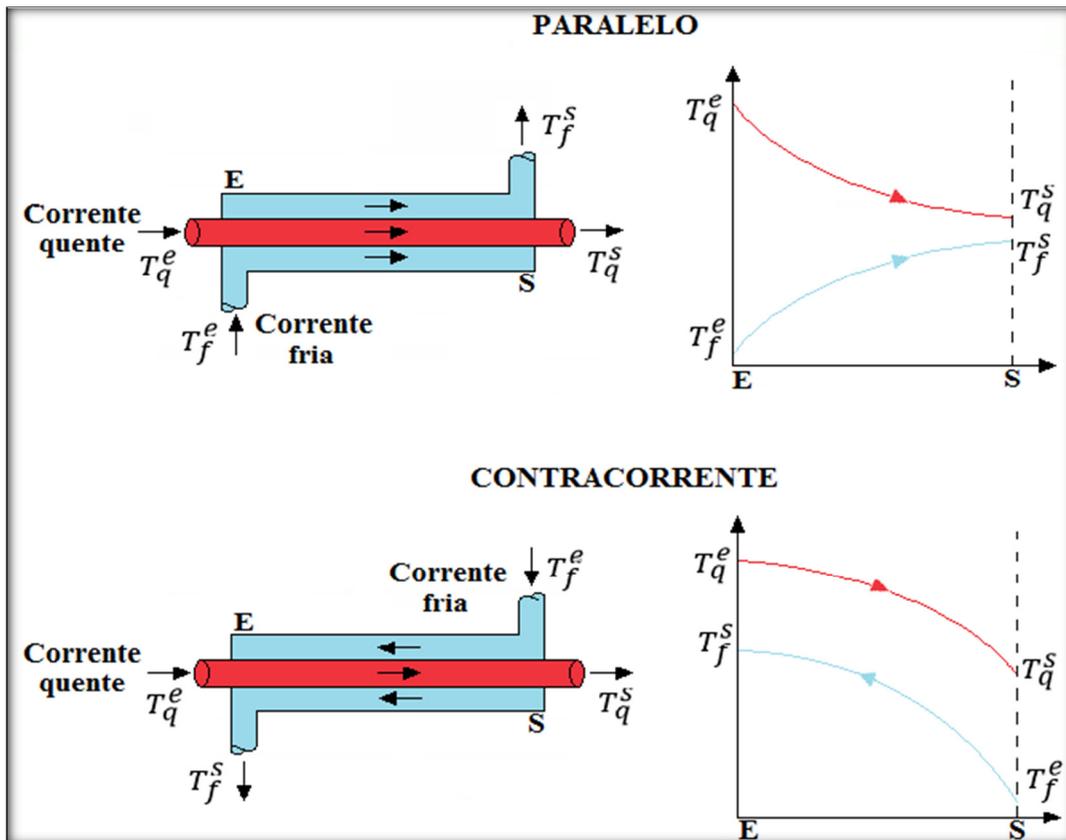


Figura 6 - Comportamento das temperaturas dos fluidos em trocadores de calor com escoamentos em paralelo e em contracorrente.

Fonte: Elaborado pelo autor.

A carga térmica de um trocador de calor é dada como:

$$Q = U \cdot A \cdot F \cdot \Delta T_{MLDT} \quad (7)$$

em que Q é o calor trocado, A é a área de troca térmica, U é o coeficiente global de transferência de calor e ΔT_{MLDT} é a média logarítmica das diferenças de temperatura entre os fluidos (ARAÚJO, 2002).

A média logarítmica é calculada de acordo com a equação (8) e as diferenças ΔT_1 e ΔT_2 são indicadas na Figura 7.

$$\Delta T_{MLDT} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln\left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}\right)} \quad (8)$$

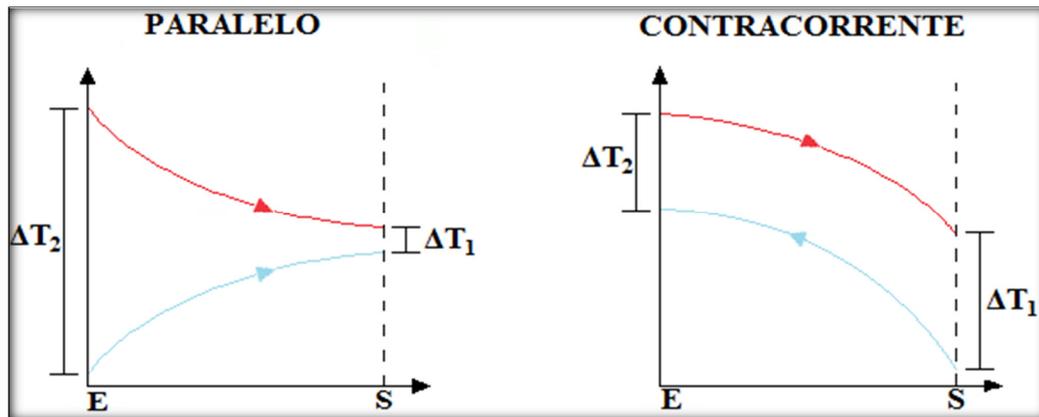


Figura 7 - Indicação de ΔT_1 e ΔT_2 para os escoamentos em paralelo e em contracorrente.

Fonte: Elaborado pelo autor.

4.4 INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA

4.4.1 Breve Histórico

O aspecto energético nem sempre foi uma consideração importante em projetos e operações de processos químicos industriais e apresentou desenvolvimento e avanços nas últimas décadas. Com esta preocupação surgiu o conceito de integração energética de processo que visa a redução do consumo de utilidades pelo reaproveitamento de energia das correntes de processo (KWONG, 2013).

Na maioria dos processos químicos industriais existem correntes quentes que necessitam ser resfriadas e correntes frias que necessitam ser aquecidas. Tanto o fornecimento como a remoção de calor de correntes de processos são operações que envolvem alto custo e, portanto, é desejável o aquecimento e resfriamento com as próprias correntes de processo. O propósito da integração energética é satisfazer tanto o aquecimento e o resfriamento das correntes de processo com o menor custo possível (PETERS; TIMMERHAUS, 1991).

Um dos principais objetivos e vantagens da integração energética consiste na redução no consumo de utilidades quente e fria e, portanto, redução no consumo de combustíveis, energia elétrica e emissão de poluentes provenientes da queima de combustíveis. A redução no consumo de utilidades reflete em um menor custo operacional, o que se reflete no aumento do lucro sobre o produto final (KWONG, 2013).

Em processos industriais, a principal fonte de utilidade quente é o vapor d'água gerado em caldeiras, enquanto que a principal utilidade fria é a água de resfriamento proveniente das torres de resfriamento (KWONG, 2013).

A Figura 8 mostra, de maneira simplificada, um processo em que se aplica o conceito de integração energética, em que as diferentes correntes frias e quentes do processo são combinadas de maneira a atingir a máxima recuperação de calor, e as utilidades quentes e frias fornecem e retiram o calor necessário para fechar o balanço de energia (NETO, 2005).

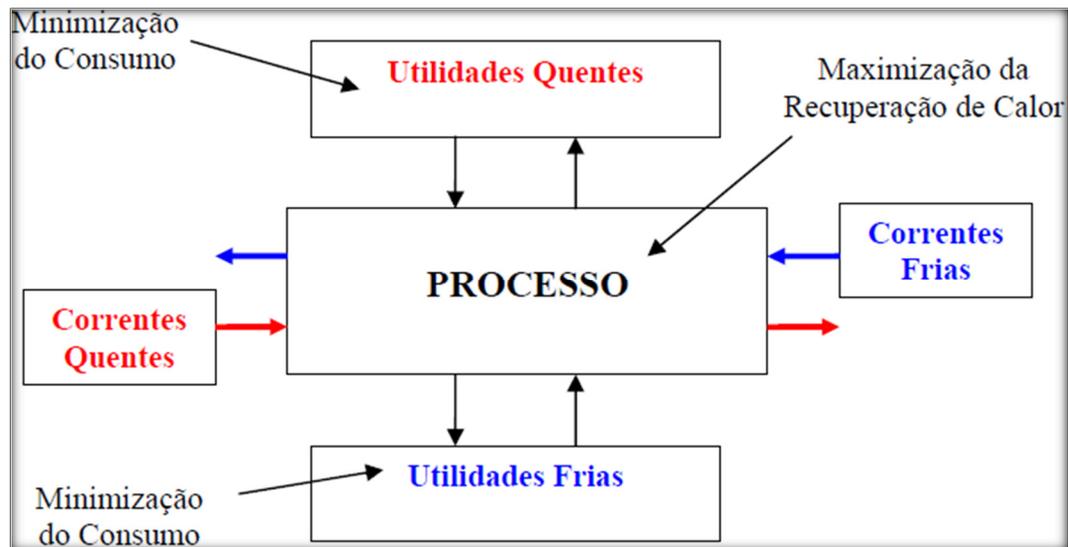


Figura 8 - Modelo simplificado de um sistema de integração energética.

Fonte: (NETO, 2005, p.11).

4.4.2 Principais Ferramentas

Existem diversas técnicas e modelos de integração energética, dentre elas a mais conhecida é a Tecnologia “Pinch”. Esta tecnologia começou a ser desenvolvida na década de 1970 por Linnhoff e Flower e apresentada no início da década de 1980 em alguns estudos de plantas existentes (KEMP, 2007).

O objetivo desta tecnologia é a análise e otimização de processos químicos, com relação à sua integração energética, através do uso de um conjunto de ferramentas e regras estabelecidas para a aplicação das Primeira e Segunda Leis da Termodinâmica (NETO, 2005).

Todas as trocas térmicas entre as correntes quentes e frias de processo na integração energética são realizadas em trocadores de calor, dispostos em redes, conforme indicado na Figura 9 (KWONG, 2013).

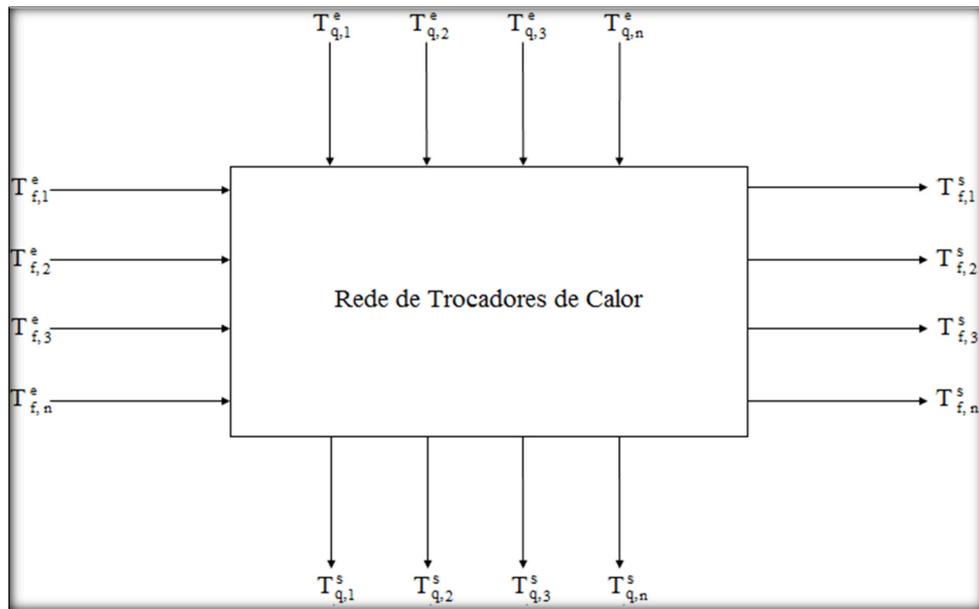


Figura 9 - Diagrama simplificado de integração energética de um processo químico. Fonte: Adaptado de (KWONG, 2013).

Na maioria dos processos industriais nem sempre é possível atender às demandas de aquecimento e resfriamento das correntes de processo, sendo necessário a complementação de utilidades quentes e frias externas ao processo, conforme indicado na Figura 10.

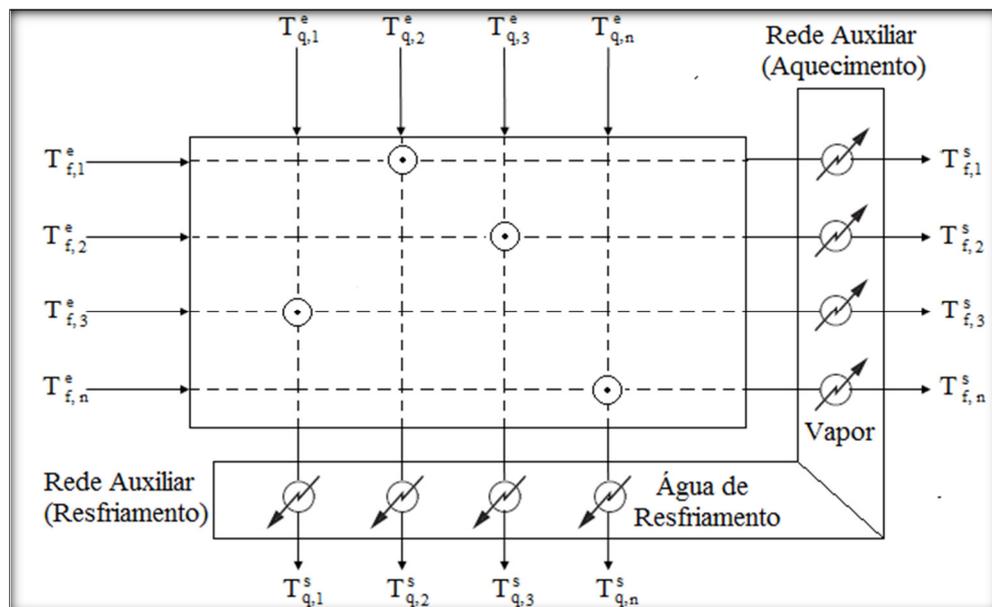


Figura 10 - Diagrama simplificado de integração energética de um processo com auxílio de utilidades quentes e frias.

Fonte: Adaptado de (KWONG, 2013).

A máxima recuperação de energia entre as correntes quentes e frias de processo não é, muitas vezes um processo simples, devido à grande quantidade de correntes e possíveis combinações entre elas. Portanto, deve-se encontrar a opção com a menor quantidade de trocadores com a máxima recuperação de calor para um melhor benefício técnico-econômico (KEMP, 2007).

Para aplicação da Tecnologia *Pinch* e de outras técnicas de integração energética é necessária a identificação das correntes quentes e frias que necessitam ser resfriadas e aquecidas para a construção da chamada curva composta que é uma representação gráfica do balanço de energia do processo (NETO, 2005). Neste gráfico pode se observar melhor quais são as demandas das utilidades quentes e frias necessárias no processo (KWONG, 2013).

Este gráfico é uma representação do balanço de energia e é composto por duas curvas chamadas de curvas compostas quente e fria. A curva composta quente é obtida por meio da soma de todas as cargas térmicas de resfriamento das correntes de processo, enquanto a curva fria é obtida pela soma das cargas térmicas de aquecimento, conforme indicado na Figura 11 (NETO, 2005).

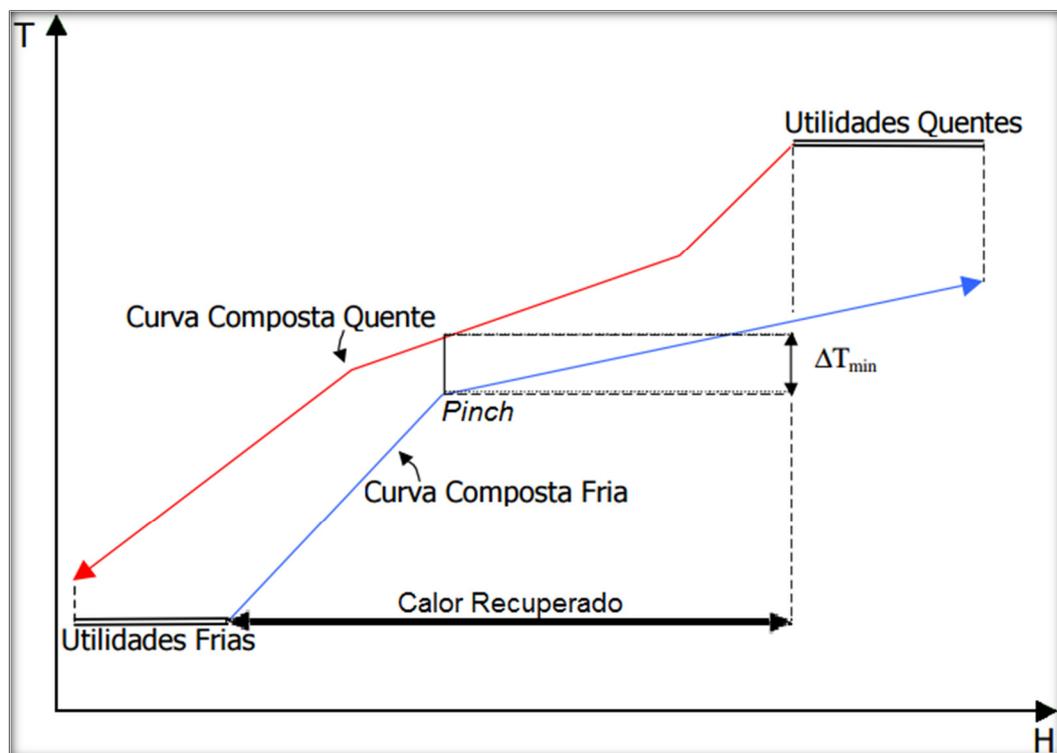


Figura 11 - Exemplo de curvas composta.
Fonte: Adaptado de (OLIVEIRA, 2005).

A curva composta permite a obtenção de algumas informações sobre o processo como (FALEIROS; LUIZ, 2014):

- Quantidade máxima possível de calor que pode ser recuperada;
- Quantidades mínimas de utilidades quentes e frias a serem fornecidas ou retiradas do processo;
- Localização do ponto de estrangulamento ou ponto de “pinch” para um determinado valor de diferença de temperatura mínima ΔT_{min} .

O valor ótimo do ΔT_{min} pode ser determinado por meio de uma análise econômica entre a área de troca térmica dos trocadores de calor e a redução no consumo de utilidades quentes e frias. Em geral, os valores ótimos de ΔT_{min} adotados variam na faixa entre 10 e 20 °C (KEMP, 2007). Em seu capítulo sobre integração energética Gundersen (2013) recomenda a utilização de ΔT_{min} de 20°C, enquanto (TOWLER; SINNOTT, 2012) recomendam a faixa de 5 a 30°C .

Com a definição das correntes frias e quentes do processo e suas respectivas vazões e cargas, adota-se um valor de temperatura mínima que é mantido entre as correntes que estão trocando calor, para a construção da curva composta para a determinação das cargas térmicas mínimas das utilidades quentes e frias necessárias no processo (KWONG, 2013).

4.4.3 Estudos envolvendo integração energética

Diversos autores reportaram relativo sucesso na redução do consumo de utilidades quente e fria no processo após a integração energética; entretanto, o valor porcentual de redução dessas utilidades é particular de cada processo.

Em um diagnóstico energético da rede de trocadores de calor de uma planta de craqueamento catalítico fluído (AL-RIYAMI; KLEMES; PERRY, 2001) obtiveram, após a integração energética da planta, uma redução de 27% nos custos de utilidades com um *payback* de 19 meses.

(NETO, 2005) em seu trabalho intitulado metodologia para aplicação de integração energética numa planta industrial teve por objetivo o desenvolvimento de uma metodologia para integração energética de uma planta industrial real de polietileno linear com o intuito de redução das utilidades quente e fria. Após a aplicação de seu modelo obteve-se uma redução no consumo de utilidades quente e fria de 9 % e 24 %, respectivamente.

(POSADA; MANOUSIOUTHAKIS, 2005) realizaram a integração energética, tanto térmica como elétrica, de uma planta industrial de produção de hidrogênio através da reforma do metano e obtiveram uma redução combinada das utilidades quente e fria de 36%.

(YOON; LEE; PARK, 2007) por meio da tecnologia *pinch* realizaram a integração energética em uma planta industrial de etilbenzeno para redução do consumo de utilidades quentes e frias e obtiveram uma redução anual de 5,6% dos gastos energéticos da planta com um *payback* de aproximadamente 4 meses.

(MOREIRA et al., 2007) realizaram a integração energética de uma unidade de destilação atmosférica e a vácuo utilizando a metodologia *pinch* e auxiliado pelos softwares comerciais PETROX e Petrofine, obtiveram uma redução no consumo de utilidades quentes e fria, após a integração energética, de 63 e 60 % respectivamente.

(MÓDENES et al., 2011) obtiveram uma redução no consumo de vapor de aproximadamente 80 % em uma etapa de processo de extração de óleo de soja.

(RODRIGUES, 2012) por sua vez teve como objetivo a redução das utilidades quente e fria através da integração energética dos processos de *stripping* e de secagem de uma unidade de produção de PVC em suspensão, por meio de um software comercial denominado HINT 2.2, em que se obteve uma redução de cerca de 20 % nas utilidades quente e fria.

4.5 CALDEIRAS

O primeiro relato de tentativa de produção de vapor na história é datado do século II a.C. com Heron de Alexandria que projetou um dispositivo chamado Eolípila, que produzia vapor no interior de uma esfera e expulsava através de dois canais, oposto um ao outro, fazendo com que a esfera girasse em torno do seu eixo, ficando conhecido como o primeiro motor a vapor da história (ALTAFINI, 2002).

O uso do vapor só teve grande destaque a partir da revolução industrial quando se passou a produzir vapor em caldeiras para movimentar máquinas. Um dos primeiros modelos de caldeira utilizado foi a caldeira de Newcomen, em 1711, também chamada de caldeira de Haycock, que era um reservatório esférico com aquecimento direto na parte inferior. Posteriormente em 1769, James Watt realizou algumas modificações criando a primeira caldeira vagão para ser utilizada em trens (BIZZO, 2001).

Apesar dessas primeiras terem grande sucesso, elas eram limitadas em tamanho e pressão pois se tratavam de caldeiras flamotubulares, A primeira caldeira aquatubular patenteada foi de William Blakey em 1766; entretanto, a primeira caldeira que teve uso prático foi de James Rumsey em 1788. Em 1880 Alan Stirling desenvolveu a caldeira de Stirling, de tubos dobrados separando os “tubulões de água” da fornalha; este conceito ainda é utilizado nas atuais caldeiras de grande porte (BABCOCK & WILCOX COMPANY, 2005).

Atualmente, a maioria das caldeiras são utilizadas para geração de vapor para processo e para geração de energia elétrica, onde vapor é expandido em uma turbina a vapor que por sua vez está conectada a um eixo de um gerador de energia elétrica.

Uma definição mais formal do que são caldeiras de acordo com as norma regulamentadora 13 (NR 13) é “Caldeiras a vapor são equipamentos destinados a produzir e acumular vapor sob pressão superior à atmosférica, utilizando qualquer fonte de energia, excetuando-se os refervedores e equipamentos similares utilizados em unidades de processo”.

4.5.1 Tipos e Classificação de Caldeiras

Tipos

As caldeira podem ser classificadas em basicamente dois tipos: flamotubulares e aquatubulares.

As caldeiras flamotubulares são constituídas de um vaso de pressão, na horizontal ou vertical, com uma fornalha e com espelhos na extremidade onde são fixados os tubos, no qual os gases de combustão circulam-no interior, enquanto a água vaporiza do lado de fora. Em geral são de pequena capacidade de produção de vapor, da ordem de 15 t/h, e baixas pressões, 15 bar (BAZZO, 1995).

Apesar da relativa baixa capacidade de produção, as caldeiras flamotubulares são bem aceitas pelo mercado pois seu custo é baixo quando comparado a aquatubular, de mesma capacidade. Além disso, a água acumulada em seu interior funciona como um reservatório pulmão sendo adequada para processos em que há variações repentinas de consumo de vapor; sua eficiência é da ordem de 80 a 90% (BIZZO, 2001).

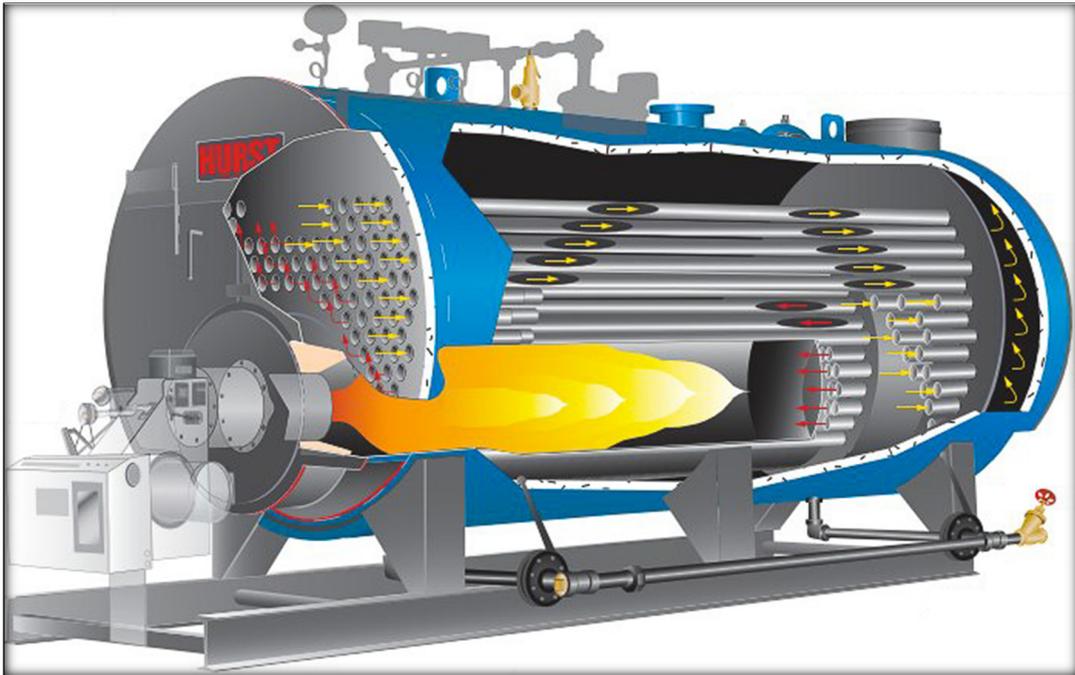


Figura 12 - Representação em corte de uma caldeira flamotubular.
 Fonte: Adaptado de (HURSTBOILER, 2017).

Nas caldeiras aquatubulares os gases de combustão circulam pelo lado externo dos tubos enquanto a água e vapor circulam pelo lado interno dos tubos que são interligado em reservatórios cilíndricos horizontais, “tubulações” (ALTAFINI, 2002).

No(s) reservatório(s) superior(es) ocorre a separação da fase líquida do vapor e no tubulão inferior é retirado os sólidos decantados. As caldeiras aquatubulares são preferidas onde se deseja uma maior capacidade de produção e pressão de operação; diferentemente das caldeiras flamotubulares, neste tipo de caldeira é possível produzir vapores superaquecidos visto que nesta caldeira pode existir uma sessão para aquecimento do vapor saturado. Em teoria não há limite para capacidade de produção; atualmente existem caldeiras com capacidade de 750t/h e pressões de 215 atm (BIZZO, 2001).



Figura 13 - Caldeira aquatubular sendo transportada.
Fonte: Adaptado de (BABCOCK, 2017).

Classificação

De acordo com a NR-13, as caldeiras podem ser classificadas em 3 categorias:

- Categoria A: Pressão de operação é superior a 1960 kPa (19,98 kgf/cm²);
- Categoria C: Pressão de operação igual ou inferior a 588 kPa (5,99 kgf/cm²) e volume interno igual ou inferior a 100 litros;
- Categoria B: caldeiras que não se enquadram nas categorias anteriores.

Além desta classificação, as caldeiras podem-se classificar em (ALBERICHI, 2013):

- Grau de automação
 - Manuais;
 - Semiautomática;
 - Automática.

- Com relação ao tipo energia/combustível empregada:
 - Sólido;
 - Líquido;
 - Gasoso;
 - Caldeiras elétricas;
 - Caldeiras de recuperação de calor.

4.5.2 Caldeira de Recuperação

Processos em que há geração de gases a altas temperaturas como gases quentes de alto forno, gases de processo de fabricação de amônia, produto de combustão de incineradores, etc. existe a possibilidade de recuperação de energia antes de enviá-los diretamente para a chaminé (BIZZO, 2001).

Para extrair esta energia dos gases quentes existem as caldeiras de recuperação de calor, que são um caso particular das caldeiras, pois não há, necessariamente, queima de combustível para a geração de vapor. Uma caldeira de recuperação de calor pode ser comparada a um grande trocador de calor em contracorrente, composto de diferentes seções, que visam à máxima recuperação de calor proveniente de gases quentes de processo para geração de vapor (JÚNIOR, 2016).

Caso seja necessário o aumento da produção de vapor ou elevar a temperatura do vapor, existe a possibilidade de realizar a queima suplementar de combustível na caldeira para elevar a temperatura dos gases quentes. Caldeiras com queima suplementar são capazes de recuperar 95% do calor dos gases quentes (VIEIRA, 2015).



Figura 14 - Caldeira de recuperação de calor sendo montada.
Fonte:(INDUSTRIALACCESS, 2015).

4.6 ANÁLISE DE INVESTIMENTO

O processo de decisão de investimento em um projeto envolve uma série de questões e opções que nem sempre são triviais. O processo de decisão é muitas vezes complexo pois as decisões podem refletir em longo prazo. Existem diversos métodos para análise da viabilidade econômica de um projeto, podendo citar: (i) o valor presente líquido, (ii) taxa interna de retorno, (iii) *payback* simples e (iv) *payback* descontado (OLIVEIRA, 2008).

4.6.1 Métodos quantitativos na análise de investimentos

4.6.1.1 Valor presente líquido (VPL)

Em projetos de investimento, há um desembolso inicial para aquisição de equipamentos, maquinários, matérias primas etc. com o objetivo de se obter um certo lucro através de uma série de recebimentos futuros. Quando estes valores são convertidos a data do investimento inicial, e somados entre si e, posteriormente, descontados do valor do investimento inicial tem-se o chamado Valor Presente Líquido, VPL (BRUNI; FAMÁ, 2014).

A Figura 15 ilustra um exemplo qualitativo de fluxo de caixa, e em seguida o VPL, onde todas as entradas e saídas são convertidas para a data zero do investimento.

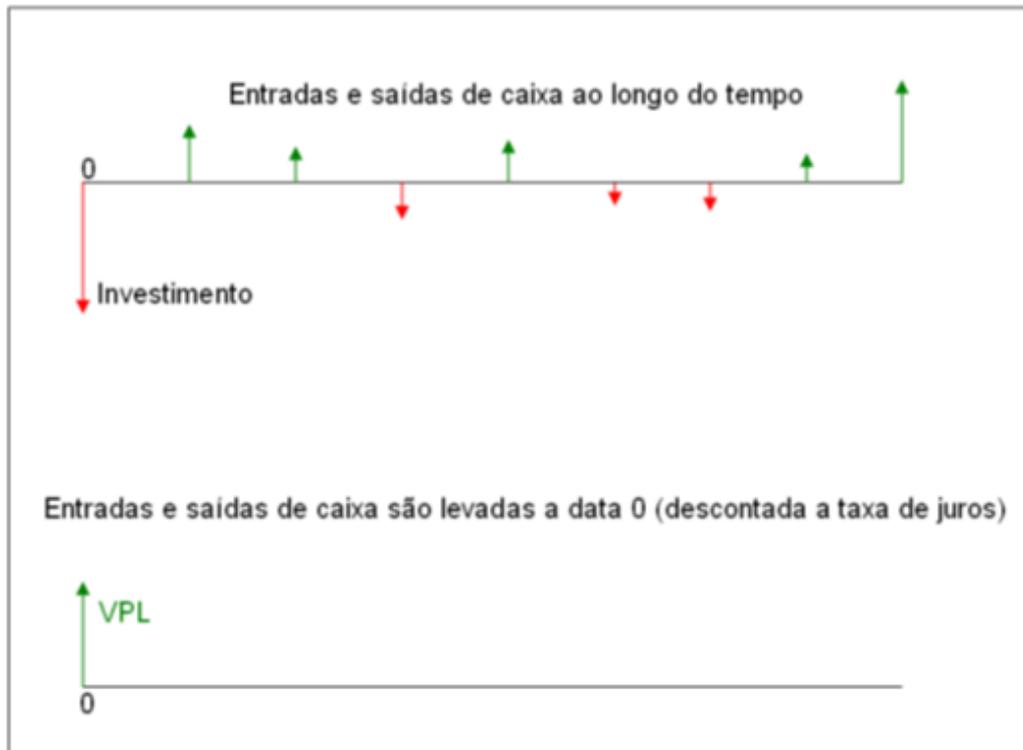


Figura 15 - Conceito de VPL.
Fonte:(OLIVEIRA, 2008, p.16).

Matematicamente o VPL é dado pela seguinte equação:

$$VPL = \sum_{j=0}^n \frac{FC_j}{(1+i)^j} \quad (9)$$

em que:

FC_j : Fluxo de caixa no período j ;

i : taxa de juros ou taxa de desconto;

j : período de tempo analisado;

n : número de períodos analisados.

Se o valor de VPL é maior ou igual a zero o projeto é considerado atraente e poderá ser aceite.

4.6.1.2 Taxa interna de retorno (TIR)

A taxa interna de retorno, TIR, representa o valor da taxa de desconto que torna o valor do VPL nulo quando aplicado a um fluxo de caixa (KASSAI et al., 2012).

Quando um investimento possui uma TIR maior que sua taxa de desconto o projeto é considerado atraente, pois irá gerar um valor de VPL maior que zero. Caso a TIR seja menor que o valor da taxa de desconto, irá gerar um valor negativo de VPL. Além disso, quando se tem mais de uma alternativa, escolhe-se a que apresenta a maior TIR (BRUNI; FAMÁ, 2014). A relação entre a TIR e o VPL está ilustrada na Figura 16.

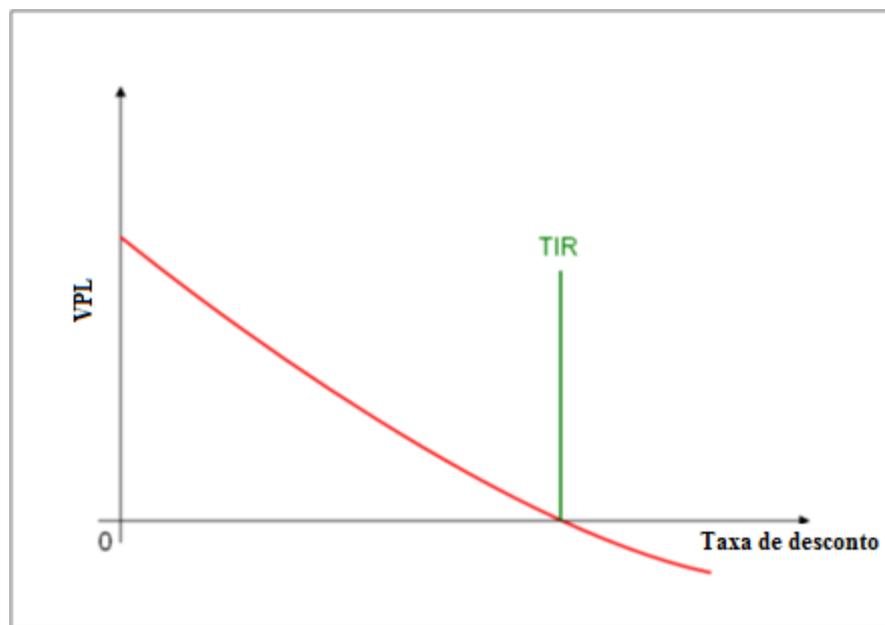


Figura 16 - Conceito de TIR.

Fonte: Adaptado de (OLIVEIRA, 2008).

Matematicamente a TIR é dada pela seguinte equação:

$$0 = \sum_{j=0}^n \frac{FC_j}{(1 + TIR)^j} \quad (10)$$

Em que:

FC_j: Fluxo de caixa no período j;

TIR – taxa interna de retorno;

j: período de tempo analisado;

n: número de períodos analisados.

4.6.1.3 *Payback simples (PBS)*

O *payback* simples determina o tempo em que um certo investimento se paga, ou seja, é determinado quando o valor investido inicialmente se iguala com o fluxo de caixa (KASSAI et al., 2012). É matematicamente descrito pela seguinte equação:

$$PBS = FC_0 - \sum_{j=0}^n FC_j \quad (11)$$

em que:

FC_j: Fluxo de caixa no período j;

FC₀: Fluxo de caixa no período 0;

j: período de tempo analisado;

n: número de períodos analisados.

Este método se aplica quando se deseja obter uma ideia inicial e rápida da viabilidade do investimento, uma vez que não considera o valor do dinheiro no tempo.

4.6.1.4 *Payback descontado*

Diferentemente do *payback* simples, o *payback* descontado considera o valor de uma taxa de juros em seu cálculo (OLIVEIRA, 2008), sendo descrito pela seguinte equação:

$$VPL = \sum_{j=1}^n \frac{FC_j}{(1+i)^j} - FC_0 \quad (12)$$

em que:

FC_j: Fluxo de caixa no período j;

FC₀: Fluxo de caixa no momento zero ou investimento inicial;

VPL: Valor presente líquido;

i: taxa de juros ou taxa de desconto;

j: período de tempo analisado;

n: número de períodos analisados.

O ponto em que o VPL se iguala a zero caracteriza-se como o ponto do número de períodos de recuperação do capital investido. A partir deste ponto, começa a se obter ganho de capital (RIBEIRO, 2002).

5 DESCRIÇÃO DO PROCESSO

A unidade industrial, objeto de estudo do presente trabalho, é uma planta química real de fertilizantes, localizada no Estado de São Paulo, composta por seis plantas destinadas à produção de ácido nítrico e nitrato de amônio. Os principais produtos e unidades de produção são indicados na Tabela 1:

Tabela 1 - Unidades de produção e seus produtos

Unidade de Produção	Produto
Planta de ácido nítrico diluído I (PAND I)	Ácido nítrico ~ 53 % em fração mássica
Planta de ácido nítrico diluído II (PAND II)	Ácido nítrico ~ 53 % ou ~ 63 % em fração mássica
Planta de concentração de ácido nítrico (PCAN I)	Ácido nítrico 99 % em fração mássica
Planta de concentração de ácido nítrico (PCAN II)	Ácido nítrico 99 % em fração mássica
Planta de nitrato de amônio – Concentração (PNAC)	Nitrato de amônio ~ 83 % e 97,5 % em fração mássica
Planta de nitrato de amônio - Perolação (PNAP)	Nitrato de amônio perolado

Fonte: Elaborado pelo autor.

5.1 PLANTA DE ÁCIDO NÍTRICO DILUÍDO I (PAND I)

A produção de ácido nítrico consiste de duas etapas de processos distintas, a saber:

Seção de Oxidação

Ocorre a reação do oxigênio presente no ar com a amônia a uma pressão manométrica de 350 mm.c.a. para formação de gases nitrosos compostos basicamente de N_2 , NO , N_2O e H_2O , conforme equações (1) a (3). O calor liberado da reação é aproveitado por meio de serpentinas que envolvem o reator produzindo vapor d'água para o processo.

Seção de Absorção

Ocorre a conversão de compostos com N em NO_2 com injeção de oxigênio conforme equação (4) e em seguida a absorção de NO_2 em água para formação do ácido nítrico de acordo com equação (5). Os gases residuais, também conhecidos como *Tail Gas*, constituídos basicamente por N_2 , H_2O e NO_x são encaminhados para o tratamento de gases para a redução da concentração de NO_x para valores da ordem de 500 ppm e, posteriormente, encaminhados para a chaminé.

Equipamentos envolvidos

Os principais equipamentos da PAND I envolvidos no presente trabalho estão relacionados a seguir:

- R-11 - Reator de oxidação provido de serpentinas com circulação forçada via bomba para geração de vapor superaquecido com vazão normal de 13,5 t/h a 13 bar abs. e 344 °C;
- E-11A/B/C/D - Aquecedor a vapor, para a mistura ar/amônia;
- E-12 - Resfriador de gases nitrosos;
- E-13 - Resfriador de gases nitrosos;
- V-11 - Ventilador de ar;
- V-12 - Ventilador de gases nitrosos;
- T-11/12/13 - Torres de absorção e de branqueamento;
- TA-11 - Tanque atmosférico de retorno de condensado, cuja função é receber o vapor condensado de todas as plantas;
- D-11 - Desaerador Térmico.

Processo

Ar ambiente, previamente filtrado, é misturado com vapor de amônia na entrada do ventilador V-11, saindo a mistura com uma temperatura de 38°C. A mistura é então aquecida com vapor saturado a 5,5 bar abs. (155,5 °C) nos trocadores de calor E-11A/B/C/D, e enviada para o reator R-11.

Após a reação de oxidação, os gases nitrosos que estão a temperatura de 838°C, fornecem energia para as serpentinas que geram vapor superaquecido a 13 bar abs. e 344°C que posteriormente é dessuperquacido até sua temperatura de saturação a 12,8 bar abs. (190,9 °C).

Os gases nitrosos deixam o reator com temperatura de 247°C e são resfriados no resfriador E-12, que utiliza água como fluido refrigerante, até a temperatura de 44°C. Neste resfriador, parte do vapor de água é condensado formando um condensado ácido que é retirado e enviado para o sistema de tratamento de efluentes.

Os gases nitrosos são insuflados pelo ventilador V-12 até uma pressão manométrica de 0,45 kgf/cm² juntamente com uma corrente de reciclo de gases nitrosos provenientes da torre de branqueamento T-13. Na saída do ventilador os gases nitrosos que estão com uma temperatura de 109°C são resfriados no resfriador E-13 até uma temperatura de 44°C, antes de entrar para a seção de absorção.

Na seção de absorção os gases fluem em contracorrente com água para que ocorra a reação de formação do ácido nítrico. A reação de formação do ácido nítrico (Equação 5), é exotérmica liberando 69,1 kJ/mol de HNO₃ e, portanto, todo o processo é resfriado com água de resfriamento.

O ácido nítrico é obtido na torre de branqueamento, T-13, que é interligado com a coluna T-11. Nesta coluna é feita a injeção de oxigênio para que o NO, produzido de acordo com a (Equação 5), seja oxidado a NO₂ (Equação 4), e reciclado até a sucção do ventilador V-12. Esta prática tem como objetivo aumentar a eficiência do processo uma vez que este NO₂ é lavado com água para produzir o ácido nítrico.

O ácido nítrico é retirado na saída da torre de branqueamento com concentração próxima de 53 % em fração mássica e enviado para os tanques de armazenamento. Já o *tail gas* é enviado para um reator catalítico que, por meio da injeção de amônia, reduzem a quantidade de NO_x para valores abaixo de 500 ppm e são encaminhados para a chaminé.

Os condensados de vapor utilizados para aquecimento das correntes retornam para o tanque atmosférico TA-11, que posteriormente enviam os condensado para os desaeradores da PAND I e PAND II.

As Figuras 17 e 18 ilustram, de maneira simplificada, os fluxogramas de processo e de utilidades da PAND I e a Figura 19 apresenta os retornos de condensados de vapor para o tanque TA-11.

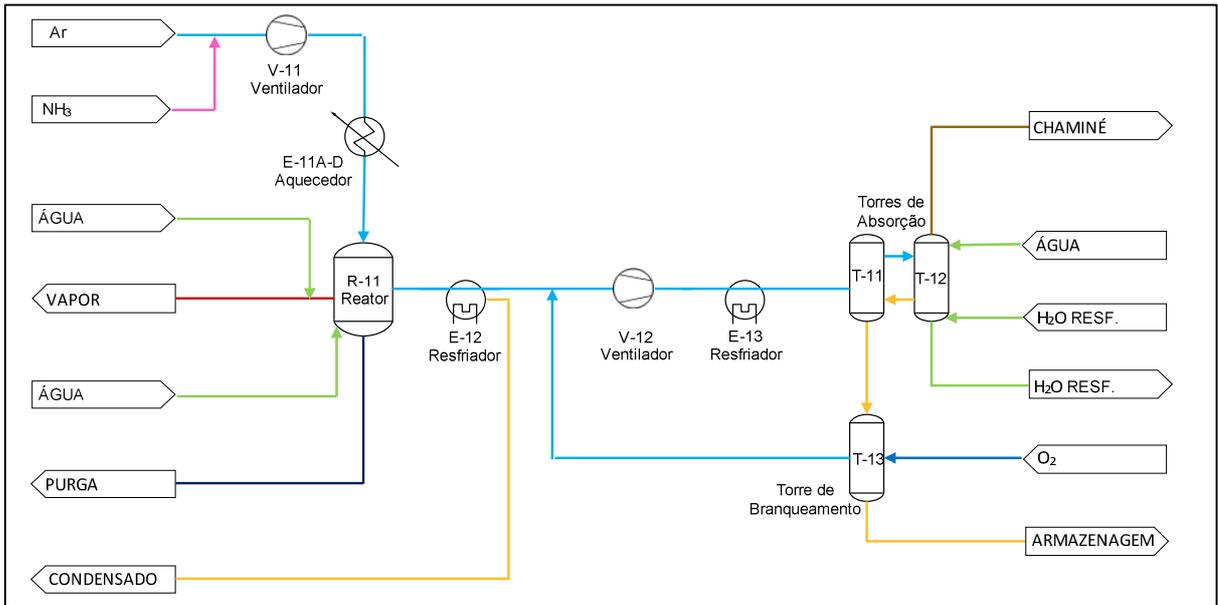


Figura 17 - Fluxograma de processo da planta de ácido nítrico diluído I.
 Fonte: Elaborado pelo autor.

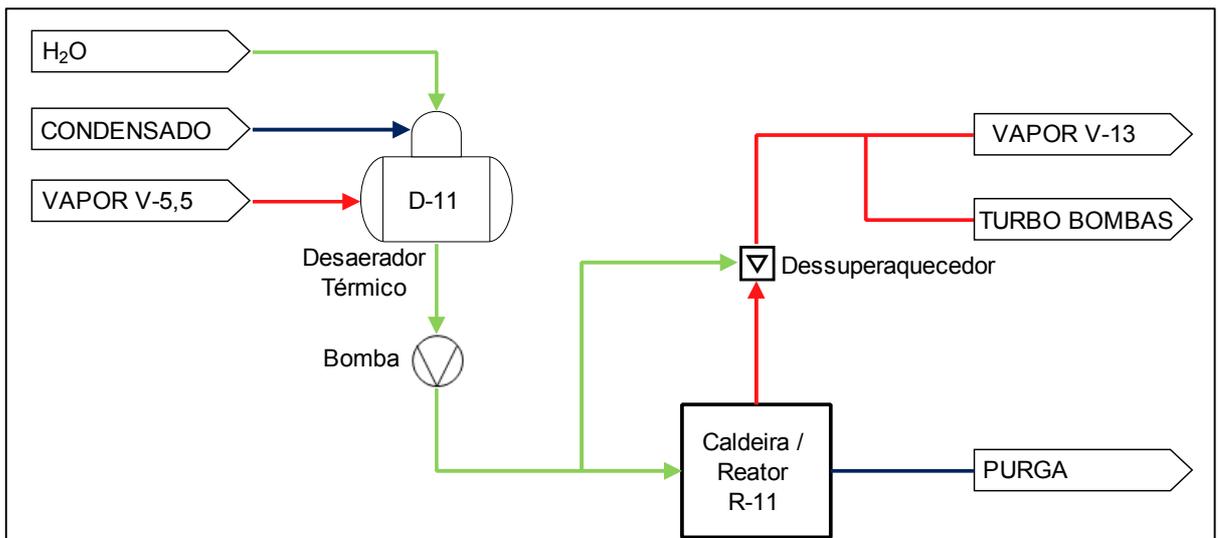


Figura 18 - Fluxograma de utilidades da planta de ácido nítrico diluído I.
 Fonte: Elaborado pelo autor.

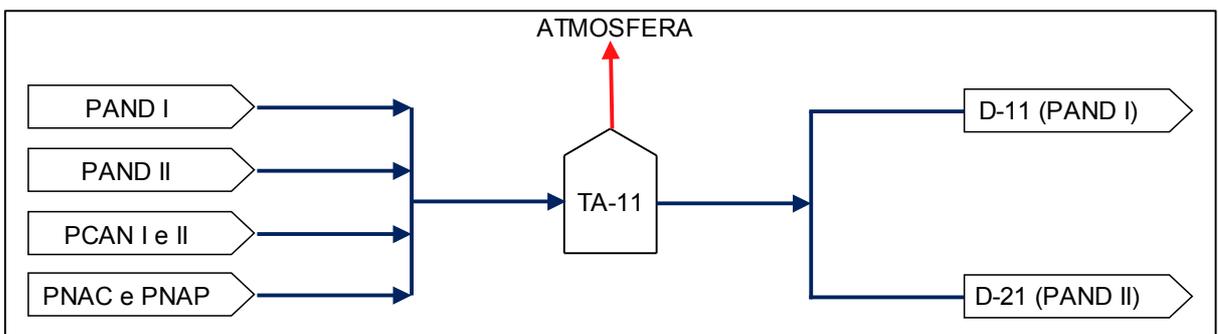


Figura 19 - Fluxograma de condensados.
 Fonte: Elaborado pelo autor.

5.2 PLANTA DE ÁCIDO NÍTRICO DILUÍDO II (PAND II)

O processo de produção de ácido nítrico na PAND II é similar ao da PAND I possuindo algumas diferenças com relação as correntes de processo, entretanto, a principal diferença está na pressão de trabalho da seção de absorção, que é da ordem de 3,8 kgf/cm² g.

Equipamentos envolvidos

Os principais equipamentos da PAND II envolvidos no presente trabalho estão relacionados a seguir:

- R-21 - Reator de oxidação provido de serpentinas com circulação forçada via bomba para geração de vapor saturado a 20 bar abs. (212,4 °C);
- E-21- Pré-aquecedor de ar a vapor;
- E-22 - Aquecedor de ar a vapor;
- E-23 - Aquecedor de Amônia a vapor;
- E-24 - Resfriador de gases nitrosos;
- E-25 – Trocador de calor gases nitrosos/*tail gas*;
- E-26 - Resfriador de gases nitrosos;
- E-27 – Aquecedor de *tail gas*;
- C-21 - Compressor de ar;
- C-22 - Compressor de gases nitrosos;
- T-21/22/23 - Torres de absorção e de branqueamento;
- D-21 - Desaerador Térmico.

Processo

Ar ambiente, previamente filtrado, é pré-aquecido com vapor saturado a 5,5 bar abs. (155,5 °C) no trocador de calor E-21 até 40 °C e encaminhado para o compressor C-21. Na saída do compressor, o ar a 78 °C, é aquecido no trocador de calor E-22 até a temperatura de 115 °C.

Paralelamente, amônia é aquecida de 0 °C até a temperatura de 60 °C no trocador de calor E-23 e misturado com a corrente de ar aquecida, e a mistura é enviada para o reator R-21.

Após a reação de oxidação, os gases nitrosos que estão a temperatura de 844 °C, fornecem energia para as serpentinas do reator para a geração de vapor saturado a 20 bar abs.

Os gases nitrosos deixam o reator com temperatura de 251 °C e são resfriados no trocador E-24, que utiliza água como fluido refrigerante, até a temperatura de 63 °C. Neste resfriador, parte do vapor de água é condensado formando condensado ácido que é retirado e enviado para o sistema de tratamento de efluentes.

Os gases nitrosos são comprimidos no compressor C-22 até uma pressão manométrica de 3,8 kgf/cm² juntamente com uma corrente de reciclo de gases nitrosos provenientes da torre de branqueamento T-23.

Na saída do compressor, os gases nitrosos, que estão com uma temperatura de 299 °C, são resfriados em um recuperador de calor, E-25, até 198 °C, mediante troca térmica com o *tail gas* que está com uma temperatura de entrada de aproximadamente 64 °C e temperatura de saída de 239 °C. Em seguida, os gases são resfriados no trocador E-26 até uma temperatura de 44 °C antes de entrar para a seção de absorção.

Na seção de absorção, os gases são absorvidos pela água de maneira similar ao descrito na PAND I e o sistema é resfriado com água de resfriamento.

O ácido nítrico é obtido na torre de branqueamento, T-23, de maneira análoga a PAND I, entretanto, na PAND II ele pode ser produzido com uma concentração de aproximadamente 63 % em fração mássica.

O *tail gas*, na saída da seção de absorção, é aquecido no trocador de calor a vapor E-27 de 45 até 64 °C e, em seguida, é aquecido novamente no recuperador de calor E-25 antes de passar pelo turboacionador do compressor C-22.

Os condensados de vapor utilizados para aquecimento das corrente retornam para o tanque atmosférico TA-11.

Os fluxogramas de processo e de utilidades da PAND II são ilustrados, de maneira simplificada, pelas Figuras 20 e 21, respectivamente.

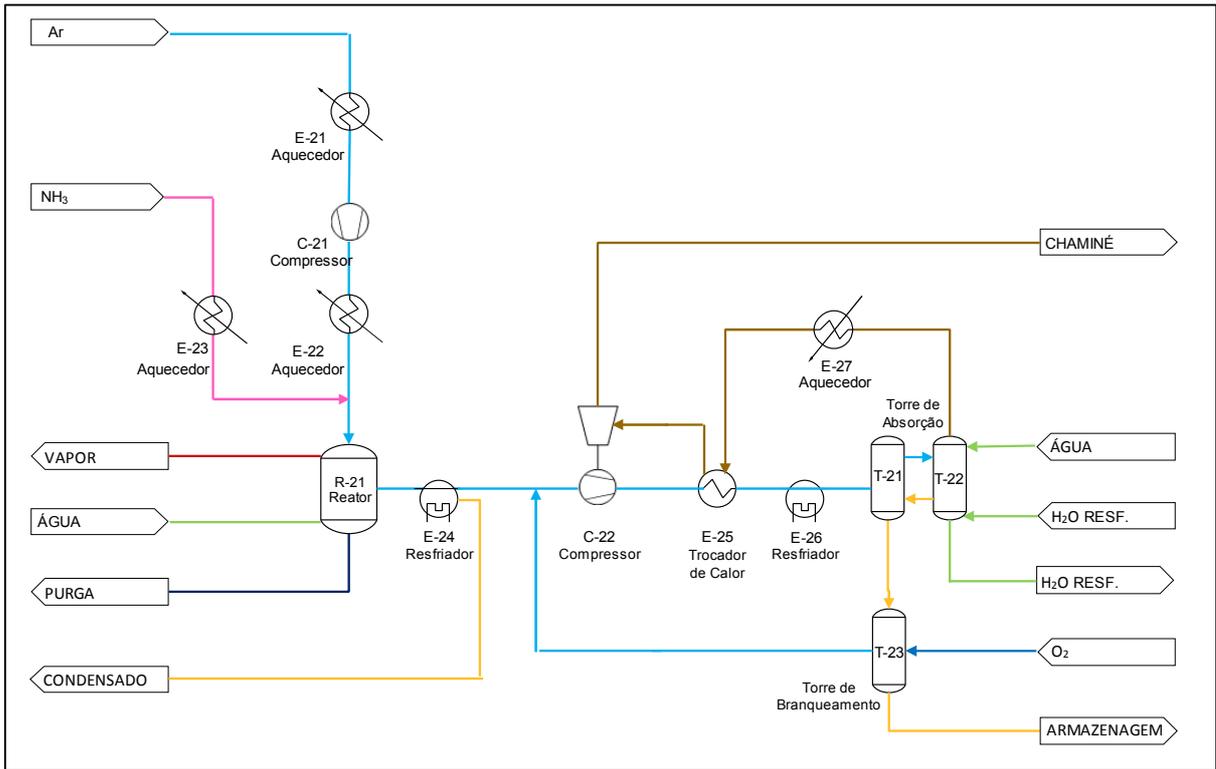


Figura 20 - Fluxograma de processo da planta de ácido nítrico diluído II.

Fonte: Elaborado pelo autor.

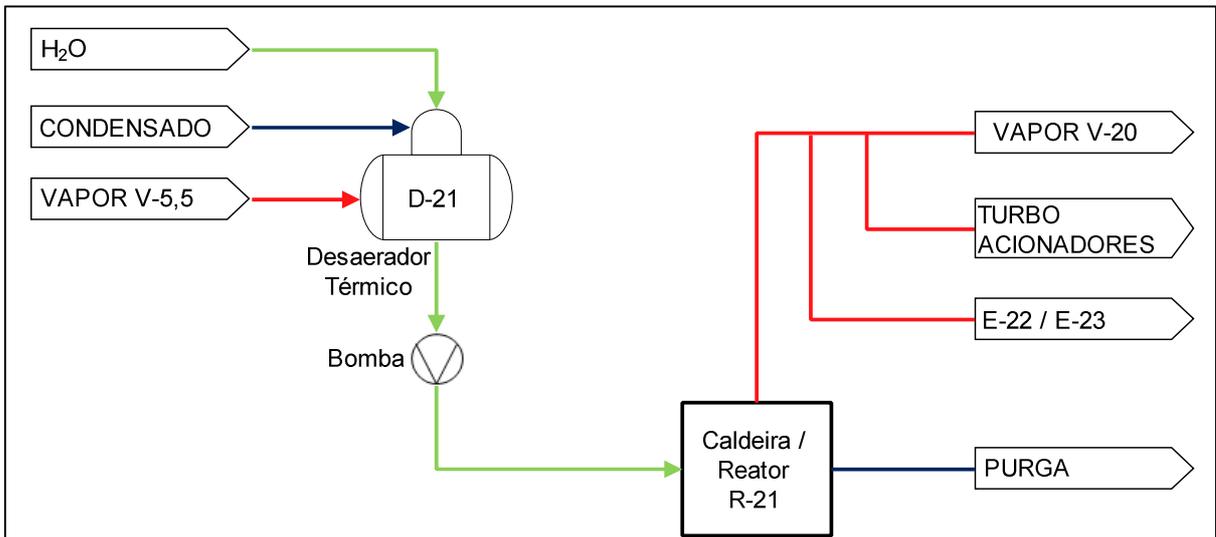


Figura 21 - Fluxograma de utilidades da planta de ácido nítrico diluído II.

Fonte: Elaborado pelo autor.

5.3 PLANTAS DE CONCENTRAÇÃO DE ÁCIDO NÍTRICO I e II (PCAN I E II)

Parte do ácido nítrico produzido na PAND I e PAND II é enviado para as plantas de concentração de ácido nítrico para obtenção nítrico a 99% em fração mássica.

A planta de concentração de ácido nítrico é dividida em duas unidades: a PCAN I e PCAN II. Devido a problemas operacionais e de manutenção a PCAN I opera, atualmente, com capacidade reduzida de 50 %.

Equipamentos envolvidos

Os principais equipamentos da PCAN I e II envolvidos no presente trabalho estão relacionados a seguir:

- | | |
|---------------|-----------------------------------------|
| • T-31A/B/C/D | Torres de concentração |
| • E-31A/B/C/D | Refervedores das torres de concentração |
| • E-32A/B | Condensadores |
| • E-33A/B | Aquecedores |
| • V-31A/B | Concentrador a vácuo |
| • J-31A/B/C/D | Ejetores dos tanques de sal |

Processo

O ácido nítrico com concentração aproximada de 53 % em fração mássica entra nas torres de concentração T-31A/B/C/D para ser concentrado até 99 % em fração mássica.

Devido à natureza azeotrópica da mistura ácido nítrico e água, a concentração máxima possível em uma destilação simples é de 68 % em fração mássica. Para a quebra desta azeotropia, um agente de ligação com a água é introduzido nas torres, neste caso o nitrato de magnésio, $Mg(NO_3)_2$.

Juntamente com o ácido nítrico, uma solução de nitrato de magnésio, com concentração de 72 % em fração mássica e temperatura de 145 °C, é introduzida nas torres de concentração. Na saída das torres, a solução de nitrato de magnésio é retirada com uma concentração de aproximadamente 66 % em fração mássica e com temperatura entre 165 °C e 175 °C. A solução segue para os aquecedores, E-33A/B, dos concentradores a vácuo, V-31A/B, onde se obtém novamente a solução de sal com concentração de 72 % em fração mássica que é reenviada para as torres.

O ácido nítrico concentrado retirado pelo topo da torre é condensado e resfriado nos condensadores E-32A/B/C/D antes de ser enviado para armazenamento.

As plantas de concentração de ácido nítrico utilizam vapor em três diferentes níveis de pressão conforme indicado a seguir:

- Vapor saturado a 20 bar abs. (212,4 °C) – Nos refeedores E-31A/B/C/D;
- Vapor saturado a 10,5 bar abs. (182 °C) – Nos aquecedores E-33A/B, ejetores J-31A/B/C/D. nas serpentinas de tanques de solução de sal e nas camisas de aquecimentos dos transmissores de pressão;
- Vapor saturado a 5,5 bar abs. (155,5 °C) – Aquecimento de linhas e carcaças de bombas.

Com exceção dos condensados de vapor utilizado para aquecimento de linhas, carcaças de bombas e transmissores de pressão que são descartados, os demais condensados retornam para o tanque atmosférico TA-11.

A Figura 22 ilustra, de maneira simplificada, o fluxograma de processo da PCAN I e PCAN II.

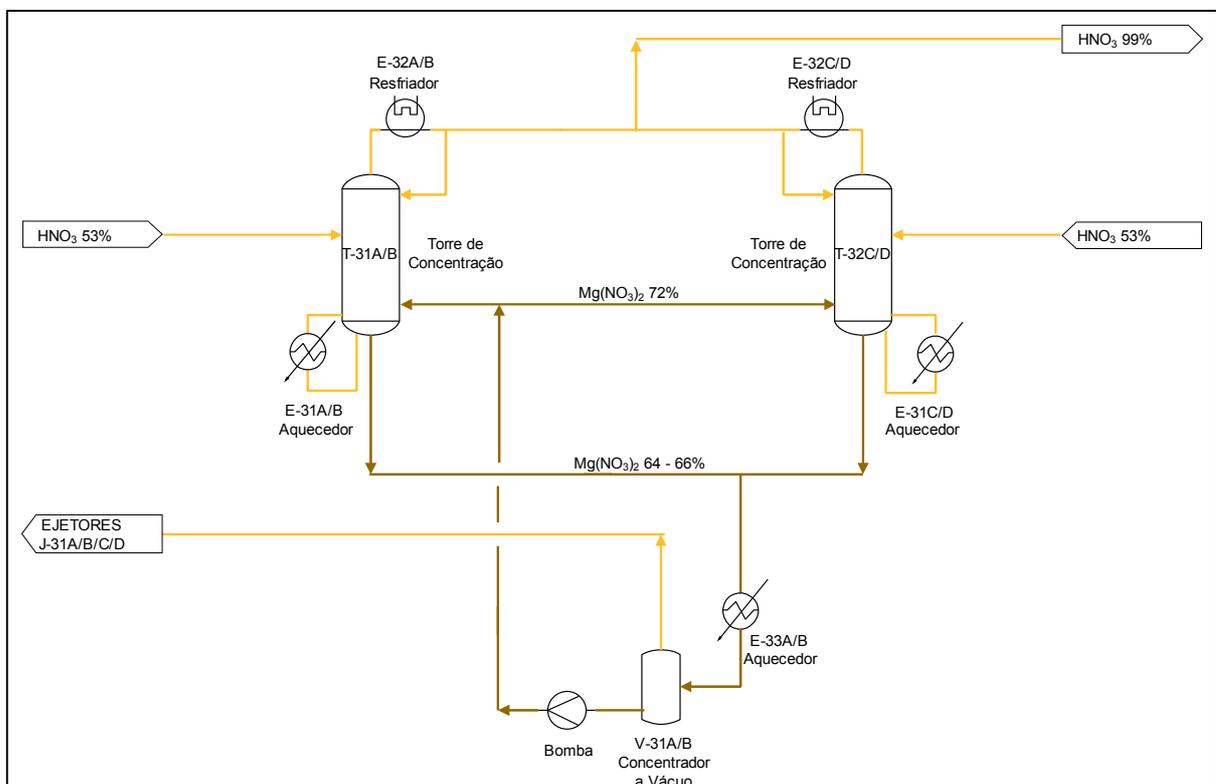


Figura 22 - Fluxograma de processo da planta de concentração de ácido nítrico.

Fonte: Elaborado pelo autor.

5.4 PLANTA DE NITRATO DE AMÔNIO – CONCENTRAÇÃO (PNAC)

A solução de nitrato de amônio é produzida a partir da mistura entre ácido nítrico a 53 % em fração mássica com amônia pura, resultando no nitrato de amônio a 82 % em fração mássica. Parte do nitrato de amônio é enviado para um sistema de evaporação para concentração até 97,5 % em fração mássica. Os principais equipamentos envolvidos no processo de concentração são apresentados a seguir.

Equipamentos envolvidos

- E-41A Vaso Flash do Evaporador E-41B
- E-41B Evaporador de Nitrato de Amônio
- E-42 Refervedor do Evaporador
- E-43 Torre de *Stripping*
- E-44 Refervedor da Torre de *Stripping*
- TA-41 Tanque de Armazenagem de Nitrato de Amônio a 82 % em fração mássica
- TA-42 Tanque de Armazenagem de Nitrato de Amônio a 82 % em fração mássica
- TA-43 Tanque de Armazenagem de Nitrato de Amônio a 97,5 % em fração mássica

Processo

A solução de nitrato de amônio a 82 % é bombeada para o vaso flash E-41A para remover parte da água antes de ser encaminhada para o evaporador E-41B que evapora parte da água presente na solução atingindo a concentração final na saída do evaporador, de aproximadamente 97,5 % a uma temperatura de 150 °C. O evaporador é aquecido por meio do refervedor E-42 que utiliza vapor saturado a 8,0 bar abs. (170,4 °C).

O vapor de água do vaso flash E-41A é encaminhado para o sistema de lavagem de gases enquanto a solução concentrada de nitrato de amônio é enviada para armazenamento.

Os condensados de processo desta planta, composto basicamente por soluções diluídas de amônia, são enviados para a torre de *stripping* E-43. A fração de topo da torre, que contém 99% de amônia, é encaminhado para o sistema de tratamento de gases, enquanto a fração de fundo é encaminhado para estação de tratamento de efluentes da planta. A energia necessária para o processo é fornecida pelo refervedor E-44 que utiliza vapor saturado a 8,0 bar abs.

Além destes consumidores de vapor, a planta conta com três tanques de armazenagem de nitrato de amônio. Os tanques possuem sistemas de serpentinas para manter as soluções aquecidas. Os tanques TA-41 e TA-42 armazenam solução de nitrato de amônio a 82 % em fração mássica enquanto o tanque TA-43 armazena solução de nitrato de amônio a 97,5 %.

Os tanques TA-42 e TA-43 possuem volume pequeno, inferior a 10 m³ de capacidade, e são destinados apenas a manter a temperatura do nitrato de amônio de 109 °C e 39° C respectivamente, enquanto o tanque TA-41 possui um volume maior, aproximadamente 300 m³ e tem a função de aquecer a solução de nitrato de amônio de aproximadamente 82 °C até 115 °C e mantê-la nesta temperatura.

O tanque TA-41 apresenta uma série de problemas, como falta de isolamento térmico e problema no purgador da serpentina de aquecimento fazendo com que ocorra um consumo excessivo de vapor. Além disso, o condensado de vapor desse tanque, juntamente com do refulvedor não retorna para o tanque de condensado atmosférico TA-11 e são descartados.

A Figura 23 ilustra, de maneira simplificada, o fluxograma de processo da PNAC.

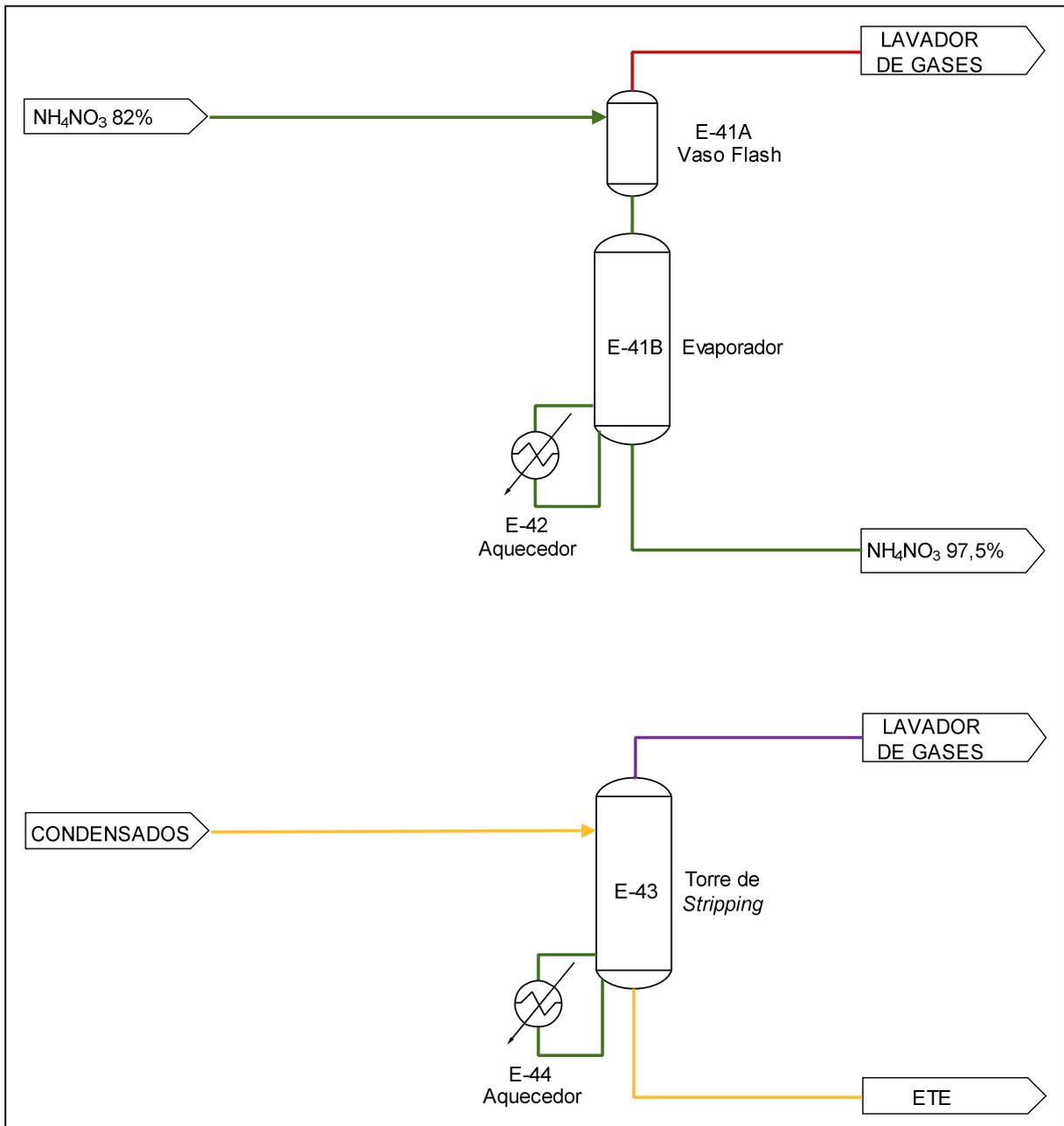


Figura 23 - Fluxograma de processo da planta de nitrato de amônio - concentração.
Fonte: Elaborado pelo autor.

5.5 PLANTA DE NITRATO DE AMÔNIO – PEROLAÇÃO (PNAP)

A solução de nitrato de amônio a 97,5 % em fração mássica produzida na PNAC recebe a adição de alguns aditivos antes ser enviada para a torre de secagem (spray dryer), para a formação das partículas ou *pellets* de nitrato de amônio.

Os principais equipamentos envolvidos no processo de concentração são apresentados a seguir.

Equipamentos envolvidos

- S-51 Secador
- E-51 Aquecedor de gás de chaminé
- E-52 Aquecedor de ar do secador
- E-53 Aquecedor de ar do secador
- TA-51 Tanque de aditivos
- TA-52 Tanque de Nitrato de Amônio a 97,5% em fração mássica
- TA-53 Tanque de recobrimento

Processo

Os *pellets*, na saída da torre de secagem, com umidade de 3,5 %, são enviados para o secador S-51 para remoção da umidade, até o valor final de 0,1 %. Os *pellets* são transportados para um peneiramento e resfriados em um leito fluidizado. Após a adição de um agente de recobrimento antiempedante o produto final é enviado para armazenagem.

O ar utilizado no secador é proveniente de um sistema de desumidificação e é pré-aquecido de 10 até 35 °C pelo aquecedor E-53. O forno é dividido em duas seções, na entrada dos *pellets* no forno, os mesmos são aquecidos com ar quente a 121 °C proveniente do aquecedor E-52. Próximo a saída do forno os *pellets* são resfriados com ar a 35°C proveniente do aquecedor E-35. Após a secagem, o ar utilizado para secagem é encaminhado para um sistema de lavagem de gas antes de ser encaminhado para a chaminé.

Devido a questão de poluição visual, os gases, antes de serem encaminhados para a chaminé, são aquecidos de 35 até 45 °C, no aquecedor E-51, para evitar a formação de pluma visível.

A planta conta também com três tanques dotados de serpentinas para aquecimento e manutenção de temperatura. O tanque TA-51 com volume de 1 m³ é utilizado para armazenar aditivos que são utilizados na torre de perolação e sua temperatura é mantida em 38 °C, enquanto o tanque TA-53 com volume de 3,4 m³ é utilizado para armazenar um aditivo para recobrimento final do nitrato de amônio perolado e sua temperatura é mantida em 36 °C. O tanque TA-52 com volume de 6,4 m³ é um tanque intermediário de nitrato de amônio que alimenta a torre de perolação e consome vapor para manter a temperatura da mistura em 36 °C.

A Figura 24 ilustra, de maneira simplificada, o fluxograma de processo da PNAP.

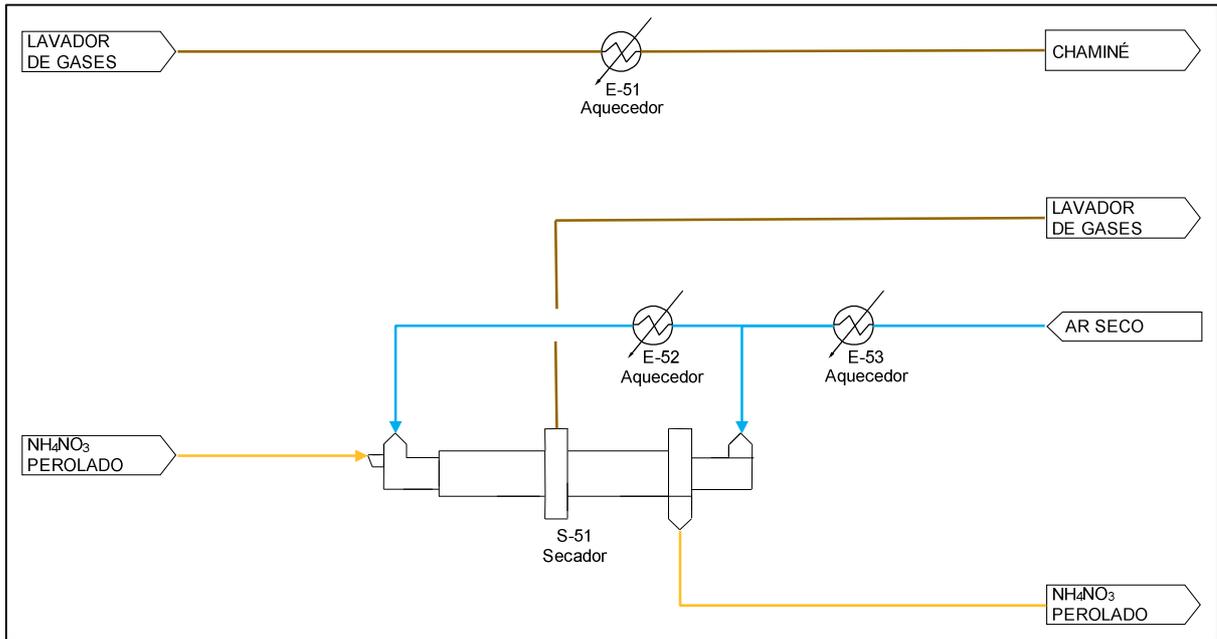


Figura 24 - Fluxograma de processo da planta de nitrato de amônio - perolação.
Fonte: Elaborado pelo autor.

5.6 REDE DE DISTRIBUIÇÃO DE VAPOR E UTILIDADES

Cerca de 80 % do consumo total de vapor da planta industrial é suprido pelas PAND I e PAND II, enquanto o restante do vapor é importado de uma planta vizinha.

As condições em que o vapor é gerado na planta e importado estão indicadas a seguir:

- PAND I: 15,54 t/h de vapor saturado a 12,8 bar abs.
- PAND II: 21,17 t/h de vapor saturado a 20 bar abs.
- Vapor Importado: 9,48 t/h de vapor superaquecido a 40 bar abs. e 310 °C.

Os níveis de pressão disponíveis na planta estão indicados na Tabela 2.

Tabela 2 - Condições de vapor presente na planta.

Identificação	Pressão	Temperatura	Nota
---------------	---------	-------------	------

V40	40 bar abs.	310 °C	Vapor superaquecido
V24,5	24,5 bar abs.	222,9 °C	Vapor saturado
V20	20 bar abs.	212,4 °C	Vapor saturado
V13S	13 bar abs.	344 °C	Vapor superaquecido
V13	12,8 bar abs.	190,9 °C	Vapor saturado
V10,5	10,5 bar abs.	182,0 °C	Vapor saturado
V8	8 bar abs.	170,4 °C	Vapor saturado
V5,5	5,5 bar abs.	155,5 °C	Vapor saturado

Fonte: Elaborado pelo autor.

Apesar de existirem todos os níveis de pressão, conforme indicado na Tabela 2, o sistema principal de vapor da planta é composto por três redes principais de vapor (V20, V13 e V5,5) que recebem e distribuem o vapor para todas as unidades da planta industrial, conforme indicado na Figura 25, que apresenta de maneira simplificada a rede de distribuição de vapor da planta industrial.

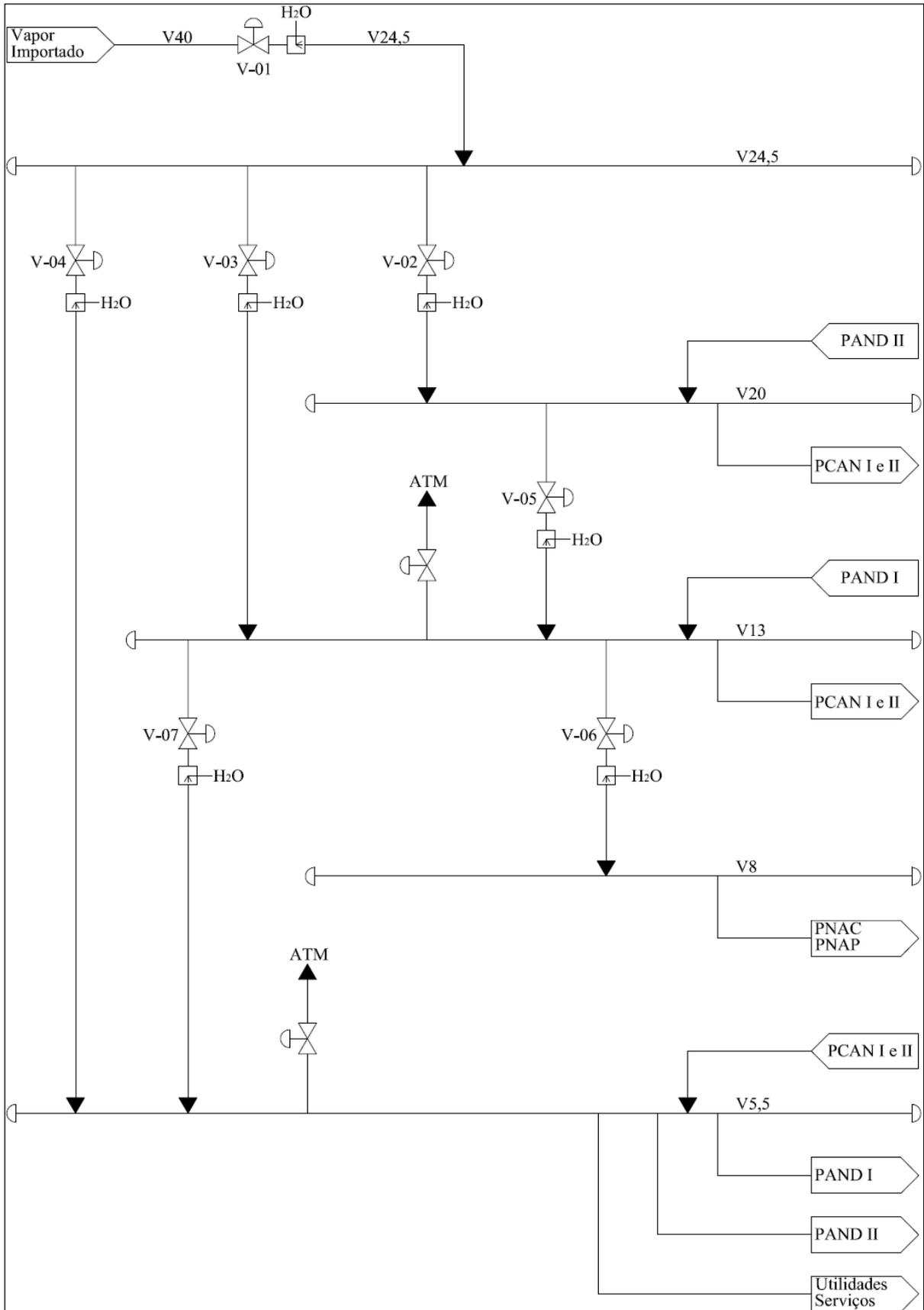


Figura 25 - Fluxograma simplificado da rede de distribuição de vapor.
 Fonte: Elaborado pelo autor.

A quantidade de vapor a ser fornecido para cada rede é ajustada automaticamente pelas respectivas válvulas de controle, em função da pressão da rede. Todas as redes possuem transmissores de pressão interligados com sua respectiva válvula de controle. Portanto, caso haja um aumento ou diminuição no consumo de vapor, ocorrerá uma variação de pressão na rede e a válvula de controle controlará a pressão para o *set point* definido.

O vapor importado pela planta é recebido na condição de 40 bar abs. a 310 °C e tem sua pressão e temperatura reduzida pela ação de uma válvula de controle de pressão, V-01, e um dessuperquecedor, para condição de vapor saturado a 24,5 bar abs. (V24,5).

O vapor V24,5 é rebaixado para condição de vapor V20 por meio da válvula, V-02, para complementar a vazão de vapor produzido pela PAND II, que fornece vapor para a PCAN I e II. O excedente de vapor, caso haja, é reduzido até vapor V13 por meio da válvula V-05.

Além de alimentar a rede V20, a rede V24,5 fornece vapor para a rede de V13, pela válvula V-03, complementando a vazão de vapor produzido pela PAND I, que fornece vapor para a PCAN I e II.

A rede V24,5 também pode fornecer vapor para a rede V5,5 através da válvula V-04, caso a válvula V-07 venha a falhar ou esteja totalmente aberta e mesmo assim não consiga suprir a demanda de vapor V5,5.

A rede V13 recebe vapor da PAND I que fornece, por sua vez, vapor para a PCAN I e II. O restante do vapor necessário é complementado através da válvula V-03 que rebaixa o vapor de V24,5 para V13. A rede V13 ainda pode receber o vapor da rede V20 através da válvula V-05 caso haja excedente de vapor na rede V20. A rede V13 conta ainda com uma válvula de segurança, que libera vapor para atmosfera caso haja uma sobrepressão da rede.

A rede de vapor V8 recebe vapor exclusivamente através da válvula V-06 que rebaixa a pressão do vapor de V13 para V8 e em seguida envia para as unidades PNAC e PNAP.

A rede de vapor V5,5 recebe vapor da PCAN I e II e, por meio da válvula V-07, reduz o vapor de V13 vapor V5,5. Caso haja alguma interrupção de fornecimento através desta válvula ou ele esteja totalmente aberta e mesmo assim não consiga suprir a demanda de vapor, a válvula V-04 da rede V24,5 pode suprir vapor para a rede V5,5. Esta rede fornece vapor para as PAND I e II e para utilidades e serviços em gerais, como aquecimento de linhas e carcaças de equipamentos.

Caso haja excesso de vapor nas plantas o mesmo é emitido pelas válvulas de segurança instaladas na rede V13 e V5,5.

A área de utilidade, que dá suporte para as plantas ou unidades, também é responsável pelo abrandamento da água clarificada, que é enviada para a reposição dos desaeradores D-11 e D-21 que fornecem água de alimentação para as caldeiras de recuperação da PAND I e II.

Cada unidade de produção possui um sistema de coleta de condensado que se interliga ao tanque de condensado atmosférico TA-11, conforme indicado na Figura 19.

5.7 CONDIÇÃO ATUAL DE OPERAÇÃO

Por se tratar de várias unidades de produção integradas em uma única planta industrial, ocorre que nem todas as plantas operam simultaneamente. Além disso, a produção do nitrato de amônio é sazonal, pois está vinculada a época de plantio de diferentes culturas agrícolas.

Devido a esta peculiaridade, com exceção das PAND I e II e PCAN II que trabalham 8.000 horas por ano, as demais plantas operam de maneira intermitente. Outro aspecto relevante, já mencionado no tópico 5.3, é que a PCAN I opera atualmente com metade da sua capacidade de produção devido a problemas operacionais e de manutenção.

A Tabela 3 indica o número de horas anuais de operação de cada planta.

Tabela 3 - Condições de operação de cada unidade.

Unidade	Horas de Operação (Horas / Ano)
PAND I	8.000
PAND II	8.000
PCAN I	5.000
PCAN II	8.000
PNAC	5.000
PNAP	5.000

Fonte: Elaborado pelo autor.

6 PREMISSAS E METODOLOGIA

6.1 PREMISSAS

Por se tratar de diversas unidades industriais que trabalham em períodos diferentes e de maneira relativamente independente, nem sempre é possível a utilização de uma fonte quente ou fria de uma unidade para aquecer ou resfriar uma corrente de outra unidade. Além disso, as unidades não se encontram próximas umas das outras e, como se trata de uma planta relativamente antiga, a maioria dos *pipe-racks* já estão em sua máxima capacidade de utilização, não sendo possível utilizá-los para encaminhar novas tubulações, sem as devidas modificações ou construção de novos *pipe-racks*.

Para este trabalho também se optou pela utilização prioritária das correntes de retorno de condensado de vapor para aquecimento das correntes frias, uma vez que estas correntes possuem temperatura superior a 100 °C e retornam para um vaso atmosférico em que são reevaporadas.

Os condensados de vapor saturado a 5,5 bar abs. ao entrarem no tanque atmosférico TA-11 reevaporam e são perdidos 10,6 % da sua vazão de entrada e 43,1 % da sua carga térmica de entrada, enquanto para o condensado saturado a 8,0 bar abs. são perdidos 13,4 % da sua vazão de entrada e 49,9 % da sua carga térmica.

Esta opção, de utilização prioritária das correntes de condensado, foi adotada para o aproveitamento da carga térmica dos condensados e redução de água de reposição dos desaeradores, uma vez que parte destas correntes são reevaporadas e lançadas para a atmosfera. Além disso as linhas de condensado, em geral, são de menor diâmetro que as linhas de processo e, portanto, há uma maior facilidade e menor custo de mão de obra para realizar uma derivação ou desvio das linhas.

A utilização prioritária dos condensados de processo para aquecimento de correntes frias também resulta em uma menor intervenção na malha atual de controle do processo, uma vez que o controle pode ser feito apenas no sistema de condensado.

Um aspecto importante no retorno do condensado é que a temperatura ideal para retorno ao tanque TA-11 não deve ser inferior a 100 °C, pois haverá consumo de vapor para aquecê-lo no desaerador e para temperaturas acima de 100 °C haverá uma reevaporação; portanto a temperatura alvo do condensado é de 100 °C.

A planta industrial não opera continuamente, mas sim, em quatro condições distintas, conforme a Tabela 7. Em apenas dois dos quatro casos há a necessidade de importação de vapor, (casos 1 e 4) e, portanto, estes são os cenários de maior importância em termos de consumo de utilidades quente e fria.

As Tabelas 4 e 5 apresentam, de maneira resumida, os consumos e geração de vapor para todas as unidades nos três níveis de pressão da planta (V20, V13 e V5,5) para estes dois casos.

Tabela 4 - Consumo e geração de vapor de cada unidade para a situação em que todas as unidades estão em operação (caso 1).

Unidade	VAPOR (V20)		VAPOR (V13)		VAPOR (V5,5)	
	Consumo (t/h)	Geração (t/h)	Consumo (t/h)	Geração (t/h)	Consumo (t/h)	Geração (t/h)
PAND I	0,00	0,00	0,95	15,54	2,62	0,00
PAND II	3,86	21,17	0,00	0,00	1,31	2,27
PCAN I e II	20,56	0,00	9,58	0,00	0,56	1,48
PNAP e PNAC	0,00	0,00	11,68	0,00	0,00	0,00
Utilidades	0,00	0,00	0,00	0,00	0,37	0,00
Total	24,42	21,17	22,20	15,54	4,86	3,76
Balanço		-3,25		-6,66		-1,10

Fonte: Elaborado pelo autor.

Tabela 5 - Consumo e geração de vapor de cada unidade para situação em que as plantas PNAC e PNAP estão paradas (caso 4).

Unidade	VAPOR (V20)		VAPOR (V13)		VAPOR (V5,5)	
	Consumo (t/h)	Geração (t/h)	Consumo (t/h)	Geração (t/h)	Consumo (t/h)	Geração (t/h)
PAND I	0,00	0,00	0,95	15,54	3,54	0,00
PAND II	3,86	21,17	0,00	0,00	1,31	2,27
PCAN I e II	20,56	0,00	9,58	0,00	0,56	1,48
PNAP e PNAC	0,00	0,00	0,71	0,00	0,00	0,00
Utilidades	0,00	0,00	0,00	0,00	0,29	0,00
Total	24,42	21,17	11,24	15,54	5,70	3,76
Balanco		-3,25		4,30		-1,94

Fonte: Elaborado pelo autor.

Pela Tabela 4 nota-se que há um déficit de vapor para os três níveis de pressão (V20, V13 e V5,5), enquanto pela Tabela 5, há um déficit apenas no nível de pressão V20, uma vez que o vapor em excesso do nível V13 tem sua pressão reduzida através de válvulas redutoras de pressão para atender a rede V5,5.

Importante notar que em ambas as Tabelas 4 e 5 sempre há um déficit de vapor no nível de vapor V20 de 3,25 t/h que só é gerado na PAND II e consumido pela própria planta e pelos concentradores de ácido nítrico da PCAN I e II.

A PAND II consome 3,86 t/h de vapor V20 das 21,17 t/h produzidas, dos quais 2,27 t/h são utilizadas para acionamento das turbinas das turbobombas da caldeira de recuperação de calor e o restante, 1,59 t/h, é utilizado para aquecimento de correntes de processo. Como são utilizadas turbobombas nas caldeiras, este consumo de vapor é intrínseco ao processo, uma vez que não se pretende realizar a troca das bombas da caldeira.

Santos e Pereira (2016) realizaram a integração energética da PAND II, através da *tecnologia Pinch*, e obtiveram um reaproveitamento de 79% da energia contida nas correntes de processo. Mesmo que se houvesse um aproveitamento maior da utilidade quente e houvesse uma redução total do consumo de vapor nos trocadores de calor da PAND II, haveria uma redução máxima de vapor de 1,59 t/h, o que não seria o suficiente para zerar o consumo de vapor da planta.

Considerando que haja a possibilidade total de redução do consumo de vapor V-20 na PAND II e aplicando a integração energética, utilizando as premissas deste tópico, concluiu-se em uma análise inicial que não foi possível zerar o consumo de vapor importado apenas reduzindo o consumo de vapor nos equipamentos e sistemas; entretanto, quando se realizou uma análise global das cargas térmicas das correntes de entrada e saída de cada unidade, observou-se que nas unidades PAND I e II há um excesso de energia no processo, enquanto as demais unidades possuem um déficit de energia, sendo necessário o fornecimento de energia através de utilidades quentes, neste caso vapor d'água.

As diferenças de energia entre as correntes de saída e entrada de processo de cada unidade são indicadas na Tabela 6.

Tabela 6 - Diferença de energia entre as correntes de saída e entrada de cada unidade.

Unidade	ΔE (kW) (Saídas – Entradas)
PAND I	15.957
PAND II	21.498
PCAN I e II	-15.149
PNAC	-663
PNAP	-961

Fonte: Elaborado pelo autor.

Pela Tabela 6 é possível verificar que apenas a unidade PAND II tem um potencial para suprir o déficit de energia da planta industrial. Diante do exposto, para este trabalho foi proposto a geração de vapor V20 (212,4 °C) na PAND II através dos gases quentes na saída da caldeira R-21 que possuem temperatura de 251 °C e na saída do compressor C-22 que possuem temperatura de 299°C.

Ainda para a PCAN II, adotou-se a utilização da energia presente no *tail gas*, que é encaminhado para a chaminé com temperatura de 239 °C, para ser utilizado como economizador para aquecimento da água de alimentação das novas caldeiras.

Todos os valores apresentados neste trabalho foram normalizados, tomando-se como base a produção de 25 t/h de ácido nítrico a 62,7 % em fração mássica da PAND II, evitando assim, a divulgação de eventuais dados sigilosos.

6.2 METODOLOGIA

6.2.1 Diagnóstico Energético

A metodologia de trabalho baseou-se no desenvolvimento de modelos de cálculos para os balanços de massa e energia (BME), conforme Felder e Rosseau (2005), dos diversos equipamentos e processos das unidades de produção e do sistema de vapor e condensado da planta, de modo que o modelo proposto fosse aderente à condição atual de operação.

Os dados de operação como: vazão, temperatura e pressão das diversas correntes de processo juntamente com as folhas de dados dos equipamentos, para a realização dos BME, foram obtidos em levantamento local. Na ausência de informação de alguma variável de processo, foram realizados os BME considerando os sistemas adiabáticos para o cálculo da variável indisponível.

Os modelos de cálculo foram desenvolvidos para simular a condição atual de operação das plantas, tanto para as correntes de processo como para o consumo total de vapor e água de resfriamento, objetivo deste trabalho. Além disso, uma vez que o modelo se mostrou ajustável a condição atual de operação, conforme indicado no tópico 7.1.5 ele foi utilizado para a simulação da planta após a implantação das diversas alternativas identificadas.

Os valores de vazão, temperatura e pressão, utilizados nos balanços de massa e energia, são uma média de um dia típico de operação para o caso 1 em que todas as plantas estavam em funcionamento e para o caso 4 em que as unidades da PNAP e PNAC estavam paradas.

Todos os balanços de BME foram realizados pelo software Microsoft Excel®.

A planta industrial possui pontos de medição de consumo de vapor localizados apenas nas torres de concentração de ácido nítrico da PCAN I e PCAN II, nas caldeiras da PAND I e PAND II, consumo total de vapor na PNAP e PNAC e vazão de vapor importado. O diagnóstico energético de cada unidade foi realizado através dos balanços de massa e energia de cada equipamento ou sistema e em uma análise final da vazão de vapor importado e do consumo de água de resfriamento. A descrição da metodologia de balanço de cada equipamento e sistema das plantas industriais são indicadas a seguir:

PAND I

Para todos os trocadores de calor, foi considerado que eles operam adiabaticamente e que o condensado de vapor na saída do trocador está na qualidade de líquido saturado.

Na planta PAND I, o ar ambiente e amônia são misturados na entrada do ventilador V-11 que descarrega a 38°C nos trocadores de calor E-11A-D. Com o valor indicado de temperatura da mistura ar/amônia e o valor, também obtido pelo indicador local na saída de 98,1°C, foram realizados os BME nos trocadores de calor para obtenção do consumo de vapor.

Os gases, ao entrarem no reator, reagem entre si mediante a um catalisador para formação dos gases nitrosos de acordo com a Equação 1. Esta reação é altamente exotérmica atingindo uma temperatura de 844 °C. Utilizando o valor de entalpia de reação do NO, encontrado na literatura, de 226,4 kJ/mol de NO, chega-se a uma temperatura teórica dos gases de 785,2 °C.

Esta diferença se deve a parte do NO formado da primeira reação que se converte a NO₂ de acordo com a Equação 4. De acordo com informação da planta, o grau de avanço desta reação (Equação 4) informado pelo fabricante da planta é de 0,363. Utilizando este grau de avanço da reação e a entalpia de reação de 57,1 kJ/mol de NO₂ chega-se a uma temperatura teórica de 838°C.

Os gases quentes gerados no reator são utilizados para geração de vapor. Os dados disponíveis para o BME são a temperatura de saída dos gases quentes da caldeira, 247°C, vazão de água de alimentação, 14.207,4 kg/h e a vazão de vapor produzido, 13.507,3 kg/h. Com estes valores como dados de entrada foi calculada a purga contínua da caldeira de 700,1 kg/h e a perda térmica da caldeira que foi de 21,9 %, valor este considerado alto para uma caldeira de recuperação de calor; entretanto, trata-se de uma caldeira da década de 1950 e, portanto, foi tomado este valor como uma perda de energia do processo.

Na saída da caldeira os gases são resfriados em um resfriador que trabalha com água nas temperaturas de 26 °C na entrada e 35 °C na saída, resfriando-o até uma temperatura de 44°C. O balanço foi realizado considerando o sistema adiabático para o cálculo da vazão da água de resfriamento.

Na saída do resfriador os gases são encaminhados para o ventilador V-12 juntamente com uma corrente de reciclo de gases nitrosos proveniente da torre T-13.

Os gases nitrosos saem do ventilador V-12 com temperatura de 109 °C. Para verificação da ordem de grandeza do valor lido no indicador de temperatura na saída do ventilador, foi considerado que todo o NO restante nos gases nitrosos se converteram a NO₂, já que a conversão ocorre ao longo do processo e é favorecida por baixas temperaturas; realizando os cálculos chega-se a uma temperatura teórica do gases nitrosos de 109,5 °C. Como os valores teóricos e lidos estão próximos, foi utilizado para o balanço de energia o valor lido localmente.

Na saída do ventilador V-12 os gases são resfriados com água de resfriamento com as mesmas temperaturas de entrada e saída mencionados anteriormente, de maneira que os gases saiam com temperatura de 45 °C.

Na seção de absorção, os gases nitrosos são lavados com água para a formação do ácido nítrico. De acordo com a Equação 5, a reação de formação do ácido nítrico é exotérmica com um calor de reação de 69,1 kJ/mol de HNO₃. Após a formação do ácido, o produto é encaminhado para a torre de branqueamento T-13 onde é feita a injeção de 3.205,4 kg/h de oxigênio para que ocorra o deslocamento no sentido da formação dos produtos da Equação 5. Na torre T-13 é retirado o ácido nítrico e os gases são recirculados até a entrada do ventilador V-12.

O cálculo iterativo da vazão de reciclo foi calculado até a sua convergência para estimar a vazão estequiométrica de água necessária para a formação do ácido nítrico e da vazão de água de resfriamento do sistema já que não existia informação destes valores.

Os gases denominados *tail gas* são encaminhados para o sistema de tratamento de gases com temperatura obtida pelo instrumento local de 53 °C.

Para o balanço do desaerador térmico, foi considerado um sistema adiabático onde as correntes de entrada são água abrandada, condensado de vapor e vapor V5,5, enquanto a única corrente de saída foi a de água de alimentação de caldeira. Foi desconsiderado para o balanço a vazão de saída de gases na cabeça do desaerador por se tratar de uma pequena vazão e não era possível realizar a medição de vazão.

O sistema de controle da planta prioriza o retorno de condensado para o desaerador da PAND II, sendo ajustado o valor de 20.664 kg/h e, portanto, o restante do condensado é encaminhado para o desaerador da PAND I.

A vazão de condensado de vapor é variável na planta em função do caso de operação, pois há variação do consumo de vapor para cada caso. Com os valores da vazão de condensado

e da água de alimentação para caldeira o BME foi realizado para determinar a quantidade de água de reposição e de vapor a serem alimentados no desaerador.

PAND II

Na planta PAND II, diferentemente da PAND I, o ar ambiente e amônia são aquecidos separadamente antes de serem encaminhados para o reator.

O ar ambiente é pré-aquecido em um filtro aquecido com vapor V5,5 da temperatura ambiente, 25 °C, até a temperatura de 40 °C. Com a vazão de ar, temperaturas de entrada e saída do ar e considerando o sistema adiabático, foi calculado o consumo de vapor necessário para aquecimento do ar.

Em seguida o ar pré-aquecido passa pelo compressor C-21 e é encaminhado para o aquecedor E-22 para ser aquecido até a temperatura medida de 115 °C. Na saída do compressor C-21 o ar encontra-se com temperatura 78 °C. Com estes valores de temperatura, foi calculado o consumo de vapor necessário para aquecimento do ar.

A amônia por sua vez é aquecida separadamente no aquecedor E-23 de 0 a 60° C, com estes dados foi calculado o consumo de vapor para aquecimento da amônia.

A amônia aquecida é injetada na descarga do compressor C-21 onde é misturada com o ar aquecido para serem encaminhados para o reator. A temperatura medida dos gases após a reação foi de 847 °C. Utilizando o valor de entalpia de reação do NO, conforme já mencionado, chega-se a uma temperatura teórica dos gases de 737,5 °C. Com o grau de avanço da reação da Equação 4, informado de 0,799, foi calculada uma temperatura teórica de 844°C.

Os gases quentes gerados no reator são utilizados para geração de vapor; a temperatura medida dos gases na saída da caldeira foi de 251°C. A vazão de água de alimentação medida foi de 23.062,7 kg/h e a vazão de vapor produzido de 21.168,7 kg/h. Com estes valores foi calculada a purga contínua da caldeira de 1.894 kg/h e a perda térmica da caldeira que foi de 9,0 %; este valor foi considerado como uma perda de energia do processo.

Na saída da caldeira os gases são resfriados em um resfriador até uma temperatura de 63°C, que trabalha com água, nas temperaturas informadas anteriormente (26 °C e 35 °C). O balanço foi realizado considerando o sistema adiabático para o cálculo da vazão da água de resfriamento.

Na saída do resfriador os gases são encaminhados para o compressor C-22 juntamente com uma corrente de reciclo de gases nitrosos proveniente da torre T-23.

Após a compressão os gases com temperatura de 299 °C são resfriados em um trocador de calor utilizando como corrente fria o *tail gas* proveniente da absorção. A temperatura medida dos gases nitrosos, já resfriados, na saída do trocador de calor foi de 198 °C. O *tail gas* por sua vez possuía medição apenas na saída do trocador E-25 de 239 °C. Considerando estes valores e a composição dos gases pelo BME, a temperatura calculada do *tail gas* na entrada do trocador de calor E-25 foi de 64,1 °C.

Em sequência os gases nitrosos são resfriados no resfriador E-26 até uma temperatura de 44°C, utilizando água de resfriamento. Com os valores de temperatura e composição dos gases foi determinado o consumo de água de resfriamento.

Na seção de absorção os gases nitrosos são lavados com água para a formação do ácido nítrico. De acordo com a Equação 5, a reação de formação do ácido nítrico é exotérmica com um calor de reação de 69,1 kJ/mol de HNO₃; após a formação do ácido, o produto é encaminhado para a torre de branqueamento T-23 onde é feita a injeção de 3.861,3 kg/h de oxigênio para que ocorra o deslocamento no sentido da formação dos produtos de acordo com a Equação 5.

Na torre T-23 é retirado o ácido nítrico enquanto parte dos gases são recirculados até a entrada do compressor C-22.

Similar a PAND I o cálculo iterativo da vazão de reciclo foi realizado no Excel, para a determinação da vazão estequiométrica de água necessária para a formação do ácido nítrico e da vazão de água de resfriamento do sistema.

O *tail gas* com temperatura medida de 45 °C é pré-aquecido com vapor V5,5 no aquecedor E-27 até a temperatura calculada anteriormente de 64,1 °C, com estes dados foi calculado o consumo de vapor.

As mesmas premissas adotadas para o desaerador da PAND I foram adotados para o desaerador da PAND II. Com as vazões de condensado e da água de alimentação, foi calculado a vazão de água de reposição e de vapor. Todo o cálculo foi realizado considerando o sistema adiabático.

PCAN I e II

Cada unidade da PCAN possui duas torres de concentração, como informado anteriormente, sendo que a PCAN I, por motivos operacionais, trabalha com capacidade reduzida de 50%.

Para ambas as plantas, há medição individual de vazão de vapor para cada torre. Entretanto, para as vazões de alimentação de ácido nítrico, vazão de ácido nítrico concentrado e vazões de alimentação e retirada de nitrato de magnésio existe apenas um ponto de medição para cada duas torres e, portanto, a vazão para cada torre de concentração foi dividida por dois.

As torres T-31A e T-31B da PCAN I são alimentadas com uma vazão individual de 3.746,9 kg/h de ácido nítrico com concentração de 53 % em fração mássica e, no topo de cada torre, são retirados 2.005,9 kg/h de ácido nítrico concentrado 99% em fração mássica.

A vazão de nitrato de magnésio com concentração de 72 % em fração mássica, alimentado em cada torre, é de 18.706,6 kg/h com uma temperatura de 145 °C. O sal é retirado da torre a uma vazão de 20.447,6 kg/h com concentração de 66% em fração mássica a uma temperatura de 175°C.

Para a torre T-31A são utilizados 4.303,2 kg/h de vapor enquanto para a torre T-31B são utilizados 4.278,3 kg/h.

Com os valores informados acima, foram realizados os BME para as duas torres visando verificar se não há discrepância nos BME. Após a realização do BME para a torre T-31A verificou-se uma perda da energia cedida pelo sistema vapor/condensado de 3,8 % enquanto para a torre T-31B este valor foi de 3,3 %. Portanto os valores calculados se mostraram consistentes com os valores medidos.

Já para as torres da PCAN II, T-31C e T-31D, são alimentados em cada equipamento 7.493,8 kg/h de ácido nítrico 53% em fração mássica e retirados no topo 4.011,8 kg/h de ácido nítrico 99% em fração mássica.

A vazão de nitrato de magnésio com concentração de 72 % em fração mássica, alimentado em cada torre, é de 29.229,0 kg/h com uma temperatura de 145 °C. O sal é retirado da torre a uma vazão de 32.711,0 kg/h com concentração de 64% em fração mássica a uma temperatura de 165°C.

Para a torre T-31C são utilizados 5.963,1 kg/h de vapor enquanto para a torre T-31D são utilizados 6.013,9 kg/h. De maneira similar, ao realizado para PAND I para verificar se os

valores medidos são consistentes foi verificado através de um BME e observou-se que há uma perda de 1,9 % da energia cedida pelo sistema vapor/condensado enquanto para a torre T-31D este valor foi de 2,7%, indicando desta maneira que os valores medidos são consistentes.

Uma vez medido os valores de vazão de ácido nítrico concentrado a 99% em fração mássica, foi possível calcular, para todas as torres, o consumo de água de resfriamento nos condensadores de ácido nítrico, E-32A-D, considerando que o ácido sai líquido a uma temperatura medida de 45 °C.

Com os valores de vazão de nitrato de magnésio na entrada e saída da torre e suas respectivas concentrações, foi estimado a vazão de vapor necessária para a evaporação da água presente na solução de nitrato de magnésio.

PNAC

O evaporador E-41 concentra a solução de nitrato de amônio de 82 % em fração mássica com uma temperatura medida de 110 °C até uma concentração final de 97,5 % em fração mássica com temperatura medida de 150 °C. A água evaporada neste processo é encaminhada para o sistema de tratamento de gases. Considerando o sistema adiabático, foi realizado um BME no evaporador para o cálculo da vazão de vapor necessária para concentração da solução.

A planta possui ainda um sistema de tratamento de condensados de processo em que a solução entra na torre com uma vazão de 8.940,6 kg/h a 60 °C com concentração de amônia de aproximadamente 3 % em fração mássica.

No topo da torre a solução sai com uma concentração de 99 % de amônia em fração mássica que é encaminhada para o sistema de tratamento de gases, enquanto a solução na base deixa com uma concentração de 0,4% em fração mássica e é encaminhada para o sistema de tratamento de efluentes. Com estas informações foi realizado os BME para determinação da vazão de vapor utilizado na torre.

A PNAC possui alguns tanques com serpentinas para aquecimento e manutenção da temperatura do nitrato de amônio armazenado. O cálculo do consumo de vapor foi realizado considerando as perdas convectivas e por radiação de acordo com as Equações 29, 30, 31, 32 e 33.

O tanque T-41 é o único que possui medição de consumo de vapor. O valor de consumo teórico de vapor para aquecimento de 17.213 kg/h de nitrato de amônio de 81,8°C até 115°C e

manutenção da temperatura da solução foi de 856,5 kg/h, entretanto, o valor medido é de 1.595,3 kg/h.

A principal razão para esta discrepância do valor teórico para o valor calculado se deve ao fato do purgador da serpentina de aquecimento estar com defeito. Além disso, o tanque não possui isolamento térmico. Logo, para a simulação do modelo da condição atual, foi considerado o valor medido.

PNAP

O nitrato perolado entra no secador a uma vazão de 23.756,2 kg/h com umidade de 3,5% em fração mássica e deixa o secador com uma umidade final de 0,1 % em fração mássica. A secagem é feita com injeção de 33.245,5 kg/h de ar previamente aquecido de 35 °C até 121° C no aquecedor E-52.

Após a passagem pela primeira seção do forno, o nitrato perolado é resfriado através da injeção de 32.156 kg/h de ar, que foi previamente aquecido de 10 até 35 °C no aquecedor E-53. Com os dados acima, realizou-se os BME nos trocadores para o cálculo da vazão de vapor para aquecimento do ar de secagem.

A planta ainda possui um aquecedor para aquecimento dos gases que são emitidos pela chaminé. Para evitar a formação de pluma visível, os gases são aquecidos de 35 °C até 45 °C no trocador E-51. Considerando uma vazão de gases de 66.213,3 kg/h obtidos pelos cálculos de BME e considerando que sua composição é basicamente do ar atmosférico, foi calculado o consumo de vapor para aquecimento.

Com estas considerações e premissas, citadas anteriormente, foram calculados os consumos de vapor e de água de resfriamento da planta que serão apresentados no tópico 7 (Resultados e discussão).

6.2.2 Integração Energética

A integração energética, apesar de ser benéfica para a economia de energia, nem sempre é simples e fácil de ser realizada em plantas reais que estão em operação, por questões de viabilidade técnica como grandes distâncias entre os equipamentos, segurança operacional, grandes dimensões de dutos e trocadores de calor. não havendo, às vezes, espaço físico para sua inserção, interferências físicas com tubulações e equipamentos existentes, sendo necessário

a realocação dos mesmos, além de grandes tempos de parada para instalação e interligação dos novos sistemas.

Devido a estas questões que ocorrem em sua maioria nas plantas alvo deste estudo, aliado às premissas reportadas no tópico 6.1, a integração energética proposta obedeceu às seguintes prioridades:

- Aproveitamento prioritário de condensado de vapor da própria unidade, para aquecimento de correntes frias;
- Aproveitamento secundário de condensado de vapor de uma outra unidade com o intuito de retornar a mistura de condensados para o tanque TA-11 com temperatura de 100°C;
- Aproveitamento de calor entre correntes de processo em uma mesma unidade, ou seja, não haverá integração entre as correntes de processo das unidades.

A opção pelo uso prioritário possui vantagem sobre a utilização de correntes de processo, pois como se trata de uma utilidade industrial não há necessidade de interromper o processo enquanto está ocorrendo a instalação do novo sistema, sendo necessário apenas uma parada para interligação com o processo. Além disso, as linhas de condensado possuem menor diâmetro que as linhas de gases, por se tratar de um fluido incompressível e, portanto, há uma maior facilidade de montagem e menor custo de instalação.

Com base no exposto acima, foram propostas as seguintes modificações nas plantas:

PAND I

- Pré-aquecimento da água de alimentação da caldeira com sua própria purga;
- Resfriamento dos gases nitrosos, na saída do reator e na descarga do compressor utilizando o *tail gas*;
- Pré-aquecimento da mistura ar e NH₃ com vapor exausto dos turboacionadores das bombas;
- Aquecimento da corrente de ar e NH₃ com o *tail gas*.

A Figura 26 ilustra a unidade integrada conforme as modificações propostas.

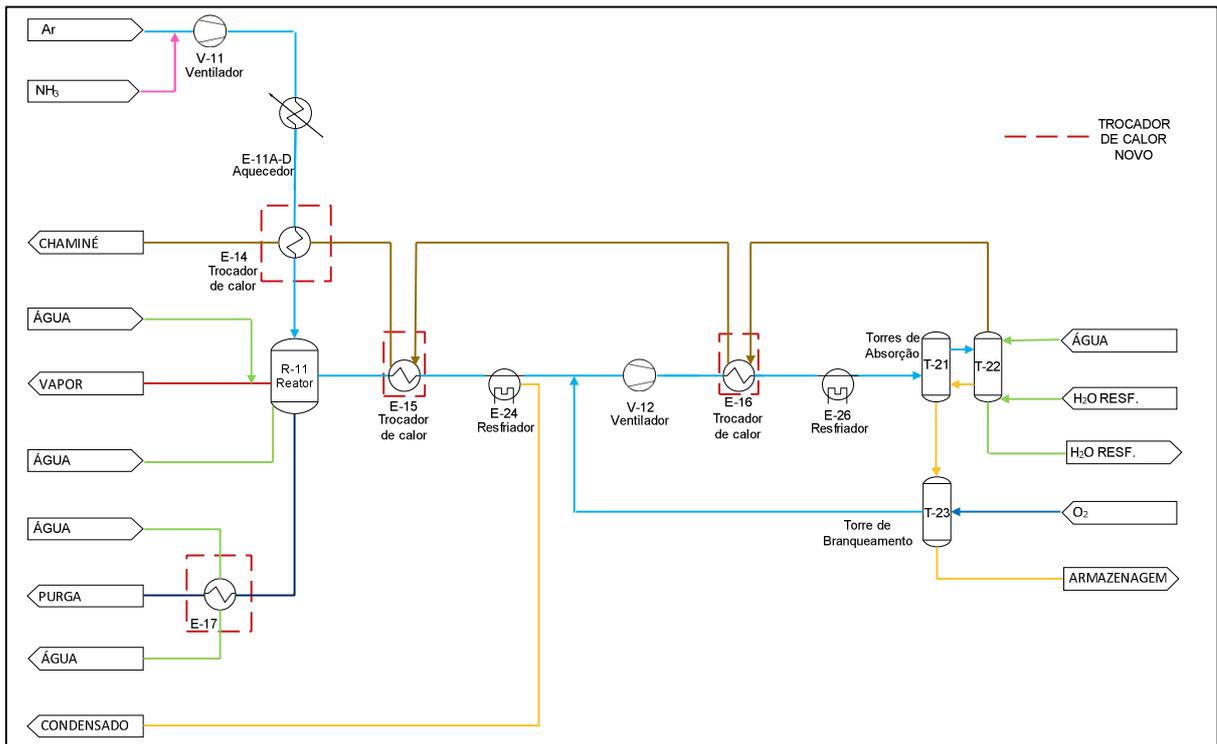


Figura 26 - Fluxograma simplificado proposto para a PAND I.

Fonte: Elaborado pelo autor.

PAND II

Para a PAND II foram propostas as seguintes modificações:

- Geração de vapor V20 utilizando a energia dos gases nitrosos na saída da caldeira R-21 e na saída do compressor C22;
- Utilização do *tail gas* na saída do turboexpansor do compressor C22 para pré aquecimento da água de alimentação das novas caldeiras;
- Resfriamento dos gases nitrosos na entrada do sistema de absorção e aquecimento do *tail gas* na entrada da absorção;
- Pré-aquecimento do ar com condensado de vapor da PCAN I e II.

A Figura 27 ilustra a unidade integrada conforme as modificações propostas.

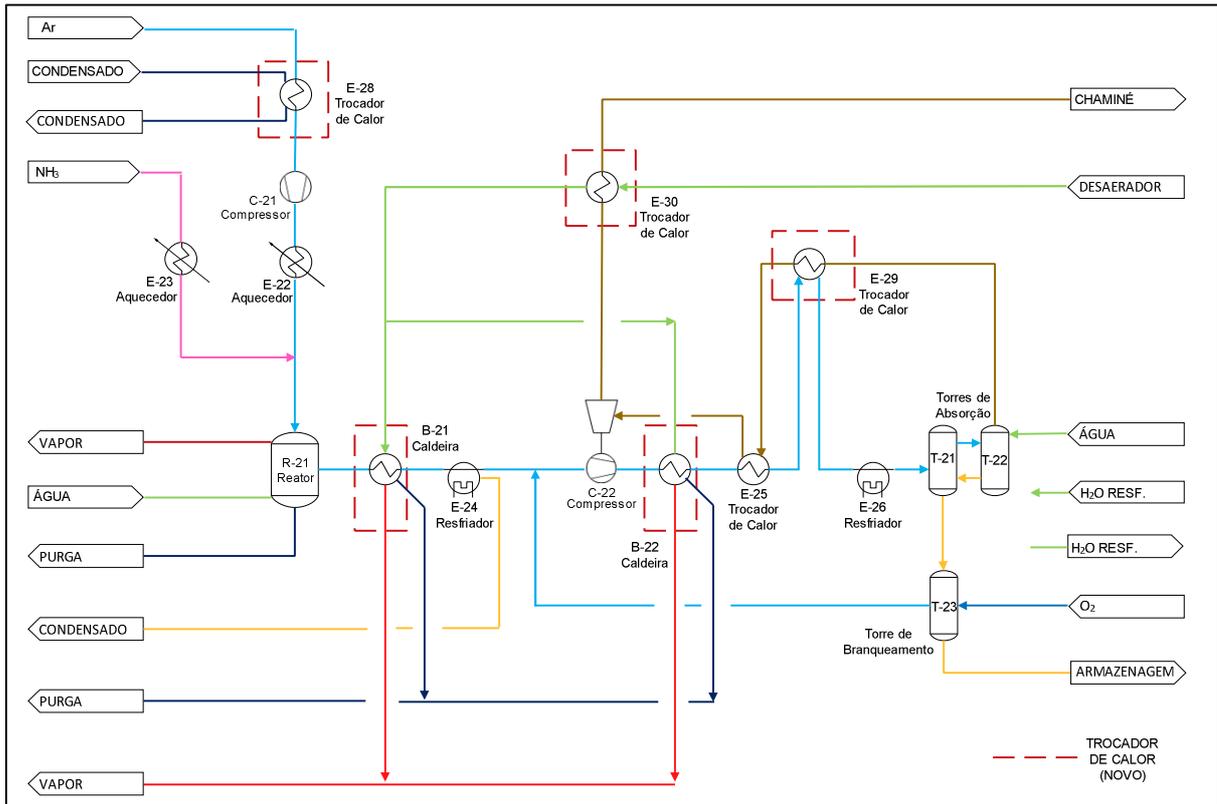


Figura 27 - Fluxograma simplificado proposto da PAND II

Fonte: Elaborado pelo autor.

PCAN I e II

Para as PCAN I e II foi proposta a seguinte modificação:

- Aquecimento da corrente de alimentação das torres de concentração, até a temperatura máxima de projeto, com os condensado de vapor das PCAN I e II.

A Figura 28 ilustra a unidade integrada conforme a modificação proposta.

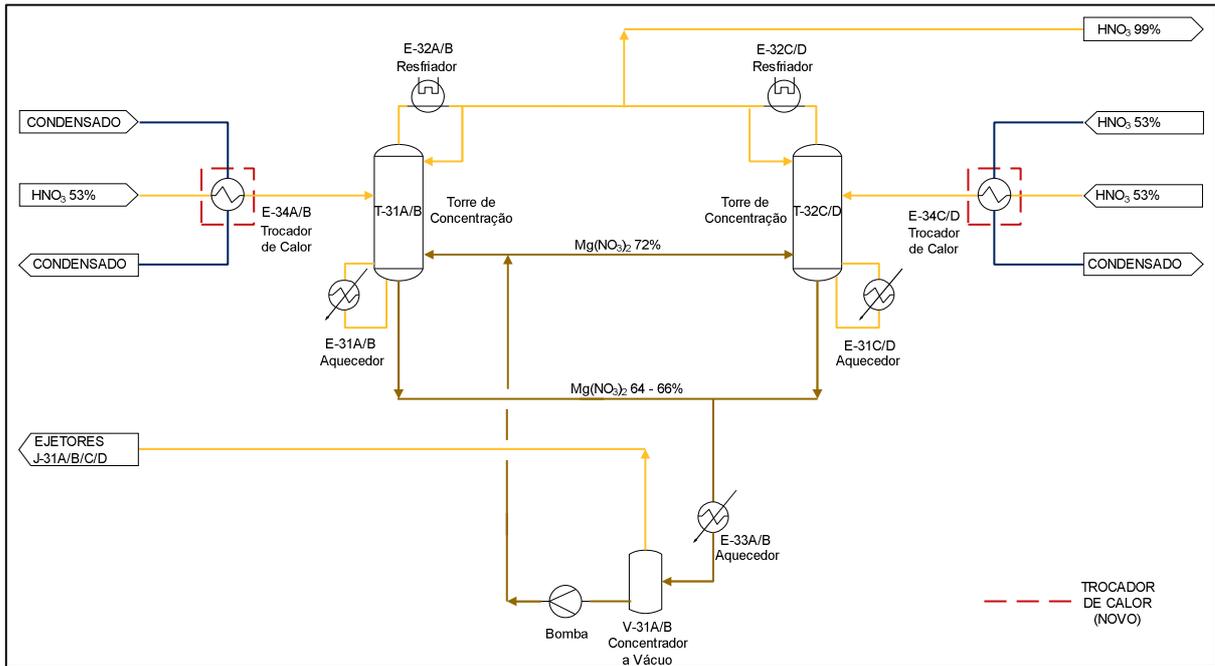


Figura 28 - Fluxograma simplificado proposto da PCAN I e II
Fonte: Elaborado pelo autor.

PNAC

Para a PNAC foram propostas as seguintes modificações:

- Aquecimento da corrente de alimentação do evaporador com condensado de vapor do refeedor do evaporador;
- Aquecimento da corrente de alimentação da torre de Stripping com o condensado de vapor do refeedor da torre.

Não foi considerado o isolamento do tanque T-41 e troca do purgador, pois foi informado que os mesmos já haviam sido adquiridos e seriam instalados posteriormente.

A Figura 29 ilustra a unidade integrada conforme as modificações propostas.

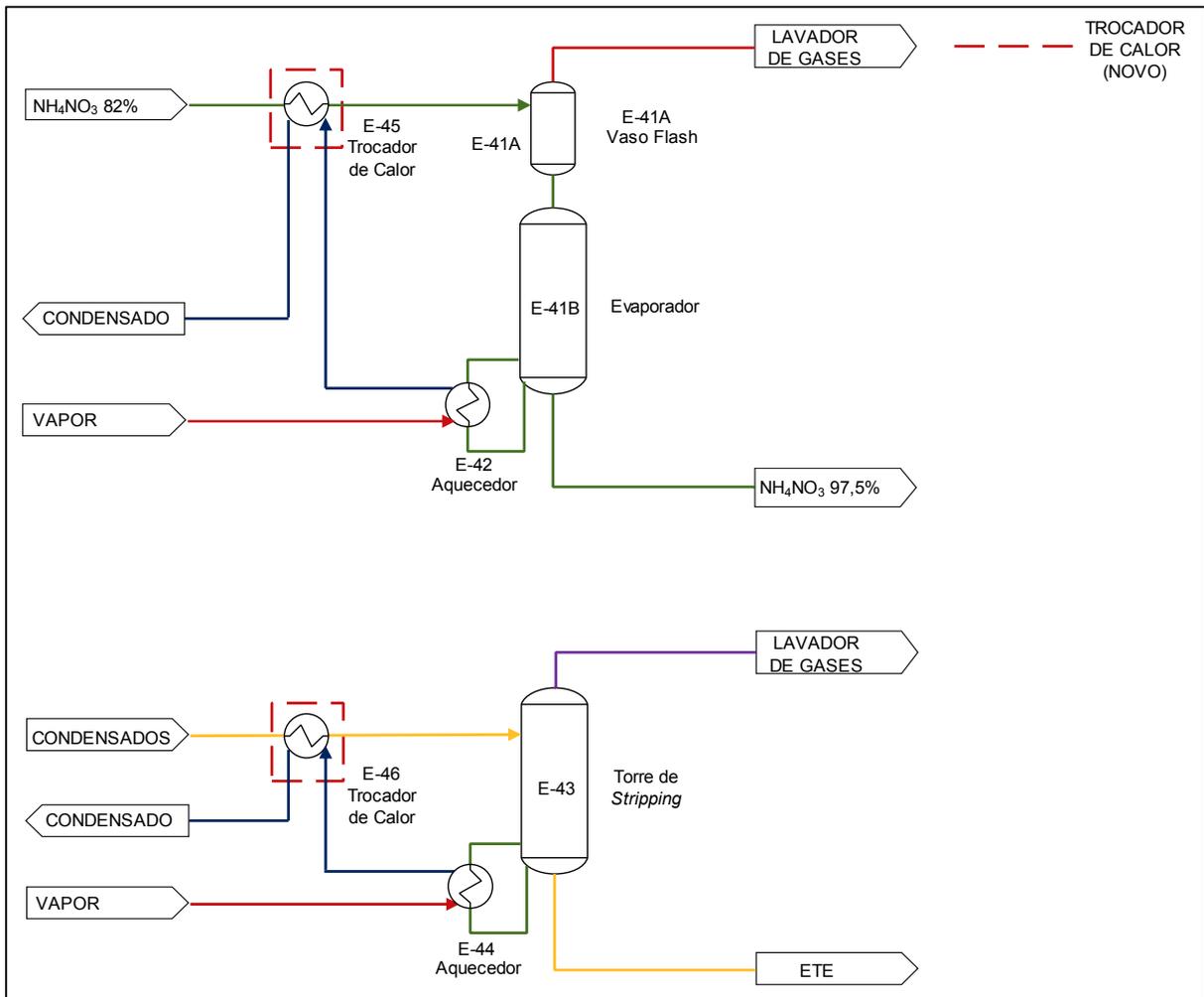


Figura 29 - Fluxograma simplificado proposto da PNAC.
Fonte: Elaborado pelo autor.

PNAP

Para a PNAP foi proposta a seguinte modificação:

- Aquecimento dos gases de chaminé com condensado de vapor da PNAP e PNAC.

A Figura 30 ilustra a unidade integrada conforme a modificação proposta.

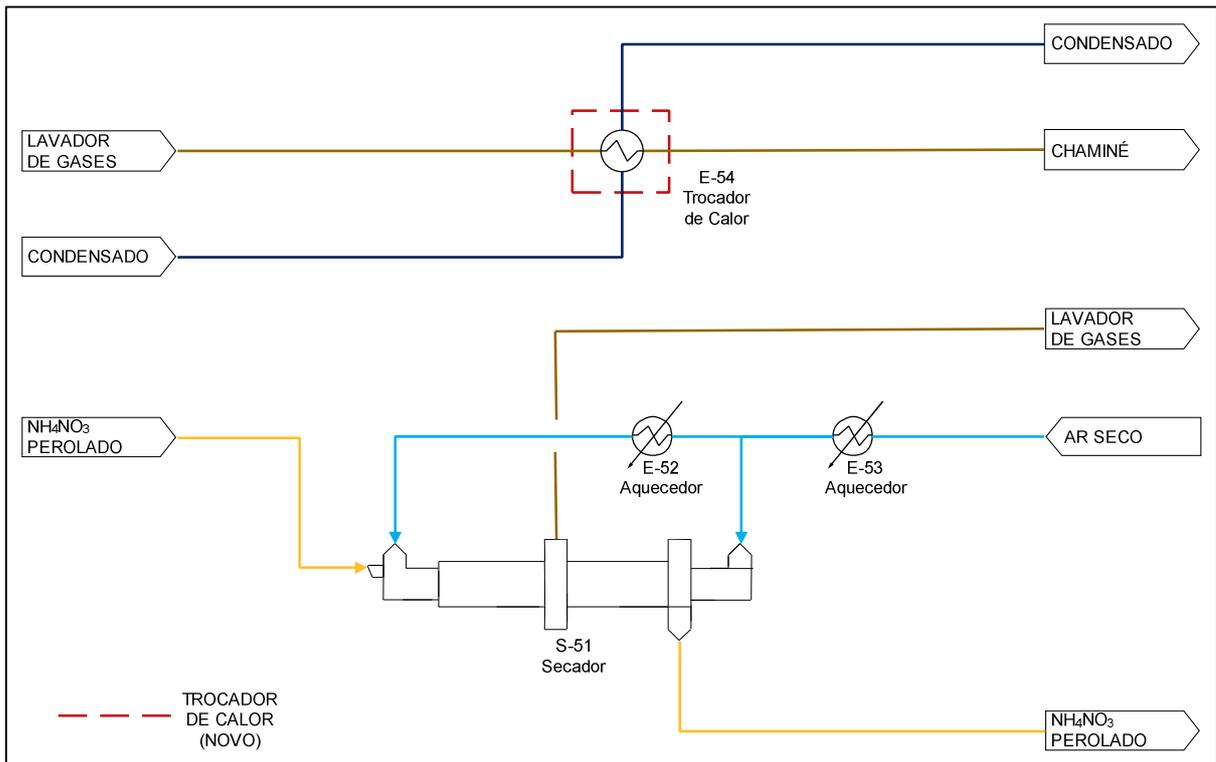


Figura 30 - Fluxograma simplificado proposto da PNAP.

Fonte: Elaborado pelo autor.

O objetivo da integração energética na unidade industrial foi reduzir o consumo de utilidades e, se viável, zerar o consumo de vapor importado.

A eficiência da integração energética foi avaliada em função do consumo de utilidades quente e fria antes e depois da integração. Para as plantas de ácido nítrico, além do consumo de utilidades, a eficiência das plantas foi obtida em função da quantidade de vapor produzido por tonelada de ácido nítrico puro produzido, Souza (2012) indica que plantas de ácido nítrico produzem aproximadamente 1,1 t vapor / t HNO₃ 100 %. Então, para a PAND I foi calculado o valor antes da integração energética de 1,15 t vapor / t HNO₃ 100 %, enquanto para a PAND II foi de 1,104 t vapor / t HNO₃ 100 %.

6.2.3 Viabilidade Econômica

Este tópico apresenta as metodologias que serão utilizadas para a análise econômica da solução apresentada.

Para a análise da viabilidade econômica, da alternativa proposta, foi elaborado um fluxo de caixa e analisado os valores da TIR, VPL e payback descontado. Para fins de cálculo, foi

utilizado o valor de taxa de desconto de 14% a.a. por um período de 20 anos, índice de inflação de 6,29% a.a. (ECONÔMICO, 2017). Ressalta-se que neste estudo não foi considerada a depreciação dos equipamentos e a análise de viabilidade levou em conta apenas o custo dos equipamentos.

7 RESULTADOS E DISCUSSÃO

7.1 BALANÇOS DE MASSA E ENERGIA – CONDIÇÃO ATUAL DE OPERAÇÃO

Os resultados obtidos dos balanços de massa e energia (BME) foram normalizados tomando como base a produção de 25 t/h de ácido nítrico da PAND II, evitando-se, desta forma, a divulgação de eventuais dados sigilosos.

A unidade industrial está dividida em seis plantas:

- Planta de ácido nítrico diluído I (PAND I)
- Planta de ácido nítrico diluído II (PAND II)
- Planta de concentração de ácido nítrico I (PCAN I)
- Planta de concentração de ácido nítrico II (PCAN II)
- Planta de nitrato de amônio - Concentração (PNAC)
- Planta de nitrato de amônio - Perolação (PNAP)

A unidade industrial não opera continuamente ao longo do ano, operando em quatro condições por um período anual de 8.000 horas de acordo com a Tabela 7.

Tabela 7 - Condições de operação dos diferentes casos.

Casos de Operação	Horas de Operação (Horas / Ano)
Caso 1	3.000
Caso 2	2.000
Caso 3	1.000
Caso 4	2.000

Fonte: Elaborado pelo autor.

O modo de operação de cada um dos casos é apresentado na Tabela 8:

Tabela 8 - Condições de operação e capacidade porcentual de operação de cada planta.

Planta	Caso 1	Caso 2	Caso 3	Caso 4
PAND I	100%	100%	100%	100%
PAND II	100%	100%	100%	100%
PCAN I	50%	0%	0%	50%
PCAN II	100%	100%	100%	100%
PNAC	100%	100%	0%	0%
PNAP	100%	100%	0%	0%

Fonte: Elaborado pelo autor.

Devido a problemas operacionais a PCAN I opera com 50% da capacidade da PCAN II e, portanto, os balanços de massa e energia foram calculados para esta condição.

Para o sistema de vapor, as plantas possuíam alguns pontos de medição de vapor a saber:

- Consumo de vapor importado de sua planta vizinha;
- Consumo de vapor nas torres de concentração de HNO_3 (PCAN I e PCAN II);
- Produção de vapor nas caldeiras da PAND I e PAND II.
- Consumo total de vapor na PNAP e PNAC
- Consumo de vapor no tanque de nitrato de amônio T-41

Para a maioria dos valores de vazão mássica, temperatura e pressão foram utilizados valores reais de processo. Na ausência de tais dados, os valores foram calculados por meio de balanços de massa e energia, conforme indicado no tópico 6.2.1, considerando o equipamento ou sistema adiabático.

7.1.1 Balanços para Condição Atual de Operação – Caso 1

7.1.1.1 Planta de Ácido Nítrico Diluído I – PAND I

A seguir são apresentados os fluxogramas de processo e utilidades da PAND I.

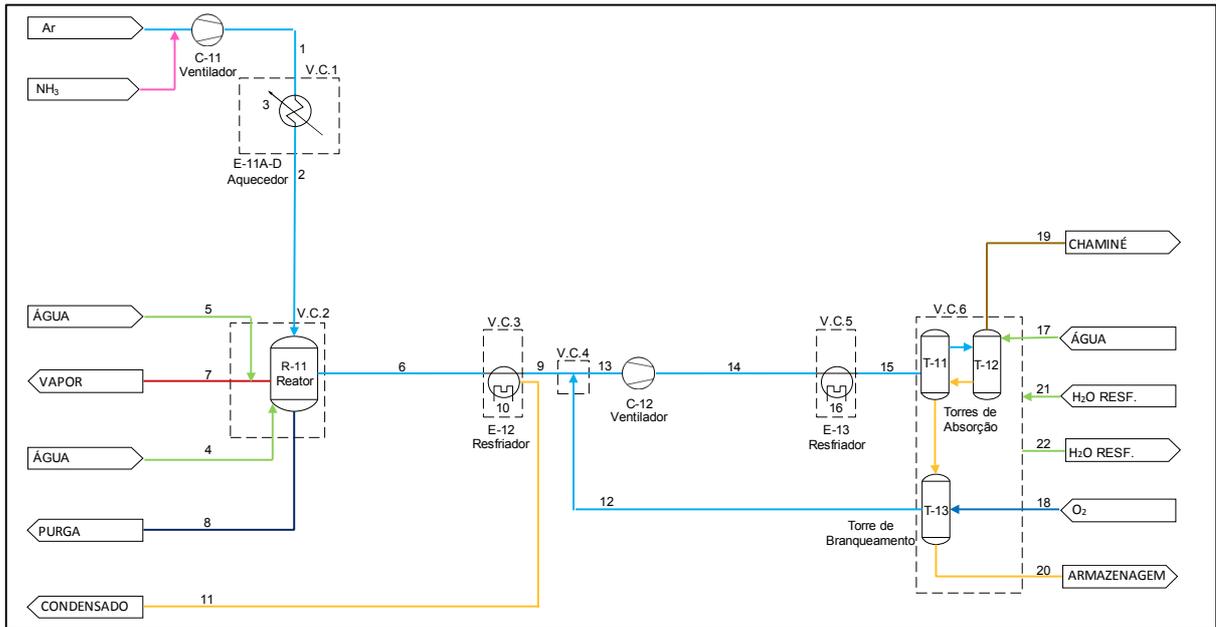


Figura 31 - Fluxograma simplificado da PAND I.

Fonte: Elaborado pelo autor.

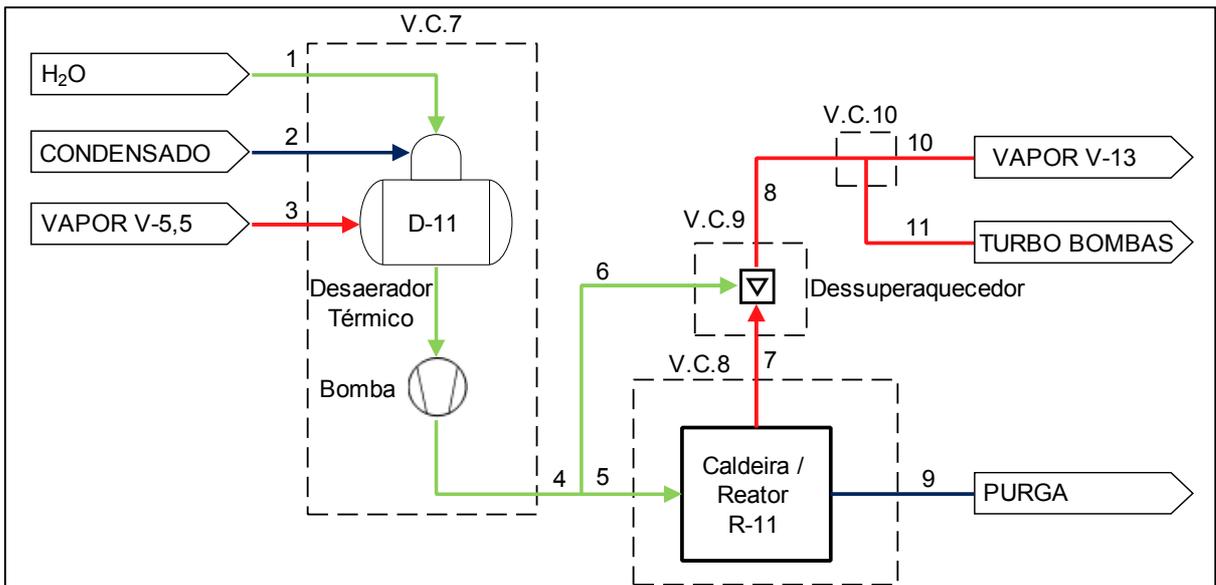


Figura 32 - Fluxograma simplificado de utilidades da PAND I.

Fonte: Elaborado pelo autor.

Os balanços de massa e energia (BME) das Figuras 31 e 32 são indicados nas tabelas a seguir:

Tabela 9 - BME para o volume de controle 1 – PAND I (Caso 1).

VOLUME DE CONTROLE 1								
N°	Fluido	Vazão	Variação de	Calor	Calor	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	Entalpia	Específico	Específico			
		Vazão	ΔH	cP_{entrada}	$cP_{\text{saída}}$	T_{entrada}	$T_{\text{saída}}$	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(kJ/kg.°C)	(kJ/kg.°C)	(°C)	(°C)	(kW)
1	Ar + NH ₃	58.606,6	-	1,082	-	38,0	-	229,0
2	Ar + NH ₃	58.606,6	-	-	1,093	-	98,1	1.300,4
3	Vapor/ Condensado	1.839,7	2.096,5	-	-	155,5	155,5	1.071,4

Fonte: Elaborado pelo autor.

Tabela 10 - BME para o volume de controle 2 – PAND I (Caso 1).

VOLUME DE CONTROLE 2								
N°	Fluido	Vazão	Entalpia	Calor	Calor	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	H	Específico	Específico			
		Vazão	H	cP_{entrada}	$cP_{\text{saída}}$	T_{entrada}	$T_{\text{saída}}$	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(kJ/kg.°C)	(kJ/kg.°C)	(°C)	(°C)	(kW)
2	Ar + NH ₃	58.606,6	-	1,093	-	98,1	-	1.300,4
4	H ₂ O	14.207,4	436,0	-	-	104,0	-	1.720,6
5	H ₂ O	2.032,8	436,3	-	-	103,6	-	246,4
6	Gases Nitrosos	58.606,6	-	-	1,157	-	247,0	4.181,0
7	Vapor	15.540,1	2.786,0	-	-	-	190,9	12.026,2
8	Purga	700,1	811,6	-	-	-	190,9	157,8

Fonte: Elaborado pelo autor.

O valor de purga da caldeira (corrente 8) foi calculado pela soma da vazão de água de alimentação (corrente 4) com a água de dessuperaquecimento (corrente 5), descontado da vazão de vapor produzido (corrente 7).

A diferença de energia do balanço de energia do volume de controle 2 entre as correntes de entrada (correntes 2, 4 e 5) e saída (corrente 6, 7 e 8) se deve ao calor de reação da Equação 1, que é de 226,4 kJ/mol de NO. Os valores de temperaturas foram obtidos por meio dos indicadores de temperatura.

Tabela 11 - BME para o volume de controle 3 – PAND I (Caso 1).

VOLUME DE CONTROLE 3								
N°	Fluido	Vazão	Varição de	Calor	Calor	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	Entalpia	Específico	Específico			
		Vazão	ΔH	$cP_{entrada}$	$cP_{saída}$	$T_{entrada}$	$T_{saída}$	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(kJ/kg.°C)	(kJ/kg.°C)	(°C)	(°C)	(kW)
6	Gases Nitrosos	58.606,6	-	1,157	-	247,0	-	4.181,0
9	Gases Nitrosos	58.479,2	-	-	1,122	-	44,0	346,3
10	H ₂ O	367.055,0	-37,6	-	-	26,0	35,0	-3.834,7
11	Condensado Ácido	127,4	-	-	-	-	-	-

Fonte: Elaborado pelo autor.

Devido à baixa vazão de condensado ácido (corrente 11), aproximadamente 0,2 % da vazão mássica dos gases (corrente 9), essa corrente foi desconsiderada nos cálculos de balanço de energia.

Tabela 12 - BME para o volume de controle 4 – PAND I (Caso 1).

VOLUME DE CONTROLE 4								
N°	Fluido	Vazão	Varição de	Calor	Calor	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	Entalpia	Específico	Específico			
		Vazão	ΔH	$cP_{entrada}$	$cP_{saída}$	$T_{entrada}$	$T_{saída}$	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(kJ/kg.°C)	(kJ/kg.°C)	(°C)	(°C)	(kW)
9	Gases Nitrosos	58.479,2	-	1,118	-	109,5	-	1.534,6
12	Gases Nitrosos	6.264,7	-	0,861	-	50,0	-	37,4
13	Gases Nitrosos	64.744,0	-	-	1,095	-	104,8	1.572,1

Fonte: Elaborado pelo autor.

A diferença de temperatura da corrente 9 (gases nitrosos) da Tabela 11 para a Tabela 12 se deve a energia liberada pela conversão do óxido nítrico em dióxido de nitrogênio (Equação 4) que é de 57,1 kJ/mol de NO₂. Ambas as temperaturas utilizadas foram obtidas de instrumentos locais em diferentes pontos de medição.

Tabela 13 - BME para o volume de controle 5 – PAND I (Caso 1).

VOLUME DE CONTROLE 5								
N°	Fluido	Vazão	Varição de	Calor	Calor	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	Entalpia	Específico	Específico			
		Vazão	ΔH	cP_{entrada}	$cP_{\text{saída}}$	T_{entrada}	$T_{\text{saída}}$	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(kJ/kg.°C)	(kJ/kg.°C)	(°C)	(°C)	(kW)
14	Gases Nitrosos	64.744,0	-	1,095	-	109,0	-	1.654,4
15	Gases Nitrosos	64.744,0	-	-	1,095	-	45,0	393,9
16	H ₂ O	120.656,2	-37,6	-	-	26,0	35,0	-1.260,5

Fonte: Elaborado pelo autor.

Tabela 14 - BME para o volume de controle 6 – PAND I (Caso 1).

VOLUME DE CONTROLE 6								
N°	Fluido	Vazão	Entalpia	Calor	Calor	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	H	Específico	Específico			
		Vazão	(kJ/kg)	cP_{entrada}	$cP_{\text{saída}}$	T_{entrada}	$T_{\text{saída}}$	E
		(kg/h)		(kJ/kg.°C)	(kJ/kg.°C)	(°C)	(°C)	(kW)
15	Gases	64.744,0	-	1,095	-	45,0	-	393,9
17	H ₂ O	4.176,4	105,3	-	-	25	-	122,2
18	O ₂	3.205,4	-	0,918	-	10,0	-	-12,3
12	Gases Nitrosos	6.264,7	-	-	0,861	-	50,0	37,4
19	Tail Gas	41.971,5	-	-	1,037	-	53,0	338,7
20	HNO ₃	23.889,6	-	-	1,793	-	54,0	345,1
21	H ₂ O	675.643,1	109,5	-	-	26,0	-	20.546,9
22	H ₂ O	675.643,1	147,1	-	-	-	35,0	27.605,5

Fonte: Elaborado pelo autor

Para os balanços de massa e energia foi utilizado o calor de reação para formação do ácido nítrico (69,1 kJ/mol HNO₃ – Equação 5), o que explica a diferença de energia de 7.276 kW entre as correntes de entrada (15, 17, 18 e 21) e saída (12, 19, 20 e 22).

Tabela 15 - BME para o volume de controle 7 – PAND I (Caso 1).

VOLUME DE CONTROLE 7						
Nº	Fluido	Vazão	Entalpia	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	H	T _{entrada}	T _{saída}	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(°C)	(°C)	(kW)
1	H ₂ O	2.580,1	105,8	25,0	-	75,8
2	Condensado	13.155,5	411,3	98,0	-	1.503,2
3	Vapor	504,6	2.752,3	155,5	-	385,8
4	H ₂ O	16.240,2	435,5	-	103,6	1.964,8

Fonte: Elaborado pelo autor.

Tabela 16 - BME para o volume de controle 8 – PAND I (Caso 1).

VOLUME DE CONTROLE 8						
Nº	Fluido	Vazão	Entalpia	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	H	T _{entrada}	T _{saída}	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(°C)	(°C)	(kW)
5	H ₂ O	14.207,4	436,0	104,0	-	1.720,6
7	Vapor	13.507,3	3.139,6	-	344,0	11.779,8
9	Purga	700,1	811,6	-	190,9	157,8

Fonte: Elaborado pelo autor.

Toda a energia recebida pela caldeira para geração de vapor é proveniente dos gases quentes do reator. Estes gases possuem temperatura medida de 838 °C, enquanto na saída possuem temperatura de 247 °C. A diferença de energia entre os gases na saída e na entrada é de 13.083,9 kW, portanto, em teoria este seria o valor de energia cedido para a caldeira.

Ao realizar-se o balanço de energia da caldeira, entre as correntes de saída (7 e 8) e de entrada (5) do volume de controle 8, obteve-se um valor de 10.217,1 kW.

Esta diferença entre a energia cedida pelos gases e a absorvida pela caldeira foi de 2.866,9 kW ou 21,9 % da energia dos gases quentes. Ressalta-se que o reator químico utilizado no processo é da década de 1950 e não apresenta isolamento térmico integral, portanto, este valor foi considerado como uma perda de energia do processo.

Tabela 17 - BME para o volume de controle 9 – PAND I (Caso 1).

VOLUME DE CONTROLE 9						
N°	Fluido	Vazão	Entalpia	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	H	T _{entrada}	T _{saída}	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(°C)	(°C)	(kW)
6	H ₂ O	2.032,8	436,3	103,6	-	246,4
7	Vapor	13.507,3	3.139,6	344,0	-	11.779,8
8	Vapor	15.540,1	2.786,0	-	190,9	12.026,2

Fonte: Elaborado pelo autor.

Tabela 18 - BME para o volume de controle 10 – PAND I (Caso 1).

VOLUME DE CONTROLE 10						
N°	Fluido	Vazão	Entalpia	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	H	T _{entrada}	T _{saída}	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(°C)	(°C)	(kW)
8	Vapor	15.540,1	2.786,0	190,9	-	12.026,2
10	Vapor	14.593,7	2.786,0	-	190,9	11.293,8
11	Vapor	946,3	2.786,0	-	190,9	732,4

Fonte: Elaborado pelo autor.

7.1.1.2 Planta de Ácido Nítrico Diluído II – PAND II

A seguir são apresentados os fluxogramas de processo e utilidades da PAND II.

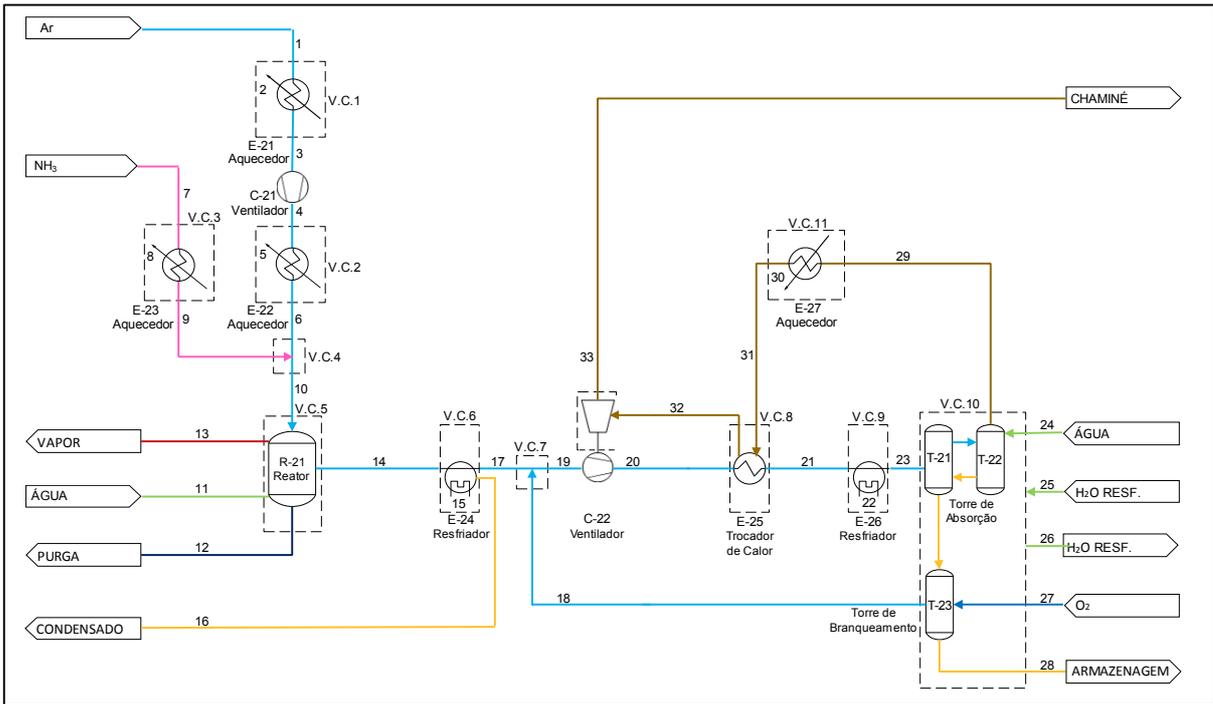


Figura 33 - Fluxograma simplificado da PAND II
 Fonte: Elaborado pelo autor.

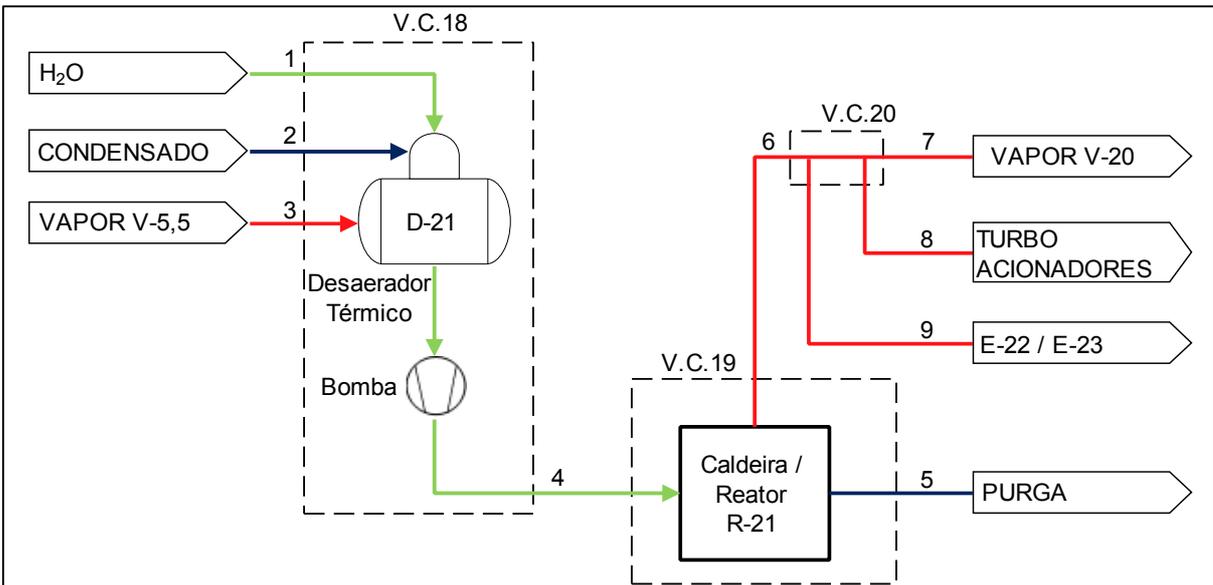


Figura 34 - Fluxograma simplificado de utilidades da PAND II.
 Fonte: Elaborado pelo autor.

Os balanços de massa e energia das Figuras 33 e 34 são indicados nas tabelas a seguir:

Tabela 19 - BME para o volume de controle 1 – PAND II (Caso 1).

VOLUME DE CONTROLE 1								
N°	Fluido	Vazão	Varição de	Calor	Calor	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	Entalpia	Específico	Específico			
		Vazão	ΔH	cP_{entrada}	$cP_{\text{saída}}$	T_{entrada}	$T_{\text{saída}}$	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(kJ/kg.°C)	(kJ/kg.°C)	(°C)	(°C)	(kW)
1	Ar	65.308,0	-	1,006	-	25,0	-	0,0
3	Ar	65.308,0	-	-	1,006	-	40,0	273,8
2	Vapor/ Condensado	470,2	2.096,5	-	-	155,5	155,5	273,8

Fonte: Elaborado pelo autor.

Tabela 20 - BME para o volume de controle 2 – PAND II (Caso 1).

VOLUME DE CONTROLE 2								
N°	Fluido	Vazão	Varição de	Calor	Calor	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	Entalpia	Específico	Específico			
		Vazão	ΔH	cP_{entrada}	$cP_{\text{saída}}$	T_{entrada}	$T_{\text{saída}}$	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(kJ/kg.°C)	(kJ/kg.°C)	(°C)	(°C)	(kW)
4	Ar	65.308,0	-	1,009	-	78,0	-	970,1
6	Ar	65.308,0	-	-	1,013	-	115,0	1.653,5
5	Vapor/ Condensado	1.301,8	1.889,8	-	-	212,4	212,4	683,4

Fonte: Elaborado pelo autor.

Tabela 21 - BME para o volume de controle 3 – PAND II (Caso 1).

VOLUME DE CONTROLE 3								
N°	Fluido	Vazão	Varição de	Calor	Calor	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	Entalpia	Específico	Específico			
		Vazão	ΔH	cP_{entrada}	$cP_{\text{saída}}$	T_{entrada}	$T_{\text{saída}}$	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(kJ/kg.°C)	(kJ/kg.°C)	(°C)	(°C)	(kW)
7	NH ₃	4.236,5	-	2,079	-	0,0	-	-61,2
9	NH ₃	4.236,5	-	-	2,162	-	60,0	89,1
8	Vapor/ Condensado	286,2	1.889,8	-	-	212,4	212,4	150,2

Fonte: Elaborado pelo autor.

Tabela 22 - BME para o volume de controle 4 – PAND II (Caso 1).

VOLUME DE CONTROLE 4								
N°	Fluido	Vazão	Varição de	Calor	Calor	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	Entalpia	Específico	Específico			
		Vazão	ΔH	cP_{entrada}	$cP_{\text{saída}}$	T_{entrada}	$T_{\text{saída}}$	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(kJ/kg.°C)	(kJ/kg.°C)	(°C)	(°C)	(kW)
6	Ar	65.308,0	-	1,013	-	115,0	-	1.653,5
9	NH ₃	4.236,5	-	2,162	-	60	-	89,1
10	Ar + NH ₃	69.544,5	-	-	1,087	0,0	108,0	1.742,6

Fonte: Elaborado pelo autor.

Tabela 23 - BME para o volume de controle 5 – PAND II (Caso 1).

VOLUME DE CONTROLE 5								
N°	Fluido	Vazão	Entalpia	Calor	Calor	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	H	Específico	Específico			
		Vazão	H	cP_{entrada}	$cP_{\text{saída}}$	T_{entrada}	$T_{\text{saída}}$	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(kJ/kg.°C)	(kJ/kg.°C)	(°C)	(°C)	(kW)
10	Ar + NH ₃	69.544,5	-	-	1,087	-	108,0	1.742,6
11	H ₂ O	23.062,7	436,3	-	-	103,6	-	2.794,9
12	Purga	1.894,0	908,6	-	-	-	212,4	478,0
13	Vapor	21.168,7	2.798,4	-	-	-	212,4	16.455,0
14	Gases Nitrosos	69.544,5	-	-	1,145	-	251,0	4.999,2

Fonte: Elaborado pelo autor.

Similar à caldeira da PAND I, a vazão da purga foi calculada pela diferença entre as vazões da água de alimentação (corrente 11) e da de vapor saturado (corrente 13). A diferença no balanço de energia do volume de controle 5 entre as correntes de entrada (10 e 11) e saída (12, 13 e 14) se deve ao calor de reação da Equação 1, que é de 226,4 kJ/mol de NO.

Tabela 24 - BME para o volume de controle 6 – PAND II (Caso 1).

VOLUME DE CONTROLE 6								
N°	Fluido	Vazão	Varição de	Calor	Calor	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	Entalpia	Específico	Específico			
		Vazão	ΔH	cP_{entrada}	$cP_{\text{saída}}$	T_{entrada}	$T_{\text{saída}}$	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(kJ/kg.°C)	(kJ/kg.°C)	(°C)	(°C)	(kW)
14	Gases Nitrosos	69.544,5	-	-	1,145	-	251,0	4.999,2
17	Gases Nitrosos	69.359,3	-	1,106	-	63,0	-	810,1
15	H ₂ O	400.975,6	-37,6	-	-	26,0	35,0	-4.189,1
16	Condensado Ácido	185,2	-	-	-	-	-	-

Fonte: Elaborado pelo autor.

Assim como para o caso da PAND I, devido à pequena vazão de condensado ácido (corrente 16), aproximadamente 0,3 % da vazão mássica dos gases, e a falta de informação desta corrente, a mesma não foi considerada nos cálculos de balanço de energia.

Tabela 25 - BME para o volume de controle 7 – PAND II (Caso 1).

VOLUME DE CONTROLE 7								
N°	Fluido	Vazão	Varição de	Calor	Calor	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	Entalpia	Específico	Específico			
		Vazão	ΔH	cP_{entrada}	$cP_{\text{saída}}$	T_{entrada}	$T_{\text{saída}}$	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(kJ/kg.°C)	(kJ/kg.°C)	(°C)	(°C)	(kW)
17	Gases Nitrosos	69.359,3	-	1,101	-	80,6	-	1.178,1
18	Gases Nitrosos	7.712,1	-	0,856	-	41,0	-	29,3
19	Gases Nitrosos	77.071,4	-	-	1,078	-	77,3	1.207,5

Fonte: Elaborado pelo autor.

A diferença de temperatura da corrente 17 da Tabela 24 para a Tabela 25 se deve a energia liberada pela conversão do óxido nítrico em dióxido de nitrogênio. Para os cálculos, foram utilizados os valores obtidos de instrumentos.

Tabela 26 - BME para o volume de controle 8 – PAND II (Caso 1).

VOLUME DE CONTROLE 8								
N°	Fluido	Vazão	Varição de	Calor	Calor	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	Entalpia	Específico	Específico			
		Vazão	ΔH	cP_{entrada}	$cP_{\text{saída}}$	T_{entrada}	$T_{\text{saída}}$	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(kJ/kg.°C)	(kJ/kg.°C)	(°C)	(°C)	(kW)
20	Gases Nitrosos	77.071,4	-	1,139	-	299,0	-	6.684,3
21	Gases Nitrosos	77.071,4	-	-	1,109	-	198,0	4.109,1
31	Tail Gas	50.028,0	-	1,038	-	64,1	-	564,9
32	Tail Gas	50.028,0	-	-	1,056	-	239,0	3.140,1

Fonte: Elaborado pelo autor.

Tabela 27 - BME para o volume de controle 9 – PAND II (Caso 1).

VOLUME DE CONTROLE 9								
N°	Fluido	Vazão	Varição de	Calor	Calor	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	Entalpia	Específico	Específico			
		Vazão	ΔH	cP_{entrada}	$cP_{\text{saída}}$	T_{entrada}	$T_{\text{saída}}$	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(kJ/kg.°C)	(kJ/kg.°C)	(°C)	(°C)	(kW)
21	Gases Nitrosos	77.071,4	-	1,109	-	198,0	-	4.109,1
23	Gases Nitrosos	77.071,4	-	-	1,070	-	44,0	435,2
22	H ₂ O	351.652,5	-37,6	-	-	26,0	35,0	-3.673,8

Fonte: Elaborado pelo autor.

Tabela 28 - BME para o volume de controle 10 – PAND II (Caso 1).

VOLUME DE CONTROLE 10								
N°	Fluido	Vazão	Entalpia	Calor	Calor	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica		Específico	Específico			
		Vazão	H	cP _{entrada}	cP _{saída}	T _{entrada}	T _{saída}	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(kJ/kg.°C)	(kJ/kg.°C)	(°C)	(°C)	(kW)
23	Gases Nitrosos	77.071,4	-	1,070	-	44,0	-	435,2
24	H ₂ O	1.807,5	105,3	-	-	25,0	-	52,9
27	O ₂	3.861,3	-	0,918	-	10,0	-	-14,8
18	Gases Nitrosos	7.712,1	-	-	0,856	-	41,0	29,3
29	Tail Gas	50.028,0	-	-	1,037	-	45,0	288,3
28	HNO ₃	25.000,0	-	-	1,778	-	45,0	247,0
25	H ₂ O	720.085,2	109,5	-	-	26,0	-	21.898,4
26	H ₂ O	720.085,2	147,1	-	-	-	35,0	29.421,3

Fonte: Elaborado pelo autor.

A diferença de energia entre as correntes de entrada (23, 24, 25 e 27) e saída (18, 26, 28 e 29), de 7.614 kW, se deve ao calor de reação para formação do ácido nítrico (69,1 kJ/mol HNO₃ – Equação 5).

Tabela 29 - BME para o volume de controle 11 – PAND II (Caso 1).

VOLUME DE CONTROLE 11								
N°	Fluido	Vazão	Varição de	Calor	Calor	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	Entalpia	Específico	Específico			
		Vazão	ΔH	cP _{entrada}	cP _{saída}	T _{entrada}	T _{saída}	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(kJ/kg.°C)	(kJ/kg.°C)	(°C)	(°C)	(kW)
7	Tail Gas	50.028,0	-	1,037	-	45,0	-	288,3
9	Tail Gas	50.028,0	-	-	1,038	-	64,1	564,9
8	Vapor/ Condensado	475,0	2.096,5	-	-	155,5	155,5	276,6

Fonte: Elaborado pelo autor.

Tabela 30 - BME para o volume de controle 12 – PAND II (Caso 1).

VOLUME DE CONTROLE 12								
N°	Fluido	Vazão	Varição de	Calor	Calor	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	Entalpia	Específico	Específico			
		Vazão	ΔH	cP_{entrada}	$cP_{\text{saída}}$	T_{entrada}	$T_{\text{saída}}$	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(kJ/kg.°C)	(kJ/kg.°C)	(°C)	(°C)	(kW)
32	Tail Gas	50.028,0	-	1,056	-	239,0	-	3.140,1
33	Tail Gas	50.028,0	-	-	1,055	-	234,1	3.067,0

Fonte: Elaborado pelo autor.

Tabela 31 - BME para o volume de controle 13 – PAND II (Caso 1).

VOLUME DE CONTROLE 13						
N°	Fluido	Vazão	Entalpia	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica				
		Vazão	H	T_{entrada}	$T_{\text{saída}}$	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(°C)	(°C)	(kW)
1	H ₂ O	650,4	105,8	25,0	-	19,1
2	Condensado	22.340,4	438,4	104,6	-	2.720,8
3	Vapor	71,9	2.752,3	155,5	-	55,0
4	H ₂ O	23.062,7	436,3	-	103,6	2.794,9

Fonte: Elaborado pelo autor.

Tabela 32 - BME para o volume de controle 14 – PAND II (Caso 1).

VOLUME DE CONTROLE 14						
N°	Fluido	Vazão	Entalpia	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica				
		Vazão	H	T_{entrada}	$T_{\text{saída}}$	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(°C)	(°C)	(kW)
4	H ₂ O	23.062,7	436,3	103,6	-	2.794,9
5	Purga	1.894,0	908,6	-	212,4	478,0
6	Vapor	21.168,7	2.798,4	-	212,4	16.455,0

Fonte: Elaborado pelo autor.

A energia cedida pelos gases quentes que saem do reator a uma temperatura de 844 °C e na saída da caldeira com uma temperatura de 251°C (corrente 14 da Tabela 23) é de 15.537,9 kW. Analisando o balanço da caldeira, entre as correntes de saída (5 e 6) e a corrente de entrada (4) resulta em uma energia necessária de 14.138,2 kW, Esta diferença de energia fornecida pelos gases e a energia absorvida pela caldeira de 1.399,7 kW ou 9,0% da energia dos gases quentes foi considerada como uma perda de energia do processo.

Tabela 33 - BME para o volume de controle 15 – PAND II (Caso 1).

VOLUME DE CONTROLE 15						
N°	Fluido	Vazão	Entalpia	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	H	T _{entrada}	T _{saída}	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(°C)	(°C)	(kW)
6	Vapor	21.168,7	2.798,4	212,4	-	16.455,0
7	Vapor	17.307,0	2.798,4	-	212,4	13.453,2
8	Vapor	1.588,0	2.798,4	-	212,4	1.234,4
9	Vapor	2.273,7	2.798,4	-	212,4	1.767,4

Fonte: Elaborado pelo autor.

7.1.1.3 Planta de Concentração de Ácido Nítrico I e II – PCAN I e II

A seguir é apresentado o fluxograma de processo da PCAN I e II.

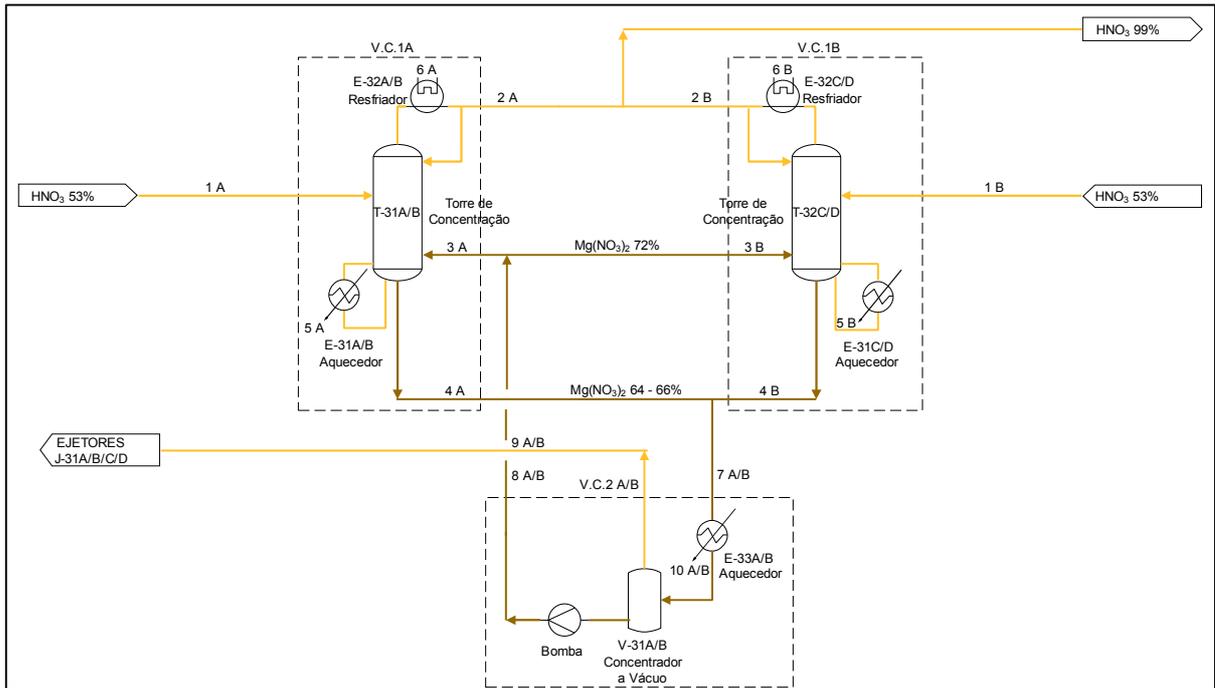


Figura 35 - Fluxograma simplificado da PCAN I e II.
 Fonte: Elaborado pelo autor.

Os balanços de massa e energia da Figura 35 são indicados nas tabelas a seguir:

Tabela 34 - BME para o volume de controle 1A – PCAN I (Caso 1).

VOLUME DE CONTROLE 1A							
Nº	Fluido	Vazão	Entalpia	Varição de	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	H	Entalpia	T _{entrada}	T _{saída}	E
		Vazão	(kJ/kg)	ΔH	(°C)	(°C)	(kW)
		(kg/h)		(kJ/kg)			
1A	HNO ₃	7.493,8	72,6	-	25,0	-	151,1
2A	HNO ₃	4.011,8	35,6	-	-	45,0	39,6
3A	Mg(NO ₃) ₂	37.413,2	1.160,0	-	145,0	-	12.055,4
4A	Mg(NO ₃) ₂	40.895,1	1.400,0	-	-	175,0	15.903,7
5A	Vapor/ Condensado	8.581,5	-	1.889,8	212,4	212,4	4.504,7
6A	H ₂ O	61.379,9	-	-37,6	26,0	35,0	-641,3

Fonte: Elaborado pelo autor.

Com os valores de energia da Tabela 34, observa-se que a diferença de energia entre as correntes de entrada (1A e 3A) e de saída (2A e 4A) somadas com a variação de energia das correntes de vapor (5A) e condensado (6A), obteve-se uma diferença de 126,7 kW. Esta diferença foi considerada como uma perda de processo.

Tabela 35 - BME para o volume de controle 1B – PCAN II (Caso 1).

VOLUME DE CONTROLE 1B							
Nº	Fluido	Vazão	Entalpia	Varição de	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	H	Entalpia	T _{entrada}	T _{saída}	E
		Vazão	(kJ/kg)	ΔH	(°C)	(°C)	(kW)
		(kg/h)		(kJ/kg)			
1B	HNO ₃	14.987,6	72,6	-	25,0	-	302,2
2B	HNO ₃	8.023,7	35,6	-	-	45,0	79,3
3B	Mg(NO ₃) ₂	58.458,1	1.160,0	-	145,0	-	18.836,5
4B	Mg(NO ₃) ₂	65.422,0	1.320,0	-	-	165,0	23.988,1
5B	Vapor/ Condensado	11.977,1	-	1.889,8	212,4	212,4	6.287,2
6B	H ₂ O	122.759,9	-	-37,6	26,0	35,0	-1.282,5

Fonte: Elaborado pelo autor.

Similar ao balanço do volume de controle 1A, na Tabela 35 nota-se que a diferença de energia entre as correntes de entrada (1B e 3B) e de saída (2B e 4B) juntamente com a variação de energia das correntes 5B e 6B, obteve-se uma diferença de 76,0 kW que foi considerado como uma perda de processo.

Tabela 36 - BME para o volume de controle 2A – PCAN I (Caso 1).

VOLUME DE CONTROLE 2A							
Nº	Fluido	Vazão	Entalpia	Varição de	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	H	Entalpia	T _{entrada}	T _{saída}	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(kJ/kg)	(°C)	(°C)	(kW)
7A	Mg(NO ₃) ₂	40.895,1	1.280,0	-	160,0	-	14.540,5
8A	Mg(NO ₃) ₂	37.413,2	1.400,0	-	-	175,0	14.549,6
9A	Vapor	3.482,0	-	2.081,9	-	160,0	2.013,6
10A	Vapor/ Condensado	3.701,5	-	2.014,4	179,9	179,9	2.071,2

Fonte: Elaborado pelo autor.

Tabela 37 - BME para o volume de controle 2B – PCAN II (Caso 1).

VOLUME DE CONTROLE 2B							
Nº	Fluido	Vazão	Entalpia	Varição de	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	H	Entalpia	T _{entrada}	T _{saída}	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(kJ/kg)	(°C)	(°C)	(kW)
7B	Mg(NO ₃) ₂	65.422,0	1.280,0	-	160,0	-	23.261,2
8B	Mg(NO ₃) ₂	58.458,1	1.400,0	-	-	175,0	22.733,7
9B	Vapor	6.963,9	-	2.081,9	-	160,0	4.027,2
10B	Vapor/ Condensado	6.333,0	-	2.014,4	179,9	179,9	3.543,8

Fonte: Elaborado pelo autor.

Além dos valores, listados acima, há também o consumo de vapor pelos sistemas auxiliares (Tabela 38).

Tabela 38 - Consumos adicionais de vapor – PCAN I e II (Caso 1).

Identificação	Consumo de Vapor (kg/h)
Ejetores	990,3
Aquecimento de carcaças das bombas	123,8
Aquecimento de linhas	459,3

Fonte: Elaborado pelo autor.

Para o consumo de vapor nos ejetores e carcaças de bombas, foram utilizados os valores disponíveis em folhas de dados. Para estimativa do consumo de vapor para aquecimento de linhas foi considerado uma tubulação aço carbono com diâmetro médio de 4" schedule 40, com isolamento térmico de lã de rocha na espessura de 50 mm. A temperatura média considerada no interior do tubo foi de 145°C e temperatura da superfície do isolamento de 60°C. A condutividade térmica do tubo utilizado foi de 54 W/m.°C (HOLMAN, 1983), da lã de rocha de 0,067 W/m.°C (HOLMAN, 1983). Com estes valores chegou-se a um consumo aproximado de 350 kJ/h por metro de tubulação.

7.1.1.4 Planta de Nitrato de Amônio Concentração – PNAC

O fluxograma de processo da PNAC está representado pela Figura 36, cujos valores obtidos para os balanços de massa e energia nos volumes de controle 1 e 2 estão dispostos nas Tabelas 39 e 40, respectivamente.

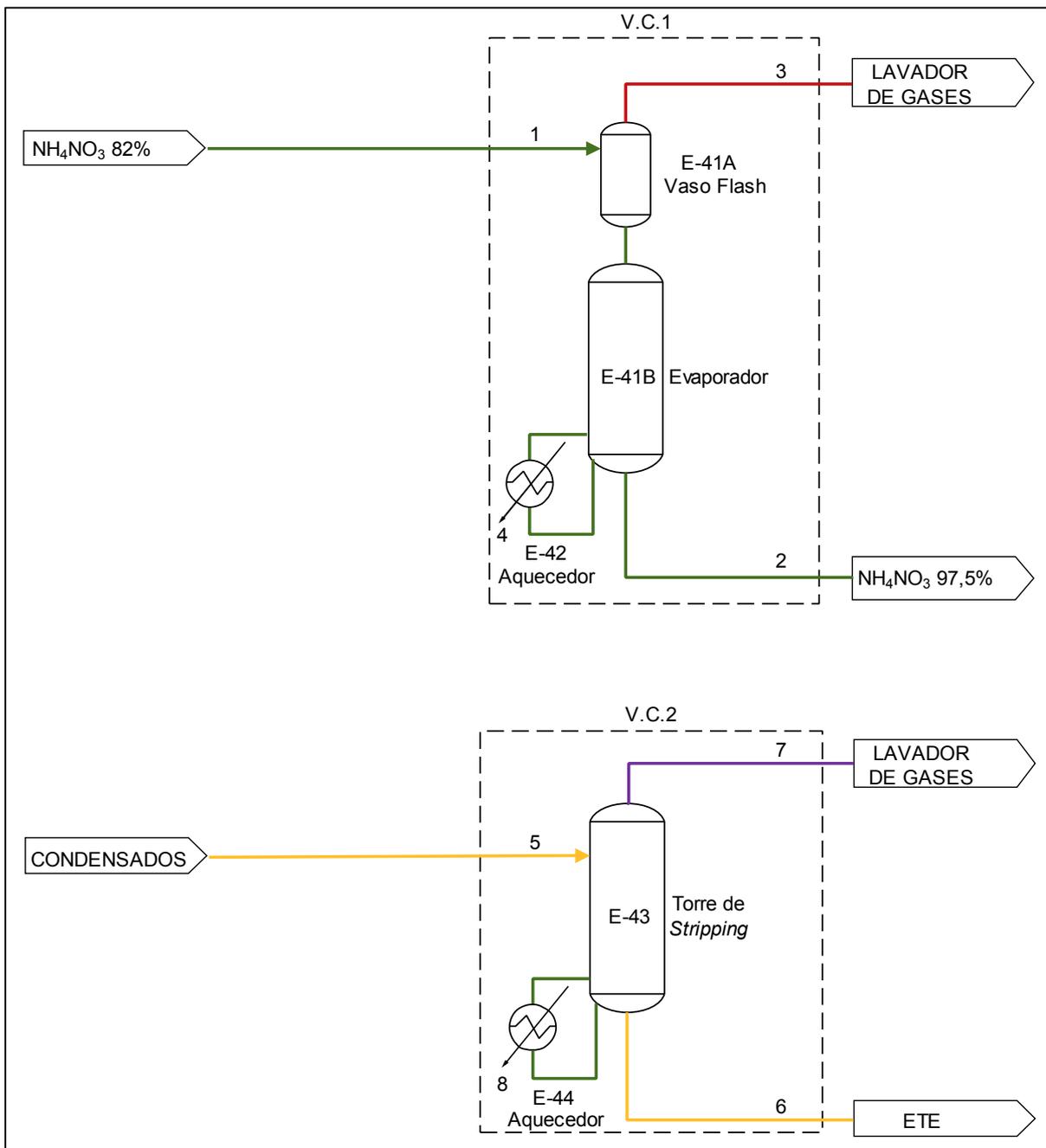


Figura 36 - Fluxograma simplificado da PNAC.
 Fonte: Elaborado pelo autor.

Tabela 39 - BME para o volume de controle 1 – PNAC (Caso 1).

VOLUME DE CONTROLE 1							
Nº	Fluido	Vazão	Entalpia	Varição de	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	H	Entalpia	T _{entrada}	T _{saída}	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(kJ/kg)	(°C)	(°C)	(kW)
1	NH ₄ NO ₃	38.440,9	369,9	-	110,0	-	3.949,8
2	NH ₄ NO ₃	32.329,8	352,9	-	-	150,0	3.168,9
3	Vapor	6.111,1	-	2.315,8	-	92,2	3.931,1
4	Vapor/ Condensado	5.539,6	-	2.047,3	170,4	170,4	3.150,3

Fonte: Elaborado pelo autor.

Tabela 40 - BME para o volume de controle 2 – PNAC (Caso 1).

VOLUME DE CONTROLE 2							
Nº	Fluido	Vazão	Entalpia	Varição de	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	H	Entalpia	T _{entrada}	T _{saída}	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(kJ/kg)	(°C)	(°C)	(kW)
5	Condensado	8.940,6	246,9	-	60,0	-	613,3
6	Condensado	8.706,8	435,1	-	-	104,0	1.052,2
7	Vapor	233,8	277,0	-	-	102,0	18,0
8	Vapor/ Condensado	803,4	-	2.047,3	170,4	170,4	456,9

Fonte: Elaborado pelo autor.

As entalpias das correntes 5 e 6 foram calculadas de acordo com a composição mássica informada pela empresa. A corrente 5 é composta por 3 % em fração mássica de HNO₃ e 97 % em fração mássica de H₂O, enquanto a corrente 6 é composta de 0,4 % em fração mássica de HNO₃ e 99,6 % H₂O em fração mássica.

Há também nesta planta o consumo de vapor nas serpentinas dos tanques de processo de nitrato de amônio conforme Tabela 41.

Tabela 41 - Consumos adicionais de vapor – PNAC (Caso 1).

Identificação	Consumo de Vapor (kg/h)
T-41	1.595,3
T-42	34,3
T-43	3,3

Fonte: Elaborado pelo autor.

Conforme informado no tópico 6.2.1 o tanque T-41 possui um purgador danificado fazendo com que o consumo medido de vapor do tanque T-41 seja de 1.595,3 kg/h, contra o valor teórico calculado de 865,5 kg/h.

7.1.1.5 Planta de Nitrato de Amônio Perolação – PNAP

O fluxograma de processo da PNAP está representado pela Figura 37, cujos valores obtidos para os balanços de massa e energia nos volumes de controle 1, 2, 3 e 4 estão dispostos nas Tabelas 42, 43, 44 e 45, respectivamente.

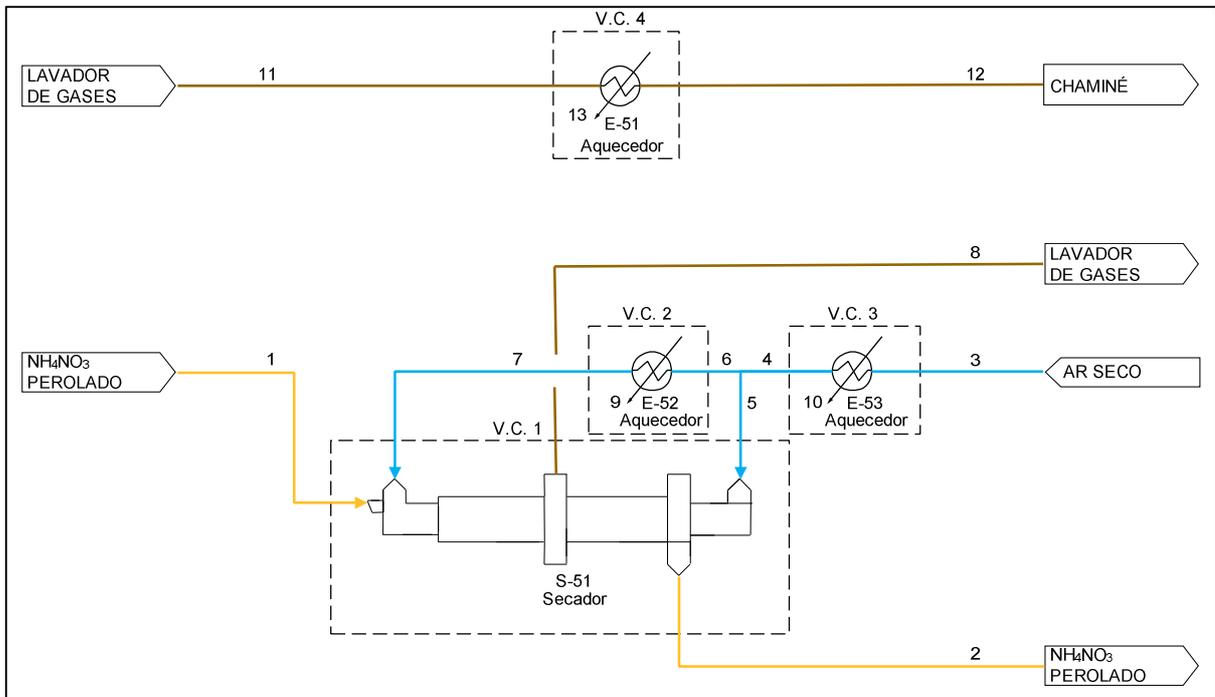


Figura 37 - Fluxograma simplificado da PNAP.

Fonte: Elaborado pelo autor.

Tabela 42 - BME para o volume de controle 1 – PNAP (Caso 1).

VOLUME DE CONTROLE 1								
N°	Fluido	Vazão	Entalpia	Calor	Calor	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica		Específico	Específico			
		Vazão	H	cP _{entrada}	cP _{saída}	T _{entrada}	T _{saída}	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(kJ/kg.°C)	(kJ/kg.°C)	(°C)	(°C)	(kW)
1	NH ₄ NO ₃	23.756,2	100,0	-	-	80,0	-	659,9
2	NH ₄ NO ₃	22.945,4	48,4	-	-	-	54,0	308,5
5	Ar	32.156,0	-	1,027	-	35,0	-	91,7
7	Ar	33.245,5	-	1,034	-	121,0	-	916,6
8	Gases	66.212,3	-	-	1,643	-	70,0	1.359,7

Fonte: Elaborado pelo autor.

Tabela 43 - BME para o volume de controle 2 – PNAP (Caso 1).

VOLUME DE CONTROLE 2								
N°	Fluido	Vazão	Varição de	Calor	Calor	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	Entalpia	Específico	Específico			
		Vazão	ΔH	cP _{entrada}	cP _{saída}	T _{entrada}	T _{saída}	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(kJ/kg.°C)	(kJ/kg.°C)	(°C)	(°C)	(kW)
6	Ar	33.245,5	-	1,027	-	35,0	-	94,8
7	Ar	33.245,5	-	1,034	-	121,0	-	916,6
9	Vapor/ Condensado	1.445,0	2.047,3	-	-	170,4	170,4	821,7

Fonte: Elaborado pelo autor.

Tabela 44 - BME para o volume de controle 3 – PNAP (Caso 1).

VOLUME DE CONTROLE 3								
N°	Fluido	Vazão	Varição de	Calor	Calor	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	Entalpia	Específico	Específico			
		Vazão	ΔH	cP _{entrada}	cP _{saída}	T _{entrada}	T _{saída}	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(kJ/kg.°C)	(kJ/kg.°C)	(°C)	(°C)	(kW)
3	Ar	65.401,5	-	1,027	-	10,0	-	-279,8
4	Ar	65.401,5	-	-	1,027	-	35,0	186,6
10	Vapor/ Condensado	820,1	2.047,3	-	-	170,4	170,4	466,4

Fonte: Elaborado pelo autor.

Tabela 45 - BME para o volume de controle 4 – PNAP (Caso 1).

VOLUME DE CONTROLE 4								
N°	Fluido	Vazão	Variação de	Calor	Calor	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	Entalpia	Específico	Específico			
		Vazão	ΔH	cP_{entrada}	$cP_{\text{saída}}$	T_{entrada}	$T_{\text{saída}}$	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(kJ/kg.°C)	(kJ/kg.°C)	(°C)	(°C)	(kW)
11	Gases	107.917,0	-	1,006	-	35,8	-	324,9
12	Gases	107.917,0	-	-	1,007	-	45,0	603,7
13	Vapor/ Condensado	490,4	2.047,3	-	-	170,4	170,4	278,9

Fonte: Elaborado pelo autor.

Há também para a PNAP o consumo de vapor nas serpentinas dos tanques de processo de nitrato de amônio e dos ejetores do sistema de tratamento de gases (Tabela 46).

Tabela 46 - Consumos adicionais de vapor – PNAP (Caso 1).

Identificação	Consumo de Vapor (kg/h)
T-51	1,1
T-52	2,5
T-53	2,3
Ejetores	412,6

Fonte: Elaborado pelo autor.

7.1.1.6 Resumo do Caso 1

Com os balanços de massa e energia realizados para cada unidade, foi elaborado a Tabela 47 que indica o consumo e geração de vapor para os níveis de pressão (V5,5, V13 e V20), o valor calculado de consumo de vapor da planta industrial bem como o valor medido.

Tabela 47 - Resumo do Caso 1.

CASO 1						
Áreas	VAPOR (V20)		VAPOR (V13)		VAPOR (V5,5)	
	Consumo (t/h)	Geração (t/h)	Consumo (t/h)	Geração (t/h)	Consumo (t/h)	Geração (t/h)
PAND I	0,00	0,00	0,95	15,54	2,62	0,00
PAND II	3,86	21,17	0,00	0,00	1,31	2,27
PCAN I e II	20,56	0,00	9,58	0,00	0,56	1,48
PNAP e PNAC	0,00	0,00	11,68	0,00	0,00	0,00
Utilidades	0,00	0,00	0,00	0,00	0,37	0,00
Total	24,42	21,17	22,20	15,54	4,86	3,76
Balço		-3,25		-6,66		-1,10
Água de Dessuperaquecimento				0,77		
Vapor Importado (Calculado)				10,25		
Vapor Importado (Medido)				10,95		

Fonte: Elaborado pelo autor.

Conforme observado (Tabela 47), houve um desvio relativo de 6,4 % entre o valor da vazão medida e o valor calculado. Esta pequena diferença entre os valores foi considerada satisfatória para este caso, indicando que o modelo proposto se adequou aos valores medidos.

7.1.2 Balanços para Condição Atual de Operação – Caso 2

Os balanços de massa e energia, para todas as unidades a seguir, foram baseados nas Figuras 31 a 37.

7.1.2.1 Planta de Ácido Nítrico Diluído I – PAND I

Com exceção do volume de controle 7, os demais balanços permaneceram inalterados conforme apresentado no tópico 7.1.1.1. O balanço do volume de controle 7 é apresentado na

Tabela 48. A diferença do balanço do caso 1 para o caso 2 ocorre devido a variação no consumo de vapor implicando, conseqüentemente, na vazão de retorno de condensado para o desaerador.

Tabela 48 - BME para o volume de controle 7 – PAND I (Caso 2).

VOLUME DE CONTROLE 7						
N°	Fluido	Vazão	Entalpia	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	H	T _{entrada}	T _{saída}	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(°C)	(°C)	(kW)
1	H ₂ O	11.113,5	105,8	25,0	-	326,5
2	Condensado	3.508,2	411,3	98,0	-	400,9
3	Vapor	1.618,5	2.752,3	155,5	-	1.237,4
4	H ₂ O	16.240,2	435,5	-	103,6	1.964,8

Fonte: Elaborado pelo autor.

7.1.2.2 Planta de Ácido Nítrico Diluído II – PAND II

Os balanços para PAND II permaneceram iguais conforme apresentado no tópico 7.1.1.2.

7.1.2.3 Planta de Concentração de Ácido Nítrico II – PCAN II

Para o caso 2, apenas a unidade PCAN II está em funcionamento, enquanto a PCAN I está parada. Os valores dos balanços de massa e energia da PCAN II permaneceram inalterados conforme verificado nas Tabelas 35 e 37. As únicas alterações são indicadas na Tabela 49.

Tabela 49 - Consumos adicionais de vapor – PCAN II (Caso 2).

Identificação	Consumo de Vapor (kg/h)
Ejetores	715,3
Aquecimento de carcaças das bombas	82,5
Aquecimento de linhas	229,6

Fonte: Elaborado pelo autor.

7.1.2.4 Planta de Nitrato de Amônio Concentração – PNAC

Os balanços para PAND II permaneceram iguais conforme apresentado no tópico 7.1.1.4

7.1.2.5 Planta de Nitrato de Amônio Perolação – PNAP

Os balanços para PAND II permaneceram iguais conforme apresentado no tópico 7.1.1.5.

7.1.2.6 Resumo do Caso 2

Com os balanços de massa e energia realizados para cada unidade, foi elaborado a tabela 50 que indica o consumo e geração de vapor para os níveis de pressão V20, V13 e V5,5, assim como o valor calculado de consumo total de vapor da planta industrial.

Tabela 50 - Resumo do Caso 2.

CASO 2						
Áreas	VAPOR (V20)		VAPOR (V13)		VAPOR (V5,5)	
	Consumo (t/h)	Geração (t/h)	Consumo (t/h)	Geração (t/h)	Consumo (t/h)	Geração (t/h)
PAND I	0,00	0,00	0,95	15,54	2,62	0,00
PAND II	3,86	21,17	0,00	0,00	1,31	2,27
PCAN I e II	11,98	0,00	5,99	0,00	0,30	0,89
PNAP e PNAC	0,00	0,00	11,68	0,00	0,00	0,00
Utilidades	0,00	0,00	0,00	0,00	0,27	0,00
Total	15,84	21,17	18,61	15,54	4,51	3,16
Balanco		5,33		-3,07		-1,34
Água de Dessuperaquecimento				0,00		
Vapor Importado (Calculado)				-0,91		
Vapor Importado (Medido)				-		

Fonte: Elaborado pelo autor.

Pelo BME foi verificado que há um excedente de 0,91 t/h de vapor o que pode ser verificado qualitativamente pelo vapor expulso pelas válvulas de segurança da planta.

Como não há maneira de quantificar o excesso de vapor emitido para a atmosfera, foi considerado que o modelo proposto se adequou ao caso 2.

7.1.3 Balanços para Condição Atual de Operação – Caso 3

Os balanços para todas as unidades a seguir foram baseados nas Figuras 31 a 37.

7.1.3.1 Planta de Ácido Nítrico Diluído I – PAND I

Com exceção do volume de controle 7, os demais balanços permaneceram inalterados conforme apresentado no tópico 7.1.1.1. O balanço do volume de controle 7 é apresentado na Tabela 51. Similar ao tópico 7.1.2.1, no caso 3, há uma variação de consumo de vapor nas plantas implicando na vazão de retorno de condensado para desaerador e conseqüentemente nas vazões de água de reposição e vapor.

Tabela 51 - BME para o volume de controle 7 – PAND I (Caso 3).

VOLUME DE CONTROLE 7						
Nº	Fluido	Vazão	Entalpia	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	H	T _{entrada}	T _{saída}	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(°C)	(°C)	(kW)
1	H ₂ O	14.216,6	105,8	25,0	-	417,7
2	Condensado	-	-	-	-	-
3	Vapor	2.023,6	2.752,3	155,5	-	1.547,1
4	H ₂ O	16.240,2	435,5	-	103,6	1.964,8

Fonte: Elaborado pelo autor.

7.1.3.2 Planta de Ácido Nítrico Diluído II – PAND II

Com exceção do volume de controle 13, os demais balanços permaneceram inalterados conforme apresentado no tópico 7.1.1.2. O balanço do volume de controle 13 (Tabela 52) foi alterado devido a variação no consumo de vapor das plantas alterando a vazão de retorno de condensado para o desaerador.

Tabela 52 - BME para o volume de controle 13 – PAND II (Caso 3).

VOLUME DE CONTROLE 13						
N°	Fluido	Vazão	Entalpia	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	H	T _{entrada}	T _{saída}	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(°C)	(°C)	(kW)
1	H ₂ O	4.793,8	105,8	25,0	-	140,8
2	Condensado	17.657,6	445,8	106,3	-	2.186,6
3	Vapor	611,4	2.752,3	155,5	-	467,4
4	H ₂ O	23.062,7	436,3	-	103,6	2.794,9

Fonte: Elaborado pelo autor.

7.1.3.3 Planta de Concentração de Ácido Nítrico II – PCAN II

Os balanços para PCAN II permaneceram iguais conforme apresentado no tópico 7.1.2.3

7.1.3.4 Planta de Nitrato de Amônio Concentração – PNAC

Devido a planta PNAC estar parada, não há consumo de vapor para os volumes de controle 1 e 2, somente há consumo de vapor nos tanques de processo para manutenção da temperatura do fluido armazenado (Tabela 53).

Tabela 53 - Consumos adicionais de vapor – PNAC (Caso 3).

Identificação	Consumo de Vapor (kg/h)
T-41	309,6
T-42	34,3
T-43	3,3

Fonte: Elaborado pelo autor.

7.1.3.5 Planta de Nitrato de Amônio Perolação – PNAP

Devido a planta PNAP estar parada, não há consumo de vapor para os volumes de controle 1 a 4, somente há consumo de vapor nos tanques de processo para manutenção de temperatura (Tabela 54).

Tabela 54 - Consumos adicionais de vapor – PNAC (Caso 3).

Identificação	Consumo de Vapor (kg/h)
T-51	1,1
T-52	2,5
T-53	2,3

Fonte: Elaborado pelo autor.

7.1.3.6 Resumo do Caso 3

Com os balanços de massa e energia realizados para cada unidade, foi elaborado a Tabela 55 que indica o consumo e geração de vapor para os níveis de pressão de vapor V20, V13 e V5,5, bem como o valor calculado de consumo total de vapor da planta industrial.

Tabela 55 - Resumo do Caso 3.

CASO 3						
Áreas	VAPOR (V20)		VAPOR (V13)		VAPOR (V5,5)	
	Consumo (t/h)	Geração (t/h)	Consumo (t/h)	Geração (t/h)	Consumo (t/h)	Geração (t/h)
PAND I	0,00	0,00	0,95	15,54	2,62	0,00
PAND II	3,86	21,17	0,00	0,00	1,31	2,27
PCAN I e II	11,98	0,00	5,99	0,00	0,30	0,89
PNAP e PNAC	0,00	0,00	0,71	0,00	0,00	0,00
Utilidades	0,00	0,00	0,00	0,00	0,26	0,00
Total	15,84	21,17	7,65	15,54	4,49	3,16
Balanco		5,33		7,89		-1,33
Água de Dessuperaquecimento				0,00		
Vapor Importado (Calculado)				-11,89		
Vapor Importado (Medido)				-		

Fonte: Elaborado pelo autor.

Analogamente ao caso 2, foi verificado que não há consumo medido de vapor importado. Neste caso o excesso de vapor emitido para atmosfera é consideravelmente mais alto que o caso 2, chegando a um valor calculado de 11,89 t/h de vapor.

7.1.4 Balanços para Condição Atual de Operação – Caso 4

7.1.4.1 Planta de Ácido Nítrico Diluído I – PAND I

Com exceção do volume de controle 7, os demais balanços permaneceram inalterados conforme apresentado no tópico 7.1.1.1. O balanço do volume de controle 7 é apresentado na Tabela 56. Conforme mencionado nos tópicos 7.1.2.1 e 7.1.3.1, a vazão de água de reposição e de vapor no desaerador é diferente dos demais casos, pois o consumo de vapor é diferente para cada caso e portanto há alteração na vazão de condensado para desaerador.

Tabela 56 - BME para o volume de controle 7 – PAND I (Caso 4).

VOLUME DE CONTROLE 7						
N°	Fluido	Vazão	Entalpia	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	H	T _{entrada}	T _{saída}	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(°C)	(°C)	(kW)
1	H ₂ O	9.603,4	105,8	25,0	-	282,1
2	Condensado	-	-	-	-	-
3	Vapor	1.421,4	2.752,3	155,5	-	1.086,7
4	H ₂ O	16.240,2	435,5	-	103,6	1.964,8

Fonte: Elaborado pelo autor.

7.1.4.2 Planta de Ácido Nítrico Diluído II – PAND II

Com exceção do volume de controle 13, os demais balanços permaneceram inalterados conforme apresentado no tópico 7.1.1.2.

Tabela 57 - BME para o volume de controle 13 – PAND II (Caso 4).

VOLUME DE CONTROLE 13						
N°	Fluido	Vazão	Entalpia	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	H	T _{entrada}	T _{saída}	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(°C)	(°C)	(kW)
1	H ₂ O	650,4	105,8	25,0	-	19,1
2	Condensado	22.340,4	438,4	104,6	-	2.720,8
3	Vapor	71,9	2.752,3	155,5	-	55,0
4	H ₂ O	23.062,7	436,3	-	103,6	2.794,9

Fonte: Elaborado pelo autor.

7.1.4.3 Planta de Concentração de Ácido Nítrico I e II – PCAN I e II

Os balanços para PCAN II permaneceram iguais, conforme apresentado no tópico 7.1.1.3.

7.1.4.4 Planta de Nitrato de Amônio Concentração – PNAC

Os balanços para PNAC permaneceram inalterados conforme apresentado no tópico 7.1.3.4.

7.1.4.5 Planta de Nitrato de Amônio Perolação – PNAP

Os balanços para PNAP permanecem inalterados conforme apresentado no tópico 7.1.3.5.

7.1.4.6 Resumo do Caso 4

Com os balanços de massa e energia realizados para cada unidade, foi elaborada a Tabela 58 que indica o consumo e geração de vapor para cada nível de pressão, assim como os valores calculado e medido de consumo total de vapor da planta industrial.

Tabela 58 - Resumo do Caso 4.

CASO 4						
Áreas	VAPOR (V20)		VAPOR (V13)		VAPOR (V5,5)	
	Consumo (t/h)	Geração (t/h)	Consumo (t/h)	Geração (t/h)	Consumo (t/h)	Geração (t/h)
PAND I	0,00	0,00	0,95	15,54	3,54	0,00
PAND II	3,86	21,17	0,00	0,00	1,31	2,27
PCAN I e II	20,56	0,00	9,58	0,00	0,56	1,48
PNAP e PNAC	0,00	0,00	0,71	0,00	0,00	0,00
Utilidades	0,00	0,00	0,00	0,00	0,29	0,00
Total	24,42	21,17	11,24	15,54	5,70	3,76
Balanco		-3,25		4,30		-1,94
Água de Dessuperaquecimento				0,24		
Vapor Importado (Calculado)				3,25		
Vapor Importado (Medido)				3,73		

Fonte: Elaborado pelo autor.

Para o caso 4, há um déficit de 1,94 t/h de vapor V5,5 que é suprido pelo excesso de vapor V13. Contudo, há a necessidade de vapor V20 que só pode ser suprida por meio de importação.

O valor calculado pelo modelo foi de 3,25 t/h enquanto o valor medido foi de 3,73 t/h. Esta diferença de 0,48 t/h ou 12,8% é relativamente maior, em termos percentuais, do que o encontrado no caso 1 (6,4% ou 0,70 t/h).

Apesar da diferença percentual ser relativamente maior que o caso 1, em termos absolutos a diferença de 0,48 t/h é relativamente pequena e, portanto, o modelo proposto foi considerado satisfatório para este caso.

7.1.5 Resumo da Condição Atual de Operação

Com os balanços realizados para cada caso, foi possível elaborar a Tabela 59 indicando o consumo das utilidades quente e fria.

Tabela 59 - Resumo dos consumos das utilidades.

Casos de Operação	Vapor Importado (t/h)	Água de Resfriamento (t/h)
Caso 1	10,25	2.820,2
Caso 2	0,00	2.758,8
Caso 3	0,00	2.758,8
Caso 4	3,25	2.820,2

Fonte: Elaborado pelo autor.

Considerando o regime de operação da Tabela 7, foi elaborada a Tabela 60, que indica os consumos anuais calculados e medidos de vapor e água de resfriamento.

Tabela 60 - Consumo anual de utilidades.

	Vapor Importado (t/h)	Água de Resfriamento (t/h)
Consumo Anual (Calculado)	4,66	2.797,2
Consumo Anual (Medido)	5,06	3.093,7

Fonte: Elaborado pelo autor

Houve um desvio relativo de 7,6 % no consumo de vapor e de 9,6 % no consumo de água de resfriamento quando comparado com valores medidos. Apesar de o modelo não se adequar perfeitamente aos valores reais medidos, uma diferença abaixo de 10% é considerada satisfatória, em termos de engenharia, ainda mais em se tratando de uma planta real antiga, onde nem todas as variáveis de processo estavam disponíveis, além disso os valores medidos são uma média para um dia típico para cada caso de operação onde podem ocorrer flutuações nas vazões, portanto, o modelo foi considerado satisfatório e foi utilizado para a simulação da planta integrada.

7.2 BALANÇOS DE MASSA E ENERGIA – CONDIÇÃO PROPOSTA

Aplicando as propostas adotadas no tópico 6, foram refeitos os balanços de massa e energia para a determinação do consumo de vapor da planta integrada.

7.2.1 Balanços para Condição Proposta – Caso 1

7.2.1.1 Planta de Ácido Nítrico Diluído I – PAND I

A seguir são apresentados os fluxogramas de processo e utilidades com as modificações propostas.

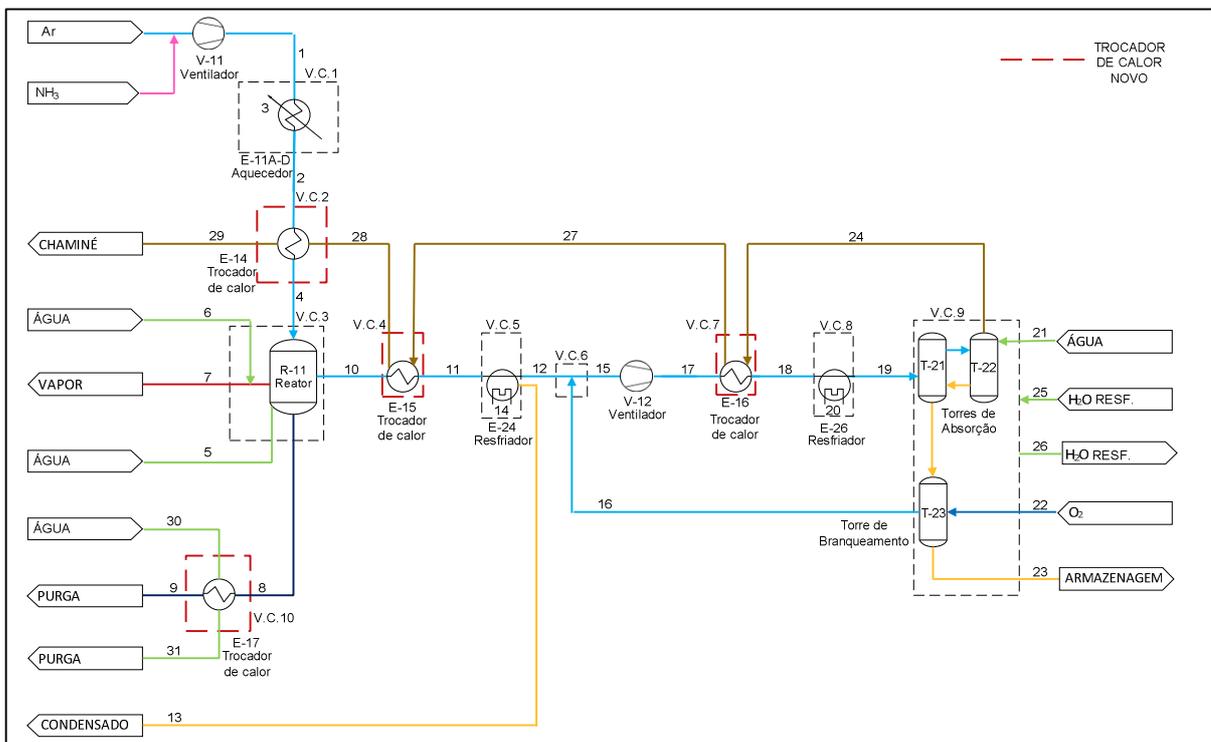


Figura 38 - Fluxograma simplificado proposto para a PAND I.

Fonte: Elaborado pelo autor.

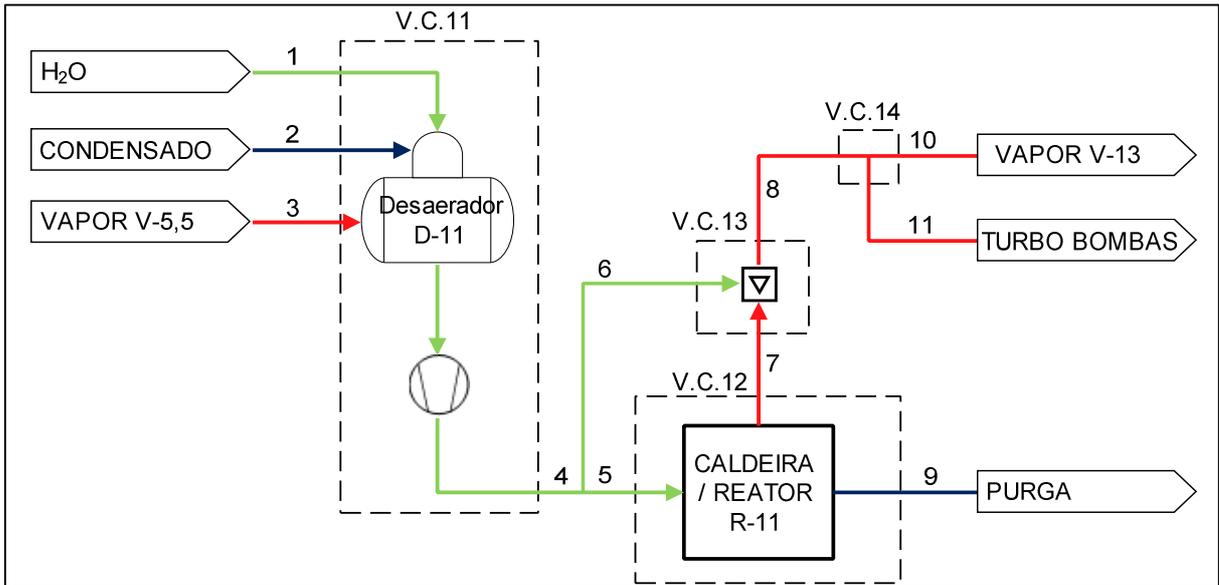


Figura 39 - Fluxograma simplificado da utilidades da PAND I.

Fonte: Elaborado pelo autor.

Os balanços de massa e energia das Figuras 38 e 39 são indicados nas tabelas a seguir:

Tabela 61 - BME para o volume de controle 1 – PAND I (Caso 1 – Condição proposta).

VOLUME DE CONTROLE 1								
Nº	Fluido	Vazão	Varição de	Calor	Calor	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	Entalpia	Específico	Específico			
		Vazão	ΔH	$cP_{entrada}$	$cP_{saída}$	$T_{entrada}$	$T_{saída}$	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(kJ/kg.°C)	(kJ/kg.°C)	(°C)	(°C)	(kW)
1	Ar + NH ₃	58.606,6	-	1,082	-	38,0	-	229,0
2	Ar + NH ₃	58.606,6	-	-	1,088	-	71,8	828,2
3	Vapor/ Condensado	946,3	2.279,2	-	-	200,0	138,9	599,1

Fonte: Elaborado pelo autor.

Atualmente o vapor exausto dos turboacionadores das bombas da caldeira são lançados para atmosfera, como a descarga das turbinas se encontram perto dos trocadores E-11 A-D, está sendo utilizado este vapor exausto para pré-aquecimento da mistura ar e NH₃.

Tabela 62 - BME para o volume de controle 2 – PAND I (Caso 1 – Condição proposta).

VOLUME DE CONTROLE 2								
N°	Fluido	Vazão	Variação de	Calor	Calor	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	Entalpia	Específico	Específico			
		Vazão	ΔH	cP_{entrada}	$cP_{\text{saída}}$	T_{entrada}	$T_{\text{saída}}$	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(kJ/kg.°C)	(kJ/kg.°C)	(°C)	(°C)	(kW)
2	Ar + NH ₃	58.606,6	-	1,088	-	71,8	-	828,2
4	Ar + NH ₃	58.606,6	-	-	1,093	-	98,1	1.300,4
28	Tail Gas	41.971,5	-	1,037	-	237,0	-	2.564,1
29	Tail Gas	41.971,5	-	-	1,037	-	198,0	2.091,9

Fonte: Elaborado pelo autor.

Tabela 63 - BME para o volume de controle 3 – PAND I (Caso 1 – Condição proposta).

VOLUME DE CONTROLE 3								
N°	Fluido	Vazão	Entalpia	Calor	Calor	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	H	Específico	Específico			
		Vazão	H	cP_{entrada}	$cP_{\text{saída}}$	T_{entrada}	$T_{\text{saída}}$	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(kJ/kg.°C)	(kJ/kg.°C)	(°C)	(°C)	(kW)
4	Ar + NH ₃	58.606,6	-	1,093	-	98,1	-	1.300,4
5	H ₂ O	14.207,4	436,0	-	-	104,0	-	1.720,6
6	H ₂ O	2.032,8	436,3	-	-	103,6	-	246,4
7	Vapor	15.540,1	2.786,0	-	-	-	190,9	12.026,2
8	Purga	700,1	811,6	-	-	-	190,9	157,8
10	Gases Nitrosos	58.606,6	-	-	1,157	-	247,0	4.181,0

Fonte: Elaborado pelo autor.

A diferença de energia do balanço de energia do volume de controle 3 entre as correntes de entrada (4, 5 e 6) e saída (7, 8 e 10) se deve ao calor de reação da Equação 1, que é de 226,4 kJ/mol de NO. Os valores de temperaturas foram obtidos por meio do indicador de temperatura.

Tabela 64 - BME para o volume de controle 4 – PAND I (Caso 1 – Condição proposta).

VOLUME DE CONTROLE 4								
N°	Fluido	Vazão	Varição de	Calor	Calor	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	Entalpia	Específico	Específico			
		Vazão	ΔH	cP_{entrada}	$cP_{\text{saída}}$	T_{entrada}	$T_{\text{saída}}$	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(kJ/kg.°C)	(kJ/kg.°C)	(°C)	(°C)	(kW)
10	Gases Nitrosos	58.606,6	-	1,157	-	247,0	-	4.181,0
11	Gases Nitrosos	58.606,6	-	-	1,139	-	160,5	2.511,9
27	Tail Gas	41.971,5	-	1,037	-	99,0	-	895,0
28	Tail Gas	41.971,5	-	-	1,037	-	237,0	2.564,1

Fonte: Elaborado pelo autor.

Tabela 65 - BME para o volume de controle 5 – PAND I (Caso 1 – Condição proposta).

VOLUME DE CONTROLE 5								
N°	Fluido	Vazão	Varição de	Calor	Calor	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	Entalpia	Específico	Específico			
		Vazão	ΔH	cP_{entrada}	$cP_{\text{saída}}$	T_{entrada}	$T_{\text{saída}}$	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(kJ/kg.°C)	(kJ/kg.°C)	(°C)	(°C)	(kW)
11	Gases Nitrosos	58.606,6	-	1,139	-	160,5	-	2.511,9
12	Gases Nitrosos	58.479,2	-	-	1,122	-	44,0	346,3
14	H ₂ O	207.291,6	37,6	-	-	26,0	35,0	2.165,6
13	Condensado Ácido	127,4	-	-	-	-	-	-

Fonte: Elaborado pelo autor.

Devido à baixa vazão de condensado ácido (corrente 13), aproximadamente 0,2 % da vazão mássica dos gases (corrente 11), essa corrente foi desconsiderada nos cálculos de balanço de energia.

Tabela 66 - BME para o volume de controle 6 – PAND I (Caso 1 – Condição proposta).

VOLUME DE CONTROLE 6								
N°	Fluido	Vazão	Variação de	Calor	Calor	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	Entalpia	Específico	Específico			
		Vazão	ΔH	cP_{entrada}	$cP_{\text{saída}}$	T_{entrada}	$T_{\text{saída}}$	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(kJ/kg.°C)	(kJ/kg.°C)	(°C)	(°C)	(kW)
12	Gases Nitrosos	58.479,2	-	1,118	-	109,5	-	1.534,6
16	Gases Nitrosos	6.264,7	-	0,861	-	50,0	-	37,4
15	Gases Nitrosos	64.744,0	-	-	1,095	-	104,8	1.572,1

Fonte: Elaborado pelo autor.

A diferença de temperatura da corrente 12 da Tabela 65 para a Tabela 66 se deve a energia liberada pela conversão do óxido nítrico em dióxido de nitrogênio. Ambas as temperaturas utilizadas foram obtidas de instrumentos em diferentes pontos de medição.

Tabela 67 - BME para o volume de controle 7 – PAND I (Caso 1 – Condição proposta).

VOLUME DE CONTROLE 7								
N°	Fluido	Vazão	Variação de	Calor	Calor	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	Entalpia	Específico	Específico			
		Vazão	ΔH	cP_{entrada}	$cP_{\text{saída}}$	T_{entrada}	$T_{\text{saída}}$	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(kJ/kg.°C)	(kJ/kg.°C)	(°C)	(°C)	(kW)
17	Gases Nitrosos	64.744,0	-	1,095	-	109,0	-	1.654,4
18	Gases Nitrosos	64.744,0	-	-	1,095	-	80,8	1.098,1
24	Tail Gas	41.971,5	-	1,037	-	53,0	-	338,7
27	Tail Gas	41.971,5	-	-	1,037	-	99,0	895,0

Fonte: Elaborado pelo autor.

Tabela 68 - BME para o volume de controle 8 – PAND I (Caso 1 – Condição proposta).

VOLUME DE CONTROLE 8								
N°	Fluido	Vazão	Varição de	Calor	Calor	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	Entalpia	Específico	Específico			
		Vazão	ΔH	cP_{entrada}	$cP_{\text{saída}}$	T_{entrada}	$T_{\text{saída}}$	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(kJ/kg.°C)	(kJ/kg.°C)	(°C)	(°C)	(kW)
18	Gases Nitrosos	64.744,0	-	1,095	-	80,8	-	1.098,1
19	Gases Nitrosos	64.744,0	-	-	1,095	-	45,0	393,9
20	H ₂ O	67.401,8	37,6	-	-	26,0	35,0	704,2

Fonte: Elaborado pelo autor.

Tabela 69 - BME para o volume de controle 9 – PAND I (Caso 1 – Condição proposta).

VOLUME DE CONTROLE 9								
N°	Fluido	Vazão	Entalpia	Calor	Calor	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	H	Específico	Específico			
		Vazão	H	cP_{entrada}	$cP_{\text{saída}}$	T_{entrada}	$T_{\text{saída}}$	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(kJ/kg.°C)	(kJ/kg.°C)	(°C)	(°C)	(kW)
19	Gases Nitrosos	64.744,0	-	1,095	-	45,0	-	393,9
21	H ₂ O	4.176,4	105,3	-	-	25,0	-	122,2
22	O ₂	3.205,4	-	0,918	-	10,0	-	-12,3
15	Gases Nitrosos	6.264,7	-	-	0,861	-	50,0	37,4
24	Tail Gas	41.971,5	-	-	1,037	-	53,0	338,7
23	HNO ₃	23.889,6	-	-	1,793	-	54,0	345,1
25	H ₂ O	675.643,1	109,5	-	-	26,0	-	20.546,9
26	H ₂ O	675.643,1	147,1	-	-	-	35,0	27.605,5

Fonte: Elaborado pelo autor.

Para os balanços de massa e energia foi utilizado o calor de reação para formação do ácido nítrico (69,1 kJ/mol HNO₃ – Equação 5), o que explica a diferença de energia de 7.276 kW entre as correntes de entrada (19, 21, 22 e 25) e saída (15, 23, 24 e 26).

Tabela 70 - BME para o volume de controle 10 – PAND I (Caso 1 – Condição proposta).

VOLUME DE CONTROLE 10						
N°	Fluido	Vazão	Entalpia	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	H	T _{entrada}	T _{saída}	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(°C)	(°C)	(kW)
30	H ₂ O	2.487,4	106,7	25,0	-	73,7
31	H ₂ O	2.487,4	247,9	-	58,8	171,3
8	Purga	700,1	811,6	190,9	-	157,8
9	Purga	700,1	310,0	-	73,8	60,3

Fonte: Elaborado pelo autor.

Tabela 71 - BME para o volume de controle 11 – PAND I (Caso 1 – Condição proposta).

VOLUME DE CONTROLE 11						
N°	Fluido	Vazão	Entalpia	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	H	T _{entrada}	T _{saída}	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(°C)	(°C)	(kW)
1	H ₂ O	2.487,4	247,0	58,8	-	170,7
2	Condensado	13.410,4	411,3	98,0	-	1.532,3
3	Vapor	342,4	2.752,3	155,5	-	261,8
4	H ₂ O	16.240,2	435,5	-	103,6	1.964,8

Fonte: Elaborado pelo autor.

Tabela 72 - BME para o volume de controle 12 – PAND I (Caso 1 – Condição proposta).

VOLUME DE CONTROLE 12						
N°	Fluido	Vazão	Entalpia	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	H	T _{entrada}	T _{saída}	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(°C)	(°C)	(kW)
5	H ₂ O	14.207,4	436,0	104,0	-	1.720,6
7	Vapor	13.507,3	3.139,6	-	344,0	11.779,8
9	Purga	700,1	811,6	-	190,9	157,8

Fonte: Elaborado pelo autor.

Conforme mencionando na Tabela 16, a energia recebida pela caldeira para geração de vapor é proveniente dos gases quentes do reator, a diferença de energia entre os gases na saída e na entrada é de 13.083,9 kW, portanto, em teoria, este é o valor de energia cedido para a caldeira.

Ao realizar-se o balanço de energia da caldeira, entre as correntes de saída (7 e 9) e de entrada (5) do volume de controle 12, obtém-se um valor de 10.217,1 kW.

Esta diferença entre a energia cedida pelos gases e a absorvida pela caldeira foi considerada como uma perda de energia do processo.

Tabela 73 - BME para o volume de controle 13 – PAND I (Caso 1 – Condição proposta).

VOLUME DE CONTROLE 13						
N°	Fluido	Vazão	Entalpia	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	H	T _{entrada}	T _{saída}	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(°C)	(°C)	(kW)
6	H ₂ O	2.032,8	436,3	103,6	-	246,4
7	Vapor	13.507,3	3.139,6	344,0	-	11.779,8
8	Vapor	15.540,1	2.786,0	-	190,9	12.026,2

Fonte: Elaborado pelo autor.

Tabela 74 - BME para o volume de controle 14 – PAND I (Caso 1 – Condição proposta).

VOLUME DE CONTROLE 14						
Nº	Fluido	Vazão	Entalpia	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica				
		Vazão	H	T _{entrada}	T _{saída}	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(°C)	(°C)	(kW)
8	Vapor	15.540,1	2.786,0	190,9	-	12.026,2
10	Vapor	14.593,7	2.786,0	-	190,9	11.293,8
11	Vapor	946,3	2.786,0	-	190,9	732,4

Fonte: Elaborado pelo autor.

7.2.1.2 Planta de Ácido Nítrico Diluído II – PAND II

A seguir são apresentados os fluxogramas de processo e utilidades da PAND II integrada.

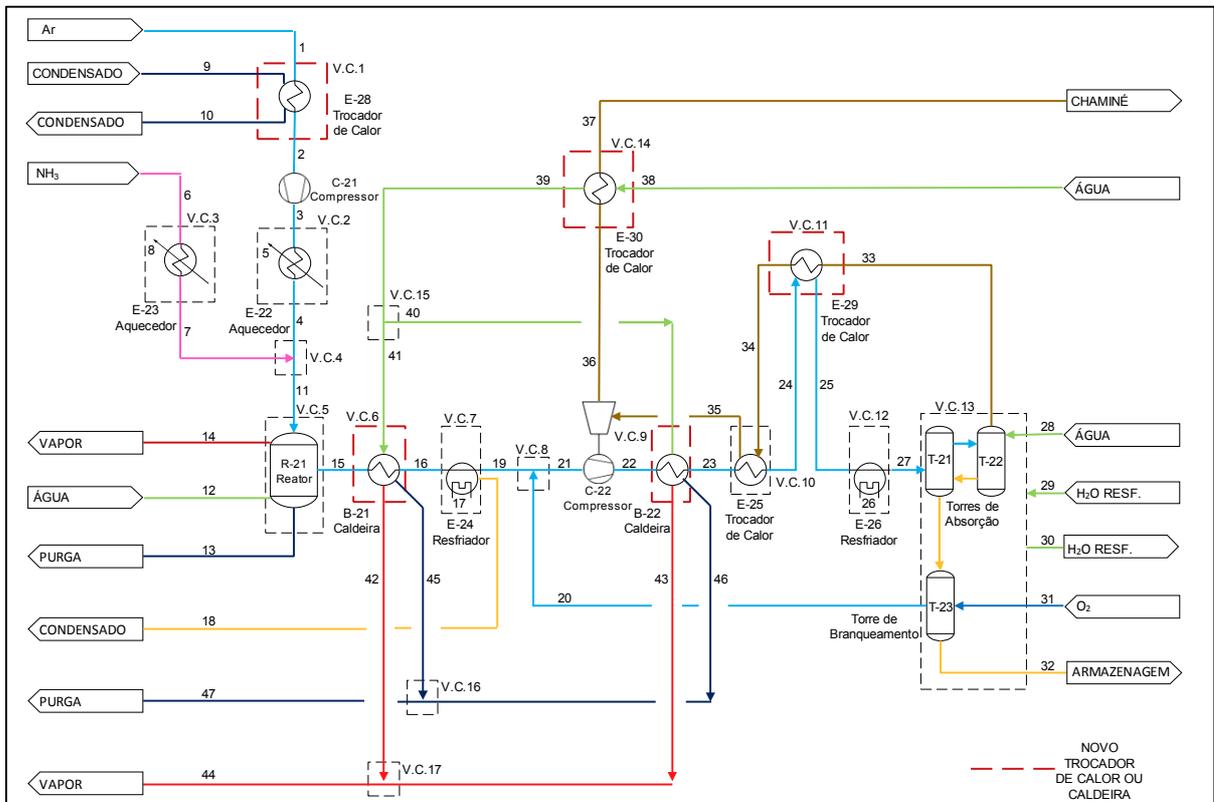


Figura 40 - Fluxograma simplificado proposto da PAND II

Fonte: Elaborado pelo autor.

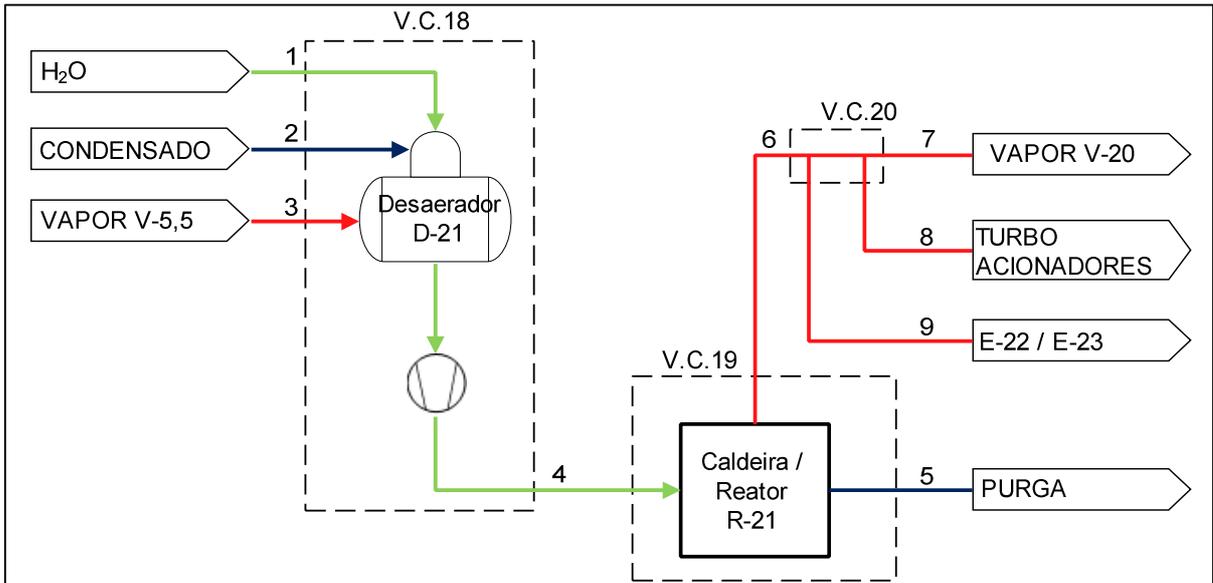


Figura 41 - Fluxograma simplificado de utilidades da PAND II.

Fonte: Elaborado pelo autor.

Os balanços de massa e energia das Figuras 40 e 41 são indicados nas tabelas a seguir:

Tabela 75 - BME para o volume de controle 1 – PAND II (Caso 1 – Condição proposta).

VOLUME DE CONTROLE 1								
Nº	Fluido	Vazão	Entalpia	Calor	Calor	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica		Específico	Específico			
		Vazão	H	cP _{entrada}	cP _{saída}	T _{entrada}	T _{saída}	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(kJ/kg.°C)	(kJ/kg.°C)	(°C)	(°C)	(kW)
1	Ar	65.308,0	-	1,006	-	25,0	-	0,0
2	Ar	65.308,0	-	-	1,007	-	53,3	517,2
23	Condensado	24.888,9	499,9	-	-	119,0	-	3.456,1
24	Condensado	24.888,9	425,1	-	-	-	101,3	2.938,9

Fonte: Elaborado pelo autor.

O condensado utilizado para aquecimento do ar é proveniente das plantas da PCAN I e II onde são utilizados para aquecimento das correntes de alimentação das torres de concentração. Devido este condensado estar com temperatura acima de 100 °C, e portanto será reevaporado no tanque de condensado TA-11, e devido à proximidade da linha com a PAND II, o mesmo foi utilizado para aquecimento do ar da PAND II.

Tabela 76 - BME para o volume de controle 2 – PAND II (Caso 1 – Condição proposta).

VOLUME DE CONTROLE 2								
N°	Fluido	Vazão	Varição de	Calor	Calor	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	Entalpia	Específico	Específico			
		Vazão	ΔH	cP_{entrada}	$cP_{\text{saída}}$	T_{entrada}	$T_{\text{saída}}$	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(kJ/kg.°C)	(kJ/kg.°C)	(°C)	(°C)	(kW)
3	Ar	65.308,0	-	1,010	-	91,3	-	1.215,2
4	Ar	65.308,0	-	-	1,013	-	115,0	1.653,5
5	Vapor/ Condensado	752,6	2.096,5	-	-	155,5	155,5	438,3

Fonte: Elaborado pelo autor.

Tabela 77 - BME para o volume de controle 3 – PAND II (Caso 1 – Condição proposta).

VOLUME DE CONTROLE 3								
N°	Fluido	Vazão	Varição de	Calor	Calor	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	Entalpia	Específico	Específico			
		Vazão	ΔH	cP_{entrada}	$cP_{\text{saída}}$	T_{entrada}	$T_{\text{saída}}$	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(kJ/kg.°C)	(kJ/kg.°C)	(°C)	(°C)	(kW)
6	NH ₃	4.236,5	-	2,079	-	0,0	-	-61,2
7	NH ₃	4.236,5	-	-	2,162	-	60,0	89,1
8	Vapor/ Condensado	286,2	1.889,8	-	-	212,4	212,4	150,2

Fonte: Elaborado pelo autor.

Tabela 78 - BME para o volume de controle 4 – PAND II (Caso 1 – Condição proposta).

VOLUME DE CONTROLE 4								
N°	Fluido	Vazão	Varição de	Calor	Calor	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	Entalpia	Específico	Específico			
		Vazão	ΔH	cP_{entrada}	$cP_{\text{saída}}$	T_{entrada}	$T_{\text{saída}}$	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(kJ/kg.°C)	(kJ/kg.°C)	(°C)	(°C)	(kW)
4	Ar	65.308,0	-	1,013	-	115,0	-	1.653,5
7	NH ₃	4.236,5	-	2,162	-	60,0	-	89,1
11	Ar + NH ₃	69.544,5	-	-	1,087	0,0	108,0	1.742,6

Fonte: Elaborado pelo autor.

Tabela 79 - BME para o volume de controle 5 – PAND II (Caso 1 – Condição proposta).

VOLUME DE CONTROLE 5								
N°	Fluido	Vazão	Entalpia	Calor	Calor	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	H	Específico	Específico			
		Vazão	(kJ/kg)	cP _{entrada}	cP _{saída}	T _{entrada}	T _{saída}	E
		(kg/h)		(kJ/kg.°C)	(kJ/kg.°C)	(°C)	(°C)	(kW)
11	Ar + NH ₃	69.544,5	-	-	1,087	-	108,0	1.742,6
12	H ₂ O	23.062,7	436,3	-	-	103,6	-	2.794,9
13	Purga	1.894,0	908,6	-	-	-	212,4	478,0
14	Vapor	21.168,7	2.798,4	-	-	-	212,4	16.455,0
15	Gases Nitrosos	69.544,5	-	-	1,145	-	251,0	4.999,2

Fonte: Elaborado pelo autor.

Conforme mencionado na Tabela 23 a diferença de energia entre as correntes de entrada (11 e 12) e saída (13, 14 e 15) se deve ao calor de reação da Equação 1, que é de 226,4 kJ/mol de NO.

Tabela 80 - BME para o volume de controle 6 – PAND II (Caso 1 – Condição proposta).

VOLUME DE CONTROLE 6								
N°	Fluido	Vazão	Entalpia	Calor	Calor	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	H	Específico	Específico			
		Vazão	(kJ/kg)	cP _{entrada}	cP _{saída}	T _{entrada}	T _{saída}	E
		(kg/h)		(kJ/kg.°C)	(kJ/kg.°C)	(°C)	(°C)	(kW)
15	Gases	69.544,5	-	1,145	-	251,0	-	4.999,2
16	Gases	69.544,5	-	-	1,138	-	222,4	4.338,8
41	Água	1.348,3	863,3	-	-	202,4	-	323,3
42	Vapor	1.225,7	2.798,4	-	-	-	212,4	952,8
45	Purga	122,6	908,6	-	-	-	212,4	30,9

Fonte: Elaborado pelo autor.

Tabela 81 - BME para o volume de controle 7 – PAND II (Caso 1 – Condição proposta).

VOLUME DE CONTROLE 7								
N°	Fluido	Vazão	Varição de	Calor	Calor	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	Entalpia	Específico	Específico			
		Vazão	ΔH	cP_{entrada}	$cP_{\text{saída}}$	T_{entrada}	$T_{\text{saída}}$	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(kJ/kg.°C)	(kJ/kg.°C)	(°C)	(°C)	(kW)
16	Gases Nitrosos	69.544,5	-	-	1,145	-	222,4	4.366,2
19	Gases Nitrosos	69.359,3	-	1,106	-	63,0	-	810,1
17	H ₂ O	340.387,5	37,6	-	-	26,0	35,0	3.556,1
18	Condensado Ácido	185,2	-	-	-	-	-	-

Fonte: Elaborado pelo autor.

Conforme comentado na Tabela 24 não havia informação sobre a composição e temperatura do condensado na saída do dreno do trocador de calor e devido a pequena vazão de condensado esta corrente não foi considerada no balanço de energia.

Tabela 82 - BME para o volume de controle 8 – PAND II (Caso 1 – Condição proposta).

VOLUME DE CONTROLE 8								
N°	Fluido	Vazão	Varição de	Calor	Calor	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	Entalpia	Específico	Específico			
		Vazão	ΔH	cP_{entrada}	$cP_{\text{saída}}$	T_{entrada}	$T_{\text{saída}}$	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(kJ/kg.°C)	(kJ/kg.°C)	(°C)	(°C)	(kW)
19	Gases Nitrosos	69.359,3	-	1,101	-	80,6	-	1.178,1
20	Gases Nitrosos	7.712,1	-	0,856	-	41,0	-	29,3
21	Gases Nitrosos	77.071,4	-	-	1,078	-	77,3	1.207,5

Fonte: Elaborado pelo autor.

A diferença de temperatura da corrente 19 da Tabela 81 para a Tabela 82 se deve a energia liberada pela conversão do óxido nítrico em dióxido de nitrogênio. Ambas as temperaturas utilizadas foram obtidas de instrumentos em diferentes pontos de medição.

Tabela 83 - BME para o volume de controle 9 – PAND II (Caso 1 – Condição proposta).

VOLUME DE CONTROLE 9								
N°	Fluido	Vazão	Entalpia	Calor	Calor	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	H	Específico	Específico			
		Vazão	(kJ/kg)	cP _{entrada}	cP _{saída}	T _{entrada}	T _{saída}	E
		(kg/h)		(kJ/kg.°C)	(kJ/kg.°C)	(°C)	(°C)	(kW)
22	Gases Nitrosos	77.071,4	-	1,139	-	299,0	-	6.684,3
23	Gases Nitrosos	77.071,4	-	-	1,123	-	244,1	5.268,2
40	Água	2.891,1	863,3	-	-	202,4	-	693,3
43	Vapor	2.628,2	2.798,4	-	-	-	212,4	2.043,0
46	Purga	262,8	908,6	-	-	-	212,4	66,3

Fonte: Elaborado pelo autor.

Tabela 84 - BME para o volume de controle 10 – PAND II (Caso 1 – Condição proposta).

VOLUME DE CONTROLE 10								
N°	Fluido	Vazão	Varição de	Calor	Calor	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	Entalpia	Específico	Específico			
		Vazão	ΔH	cP _{entrada}	cP _{saída}	T _{entrada}	T _{saída}	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(kJ/kg.°C)	(kJ/kg.°C)	(°C)	(°C)	(kW)
23	Gases Nitrosos	77.071,4	-	1,123	-	244,1	-	5.268,2
24	Gases Nitrosos	77.071,4	-	-	1,109	-	198,0	4.109,1
34	Tail Gas	50.028,0	-	1,046	-	156,2	-	1.907,8
35	Tail Gas	50.028,0	-	-	1,055	-	234,1	3.067,0

Fonte: Elaborado pelo autor.

Tabela 85 - BME para o volume de controle 11 – PAND II (Caso 1 – Condição proposta).

VOLUME DE CONTROLE 11								
N°	Fluido	Vazão	Varição de	Calor	Calor	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	Entalpia	Específico	Específico			
		Vazão	ΔH	cP_{entrada}	$cP_{\text{saída}}$	T_{entrada}	$T_{\text{saída}}$	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(kJ/kg.°C)	(kJ/kg.°C)	(°C)	(°C)	(kW)
24	Gases Nitrosos	77.071,4	-	1,109	-	198,0	-	4.109,1
25	Gases Nitrosos	77.071,4	-	-	1,091	-	131,6	2.489,5
33	Tail Gas	50.028,0	-	1,037	-	45,0	-	288,3
34	Tail Gas	50.028,0	-	-	1,046	-	156,2	1.907,8

Fonte: Elaborado pelo autor.

Tabela 86 - BME para o volume de controle 12 – PAND II (Caso 1 – Condição proposta).

VOLUME DE CONTROLE 12								
N°	Fluido	Vazão	Varição de	Calor	Calor	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	Entalpia	Específico	Específico			
		Vazão	ΔH	cP_{entrada}	$cP_{\text{saída}}$	T_{entrada}	$T_{\text{saída}}$	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(kJ/kg.°C)	(kJ/kg.°C)	(°C)	(°C)	(kW)
25	Gases Nitrosos	77.071,4	-	1,091	-	131,6	-	2.489,5
27	Gases Nitrosos	77.071,4	-	-	1,070	-	44,0	435,2
26	H ₂ O	196.633,0	37,6	-	-	26,0	35,0	2.054,3

Fonte: Elaborado pelo autor.

Tabela 87 - BME para o volume de controle 13 – PAND II (Caso 1 – Condição proposta).

VOLUME DE CONTROLE 13								
N°	Fluido	Vazão	Entalpia	Calor	Calor	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica		Específico	Específico			
		Vazão	H	cP _{entrada}	cP _{saída}	T _{entrada}	T _{saída}	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(kJ/kg.°C)	(kJ/kg.°C)	(°C)	(°C)	(kW)
27	Gases Nitrosos	77.071,4	-	1,070	-	44,0	-	435,2
28	H ₂ O	1.807,5	105,3	-	-	25,0	-	52,9
31	O ₂	3.861,3	-	0,918	-	10,0	-	-14,8
20	Gases Nitrosos	7.712,1	-	-	0,856	-	41,0	29,3
33	Tail gas	50.028,0	-	-	1,037	-	45,0	288,3
32	HNO ₃	25.000,0	-	-	1,778	-	45,0	247,0
29	H ₂ O	720.085,2	109,5	-	-	26,0	-	21.898,4
30	H ₂ O	720.085,2	147,1	-	-	-	35,0	29.421,3

Fonte: Elaborado pelo autor.

A diferença de energia entre as correntes de entrada (27, 28, 29 e 31) e saída (20, 29, 30 e 33), de 7.614 kW, se deve ao calor de reação para formação do ácido nítrico (69,1 kJ/mol HNO₃ – Equação 5).

Tabela 88 - BME para o volume de controle 14 – PAND II (Caso 1 – Condição proposta).

VOLUME DE CONTROLE 14								
N°	Fluido	Vazão	Varição de	Calor	Calor	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	Entalpia	Específico	Específico			
		Vazão	ΔH	cP _{entrada}	cP _{saída}	T _{entrada}	T _{saída}	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(kJ/kg.°C)	(kJ/kg.°C)	(°C)	(°C)	(kW)
36	Tail Gas	50.028,0	-	1,055	-	234,1	-	3.067,0
37	Tail Gas	50.028,0	-	-	1,051	-	200,5	2.563,2
38	Água	4.239,4	435,5	-	-	103,6	-	512,9
39	Água	4.239,4	863,3	-	-	-	202,4	1.016,6

Fonte: Elaborado pelo autor.

Poder-se-ia ainda utilizar a energia da corrente 37 (*Tail gas*) para aquecer as correntes de ar e amônia (similar a PAND I), que são aquecidas por vapor, entretanto, esta opção foi

descartada devido a posição física em que se encontram os equipamentos tornando-se inviável esta opção.

Tabela 89 - BME para o volume de controle 15 – PAND II (Caso 1 – Condição proposta).

VOLUME DE CONTROLE 15								
N°	Fluido	Vazão	Entalpia	Calor	Calor	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	H	Específico	Específico			
		Vazão	H	cP _{entrada}	cP _{saída}	T _{entrada}	T _{saída}	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(kJ/kg.°C)	(kJ/kg.°C)	(°C)	(°C)	(kW)
39	Água	4.239,4	863,3	-	-	202,4	-	1.016,6
40	Água	2.891,1	863,3	-	-	-	202,4	693,3
41	Água	1.348,3	863,3	-	-	-	202,4	323,3

Fonte: Elaborado pelo autor.

Tabela 90 - BME para o volume de controle 16 – PAND II (Caso 1 – Condição proposta).

VOLUME DE CONTROLE 16								
N°	Fluido	Vazão	Entalpia	Calor	Calor	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	H	Específico	Específico			
		Vazão	H	cP _{entrada}	cP _{saída}	T _{entrada}	T _{saída}	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(kJ/kg.°C)	(kJ/kg.°C)	(°C)	(°C)	(kW)
45	Purga	122,6	908,6	-	-	212,4	-	30,9
46	Purga	262,8	908,6	-	-	212,4	-	66,3
47	Purga	385,4	908,6	-	-	212,4	-	97,3

Fonte: Elaborado pelo autor.

Tabela 91 - BME para o volume de controle 17 – PAND II (Caso 1 – Condição proposta).

VOLUME DE CONTROLE 17								
N°	Fluido	Vazão	Entalpia	Calor	Calor	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	H	Específico	Específico			
		Vazão	H	cP _{entrada}	cP _{saída}	T _{entrada}	T _{saída}	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(kJ/kg.°C)	(kJ/kg.°C)	(°C)	(°C)	(kW)
42	Vapor	1.225,7	2.798,4	-	-	212,4	-	952,8
43	Vapor	2.628,2	2.798,4	-	-	212,4	-	2.043,0
44	Vapor	3.854,0	2.798,4	-	-	212,4	-	2.995,8

Fonte: Elaborado pelo autor.

Tabela 92 - BME para o volume de controle 18 – PAND II (Caso 1 – Condição proposta).

VOLUME DE CONTROLE 18						
N°	Fluido	Vazão	Entalpia	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	H	T _{entrada}	T _{saída}	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(°C)	(°C)	(kW)
1	H ₂ O	632,6	105,8	25,0	-	18,6
2	Condensado	22.172,9	418,8	99,9	-	2.579,6
3	Vapor	257,3	2.752,3	155,5	-	196,7
4	H ₂ O	23.062,7	436,3	-	103,6	2.794,9

Fonte: Elaborado pelo autor.

Tabela 93 - BME para o volume de controle 19 – PAND II (Caso 1 – Condição proposta).

VOLUME DE CONTROLE 19						
N°	Fluido	Vazão	Entalpia	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	H	T _{entrada}	T _{saída}	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(°C)	(°C)	(kW)
4	H ₂ O	23.062,7	436,3	103,6	-	2.794,9
5	Purga	1.894,0	908,6	-	212,4	478,0
6	Vapor	21.168,7	2.798,4	-	212,4	16.455,0

Fonte: Elaborado pelo autor.

Conforme mencionando na Tabela 32, a diferença no balanço de energia da Tabela 93 se deve a energia fornecida pela reação do ar com a amônia.

Tabela 94 - BME para o volume de controle 20 – PAND II (Caso 1 – Condição proposta).

VOLUME DE CONTROLE 20						
N°	Fluido	Vazão	Entalpia	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica				
		Vazão	H	T _{entrada}	T _{saída}	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(°C)	(°C)	(kW)
6	Vapor	21.168,7	2.798,4	212,4	-	16.455,0
7	Vapor	17.856,3	2.798,4	-	212,4	13.880,2
8	Vapor	1.038,8	2.798,4	-	212,4	807,5
9	Vapor	2.273,7	2.798,4	-	212,4	1.767,4

Fonte: Elaborado pelo autor.

7.2.1.3 Planta de Concentração de Ácido Nítrico I e II – PCAN I e II

A seguir é apresentado o fluxograma de processo da PCAN I e II integradas.

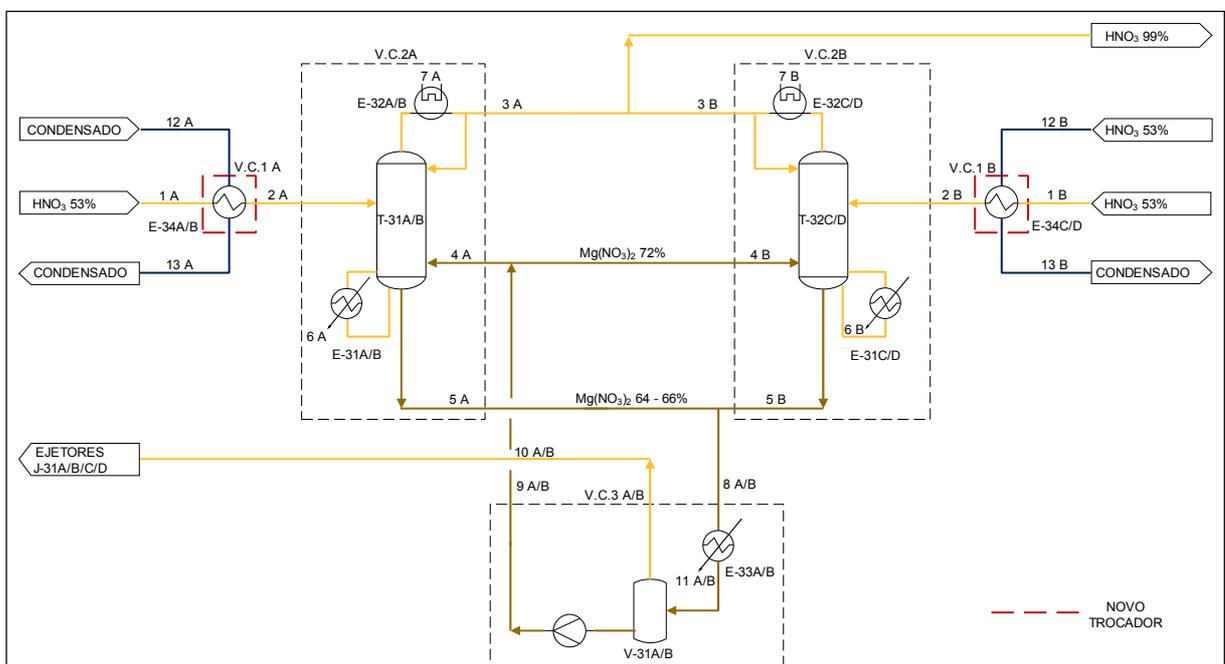


Figura 42 - Fluxograma simplificado da PCAN I e II

Fonte: Elaborado pelo autor.

Os balanços de massa e energia da Figura 42 são indicados nas tabelas a seguir:

Tabela 95 - BME para o volume de controle 1A – PCAN I (Caso 1 – Condição proposta).

VOLUME DE CONTROLE 1A						
N°	Fluido	Vazão	Entalpia	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	H	T _{entrada}	T _{saída}	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(°C)	(°C)	(kW)
1A	HNO ₃	7.493,8	72,6	25,0	-	151,1
2A	HNO ₃	7.493,8	245,3	-	83,0	510,6
12A	Condensado	12.444,5	655,9	155,5	-	2.267,2
13A	Condensado	12.444,5	551,9	-	131,2	1.907,8

Fonte: Elaborado pelo autor.

Tabela 96 - BME para o volume de controle 1B – PCAN II (Caso 1 – Condição proposta).

VOLUME DE CONTROLE 1B						
N°	Fluido	Vazão	Entalpia	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	H	T _{entrada}	T _{saída}	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(°C)	(°C)	(kW)
1B	HNO ₃	14.987,6	72,6	25,0	-	302,2
2B	HNO ₃	14.987,6	245,3	-	83,0	1.021,1
12B	Condensado	12.444,5	655,9	155,5	-	2.267,2
13B	Condensado	12.444,5	447,9	-	106,7	1.548,3

Fonte: Elaborado pelo autor.

Para realização dos balanços de massa e energia, as correntes de alimentação das torres de concentração foram aquecidas até a temperatura máxima informada pelo fabricante do equipamento que é de 83 °C, com o uso de condensado de vapor da PCAN I e II.

Tabela 97 - BME para o volume de controle 2A – PCAN I (Caso 1 – Condição proposta).

VOLUME DE CONTROLE 2A							
Nº	Fluido	Vazão	Entalpia	Varição de	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	H	Entalpia	T _{entrada}	T _{saída}	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(kJ/kg)	(°C)	(°C)	(kW)
2A	HNO ₃	7.493,8	245,3	-	83,0	-	510,6
3A	HNO ₃	4.011,8	35,6	-	-	0,0	39,6
4A	Mg(NO ₃) ₂	37.413,2	1.160,0	-	145,0	-	12.055,4
5A	Mg(NO ₃) ₂	40.895,1	1.400,0	-	-	175,0	15.903,7
6A	Vapor/ Condensado	7.331,8	-	1.889,8	212,4	212,4	3.848,7
7A	H ₂ O	61.379,9	-	37,6	26,0	35,0	641,3

Fonte: Elaborado pelo autor.

Tabela 98 - BME para o volume de controle 2B – PCAN II (Caso 1 – Condição proposta).

VOLUME DE CONTROLE 2B							
Nº	Fluido	Vazão	Entalpia	Varição de	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	H	Entalpia	T _{entrada}	T _{saída}	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(kJ/kg)	(°C)	(°C)	(kW)
2B	HNO ₃	14.987,6	245,3	-	83,0	-	1.021,1
3B	HNO ₃	8.023,7	35,6	-	-	45,0	79,3
4B	Mg(NO ₃) ₂	58.458,1	1.160,0	-	145,0	-	18.836,5
5B	Mg(NO ₃) ₂	65.422,0	1.320,0	-	-	165,0	23.988,1
6B	Vapor/ Condensado	10.107,3	-	1.889,8	212,4	212,4	5.305,7
7B	H ₂ O	122.759,9	-	37,6	26,0	35,0	1.282,5

Fonte: Elaborado pelo autor.

Tabela 99 - BME para o volume de controle 3A – PCAN II (Caso 1 – Condição proposta).

VOLUME DE CONTROLE 3A							
N°	Fluido	Vazão	Entalpia	Varição de	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica		Entalpia			
		Vazão	H	ΔH	T_{entrada}	$T_{\text{saída}}$	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(kJ/kg)	(°C)	(°C)	(kW)
8A	Mg(NO ₃) ₂	40.895,1	1.280,0	-	160,0	-	14.540,5
9A	Mg(NO ₃) ₂	37.413,2	1.400,0	-	-	175,0	14.549,6
10A	Vapor	3.482,0	-	2.081,9	-	160,0	2.013,6
11A	Vapor/ Condensado	3.701,5	-	2.014,4	179,9	179,9	2.071,2

Fonte: Elaborado pelo autor.

Tabela 100 - BME para o volume de controle 3B – PCAN II (Caso 1 – Condição proposta).

VOLUME DE CONTROLE 3B							
N°	Fluido	Vazão	Entalpia	Varição de	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica		Entalpia			
		Vazão	H	ΔH	T_{entrada}	$T_{\text{saída}}$	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(kJ/kg)	(°C)	(°C)	(kW)
7B	Mg(NO ₃) ₂	65.422,0	1.280,0	-	160,0	-	23.261,2
8B	Mg(NO ₃) ₂	58.458,1	1.400,0	-	-	175,0	22.733,7
9B	Vapor	6.963,9	-	2.081,9	-	160,0	4.027,2
10B	Vapor/ Condensado	6.333,0	-	2.014,4	179,9	179,9	3.543,8

Fonte: Elaborado pelo autor.

Além do valores acima há o consumo de vapor pelos sistemas auxiliares conforme indicado na Tabela 38.

7.2.1.4 Planta de Nitrato de Amônio Concentração – PNAC

A seguir é apresentado o fluxograma de processo da PNAC integrada.

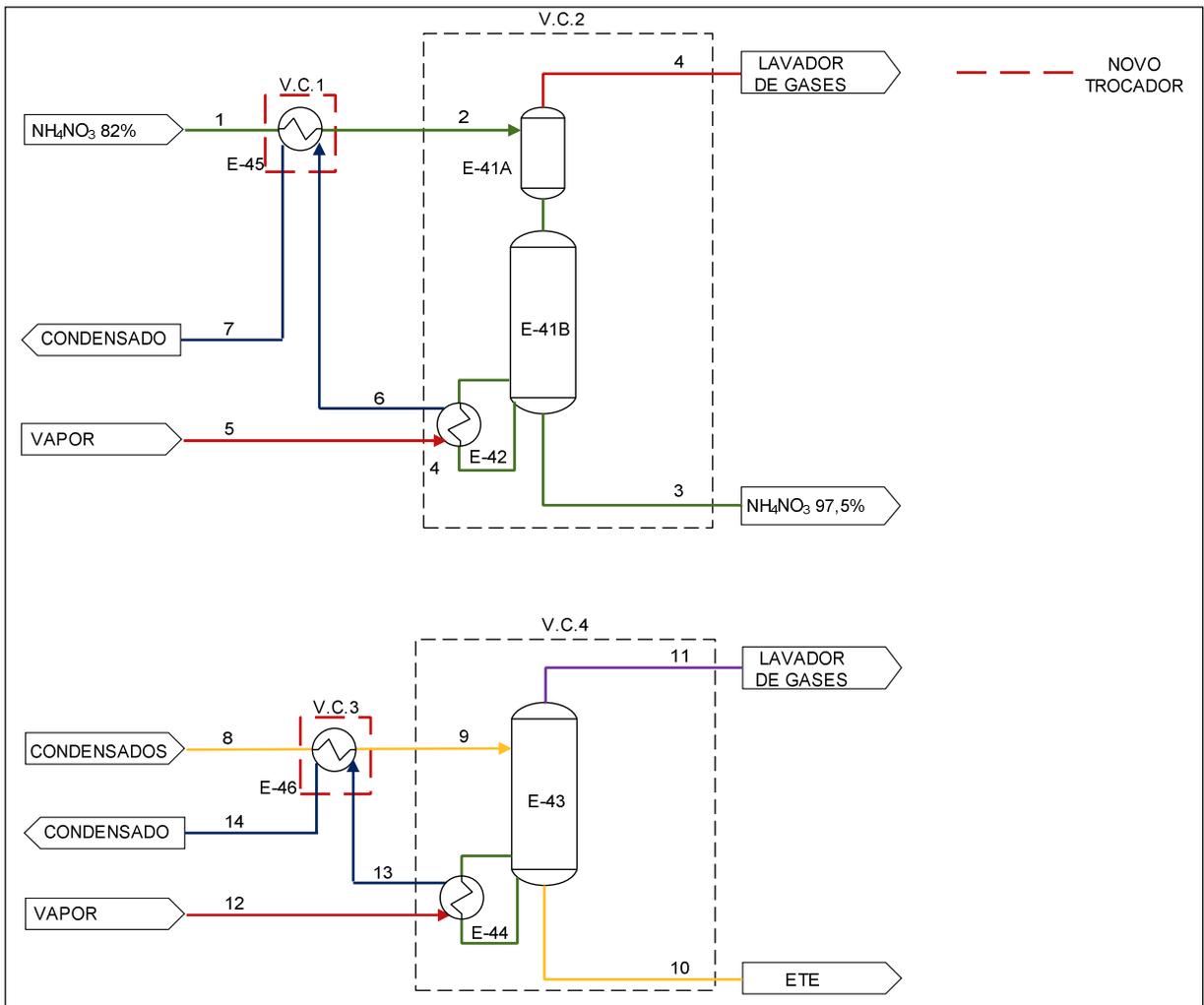


Figura 43 - Fluxograma simplificado da PNAC.
Fonte: Elaborado pelo autor.

Os balanços de massa e energia da PNAC integrada são indicados nas tabelas a seguir:

Tabela 101 - BME para o volume de controle 1 – PNAC (Caso 1 – Condição proposta).

VOLUME DE CONTROLE 1						
N°	Fluido	Vazão	Entalpia	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	H	T _{entrada}	T _{saída}	ΔE
		(kg/h)	(kJ/kg)	(°C)	(°C)	(kW)
1	NH ₄ NO ₃	38.440,9	369,9	110,0	-	3.949,8
2	NH ₄ NO ₃	38.440,9	399,1	-	123,9	4.261,1
6	Condensado	5.168,4	721,0	170,4	-	1.035,1
7	Condensado	5.168,4	504,2	-	120,0	723,8

Fonte: Elaborado pelo autor.

A corrente de alimentação da torre de concentração foi aquecida utilizando os condensados da PCAN I e II. Foi estabelecido um $\Delta T_{\text{mín}}$, diferença de temperatura entre a saída do fluido quente, condensado, e a entrada do fluido frio, NH₄NO₃, de 10°C, para o novo trocador de calor chegando a uma temperatura de saída do condensado de 120°C.

Tabela 102 - BME para o volume de controle 2 – PNAC (Caso 1 – Condição proposta).

VOLUME DE CONTROLE 2							
N°	Fluido	Vazão	Entalpia	Varição de	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	H	Entalpia	T _{entrada}	T _{saída}	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	ΔH	(°C)	(°C)	(kW)
2	NH ₄ NO ₃	38.440,9	399,1	-	123,9	-	4.261,1
3	NH ₄ NO ₃	32.329,8	352,9	-	-	150,0	3.168,9
4	Vapor	6.111,1	-	2.346,2	-	92,2	3.982,7
5	Vapor	5.168,4	2.768,3	-	170,4	-	3.974,3
6	Condensado	5.168,4	721,0	-	-	170,4	1.035,1

Fonte: Elaborado pelo autor.

Tabela 103 - BME para o volume de controle 3 – PNAC (Caso 1 – Condição proposta).

VOLUME DE CONTROLE 3						
N°	Fluido	Vazão	Entalpia	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	H	T _{entrada}	T _{saída}	ΔE
		(kg/h)	(kJ/kg)	(°C)	(°C)	(kW)
8	Condensado	8.940,6	247,0	60,0	-	613,4
9	Condensado	8.940,6	278,8	-	67,7	692,3
13	Condensado	664,7	721,0	170,4	-	133,1
14	Condensado	664,7	293,6	-	70,0	54,2

Fonte: Elaborado pelo autor.

A corrente de alimentação da torre de *stripping* foi aquecida utilizando o condensado do refeedor da torre E-43. Foi estabelecido um $\Delta T_{\text{mín}}$, entre a saída do fluido quente, condensado de vapor, e a entrada do fluido frio, condensado, de 10°C, chegando a uma temperatura de saída do condensado de 70°C.

Tabela 104 - BME para o volume de controle 4 – PNAC (Caso 1 – Condição proposta).

VOLUME DE CONTROLE 4						
N°	Fluido	Vazão	Entalpia	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	H	T _{entrada}	T _{saída}	ΔE
		(kg/h)	(kJ/kg)	(°C)	(°C)	(kW)
9	Condensado	8.940,6	278,8	67,7	-	692,3
10	Condensado	8.706,8	435,1	-	104,0	1.052,2
11	NH ₃	233,8	277,0	-	102,0	18,0
12	Vapor	664,7	2.768,3	-	-	511,1
13	Condensado	664,7	721,0	-	170,4	133,1

Fonte: Elaborado pelo autor.

Além dos valores apresentados há o consumo de vapor nas serpentinas dos tanques de processo de nitrato de amônio conforme Tabela 105.

Tabela 105 - Consumos adicionais de vapor – PNAC (Caso 1 – Condição proposta).

Identificação	Consumo de Vapor
T-41	600,1
T-42	34,3
T-43	3,3

Fonte: Elaborado pelo autor.

Para o cálculo do consumo de vapor do tanque T-41, foi considerado, que na situação proposta, o purgador do tanque esteja funcionando corretamente e que o tanque já esteja isolado termicamente.

7.2.1.5 Planta de Nitrato de Amônio Perolação – PNAP

A seguir é apresentado o fluxograma de processo da PNAP integrada.

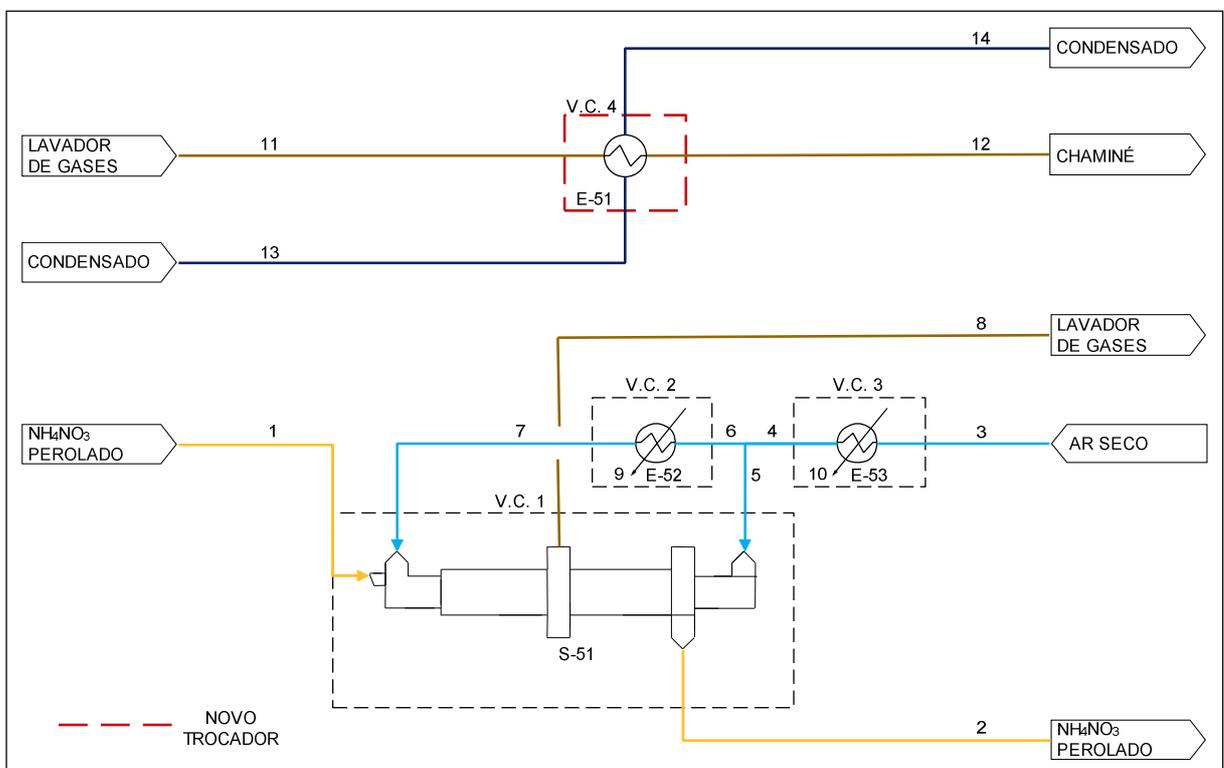


Figura 44 - Fluxograma simplificado da PNAP.

Fonte: Elaborado pelo autor.

Os balanços de massa e energia da PNAP integrada são indicados nas tabelas a seguir:

Tabela 106 - BME para o volume de controle 1 – PNAP (Caso 1 – Condição proposta).

VOLUME DE CONTROLE 1								
N°	Fluido	Vazão	Entalpia	Calor	Calor	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica (kg/h)	H (kJ/kg)	Específico $cP_{entrada}$ (kJ/kg.°C)	Específico $cP_{saída}$ (kJ/kg.°C)	$T_{entrada}$ (°C)	$T_{saída}$ (°C)	ΔE (kW)
1	NH ₄ NO ₃	23.756,2	100,0	-	-	80,0	-	659,9
2	NH ₄ NO ₃	22.945,4	48,4	-	-	-	54,0	308,5
5	Ar	32.156,0	-	1,027	-	35,0	-	91,7
7	Ar	33.245,5	-	1,034	-	121,0	-	916,6
8	Tail Gas	66.212,3	-	-	1,643	-	70,0	1.359,7

Fonte: Elaborado pelo autor.

Tabela 107 - BME para o volume de controle 2 – PNAP (Caso 1 – Condição proposta).

VOLUME DE CONTROLE 2								
N°	Fluido	Vazão	Varição de	Calor	Calor	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica (kg/h)	Entalpia ΔH (kJ/kg)	Específico $cP_{entrada}$ (kJ/kg.°C)	Específico $cP_{saída}$ (kJ/kg.°C)	$T_{entrada}$ (°C)	$T_{saída}$ (°C)	ΔE (kW)
6	Ar	33.245,5	-	1,027	-	35,0	-	94,8
7	Ar	33.245,5	-	1,034	-	121,0	-	916,6
9	Vapor/ Condensado	1.445,0	2.047,3	-	-	170,4	170,4	821,7

Fonte: Elaborado pelo autor.

Tabela 108 - BME para o volume de controle 3 – PNAP (Caso 1 – Condição proposta).

VOLUME DE CONTROLE 3

N°	Fluido	Vazão	Variação de	Calor	Calor	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica (kg/h)	Entalpia ΔH (kJ/kg)	Específico $cP_{entrada}$ (kJ/kg.°C)	Específico $cP_{saída}$ (kJ/kg.°C)	$T_{entrada}$ (°C)	$T_{saída}$ (°C)	ΔE (kW)
3	Ar	65.401,5	-	1,027	-	10,0	-	-279,8
4	Ar	65.401,5	-	-	1,027	-	35,0	186,6
10	Vapor/ Condensado	820,1	2.047,3	-	-	170,4	170,4	466,4

Fonte: Elaborado pelo autor.

Tabela 109 - BME para o volume de controle 4 – PNAP (Caso 1 – Condição proposta).

VOLUME DE CONTROLE 4

N°	Fluido	Vazão	Entalpia	Calor	Calor	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica (kg/h)	H (kJ/kg)	Específico $cP_{entrada}$ (kJ/kg.°C)	Específico $cP_{saída}$ (kJ/kg.°C)	$T_{entrada}$ (°C)	$T_{saída}$ (°C)	ΔE (kW)
11	Tail Gas	107.917,0	-	1,006	-	35,8	-	324,9
12	Tail Gas	107.917,0	-	-	1,007	-	45,0	603,7
13	Condensado	9.197,8	509,2	-	-	121,2	-	1.301,0
14	Condensado	9.197,8	400,1	-	-	-	95,4	1.022,1

Fonte: Elaborado pelo autor.

Para aquecer os gases da chaminé foram utilizados os condensados da PNAP e PNAC antes de serem enviados para o tanque de condensado TA-11.

Além dos valores acima há o consumo de vapor nas serpentinas dos tanques de processo conforme informado na Tabela 46.

7.2.1.6 Resumo do Caso 1

Com os balanços de massa e energia realizados para cada unidade, foi elaborado a Tabela 110 que indica o consumo e geração de vapor para cada nível de pressão.

Tabela 110 - Resumo do Caso 1.

Áreas	CASO 1					
	VAPOR (V20)		VAPOR (V13)		VAPOR (V5,5)	
	Consumo (t/h)	Geração (t/h)	Consumo (t/h)	Geração (t/h)	Consumo (t/h)	Geração (t/h)
PAND I	0,00	0,00	0,95	15,54	0,62	0,00
PAND II	3,31	21,17	0,00	0,00	1,30	2,27
PCAN I e II	17,44	0,00	9,80	0,00	0,56	1,34
PNAP e PNAC	0,00	0,00	9,20	0,00	0,00	0,00
Utilidades	0,00	0,00	0,00	0,00	0,30	0,00
Total	20,75	21,17	19,95	15,54	2,78	3,61
Balço		0,42		-4,41		0,83
Água de Dessuperaquecimento				0,28		
Vapor Necessário				3,71		
Vapor Produzido				3,85		

Fonte: Elaborado pelo autor.

Após a integração energética o consumo de vapor para o caso 1 reduziu de 10,25 t/h para 3,71 t/h. Com a geração adicional de 3,85 t/h, não há a necessidade de importar vapor, zerando o consumo de vapor importado. A diferença entre o valor de vapor produzido e o necessário, 0,14 t/h, se deve a vazão de vapor utilizada no desaerador para produção da água de alimentação das caldeiras.

7.2.2 Balanços para Condição Proposta – Caso 2

Os balanços para todas as unidades a seguir foram baseados nas Figuras 38 a 44.

7.2.2.1 Planta de Ácido Nítrico Diluído I – PAND I

Os balanços para a PAND I permanecem o mesmo conforme apresentado no tópico 7.2.1.1 com exceção dos volumes de controle 10 e 11. Esta alteração se deve devido a variação no consumo de vapor da planta que implica na vazão de retorno de condensado e água de reposição do desaerador.

Tabela 111 - BME para o volume de controle 10 – PAND I (Caso 2 – Condição proposta).

VOLUME DE CONTROLE 10						
N°	Fluido	Vazão	Entalpia	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	H	T _{entrada}	T _{saída}	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(°C)	(°C)	(kW)
30	H ₂ O	10.698,3	106,7	25,0	-	317,0
31	H ₂ O	10.698,3	146,2	-	34,5	434,4
8	Purga	700,1	811,6	190,9	-	157,8
9	Purga	700,1	208,3	-	49,5	40,5

Fonte: Elaborado pelo autor.

Tabela 112 - BME para o volume de controle 11 – PAND I (Caso 2 – Condição proposta).

VOLUME DE CONTROLE 11						
N°	Fluido	Vazão	Entalpia	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	H	T _{entrada}	T _{saída}	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(°C)	(°C)	(kW)
1	H ₂ O	10.698,3	145,3	34,5	-	431,7
2	Condensado	4.158,1	411,3	98,0	-	475,1
3	Vapor	1.383,8	2.752,3	155,5	-	1.057,9
4	H ₂ O	16.240,2	435,5	-	103,6	1.964,8

Fonte: Elaborado pelo autor.

7.2.2.2 Planta de Ácido Nítrico Diluído II – PAND II

Com a implantação das alternativas nas demais plantas, não há a necessidade de geração de vapor para suprir as necessidades da planta para este caso. Poder-se-ia optar pela geração de vapor para a venda para alguma planta vizinha, entretanto, como não há informação disponível da demanda de vapor por plantas vizinhas, para os casos 2, 3 e 4 não há geração de vapor pelas novas caldeiras, portanto, os volumes de controle 6 e 9 (novas caldeiras de recuperação de calor) e 14 (economizador) não foram incluídos no balanço de massa e energia.

De maneira similar a PAND I, os balanço de massa e energia da PAND II permanecem os mesmos conforme apresentado no tópico 7.2.1.2, com exceção dos volumes de controle que dependem da vazão de condensado da planta que variam em função do consumo do vapor e dos equipamentos a montante e a jusante das novas caldeiras de recuperação de calor.

Os balanços 7 (resfriador E-24) e 10 (trocador de calor E-25) se mantêm constantes conforme tópico 7.1.1.2.

Os volumes de controle que sofrerão alteração são 1, 2, 11, 12, 18 e 20, que são apresentados a seguir.

Tabela 113 - BME para o volume de controle 1 – PAND II (Caso 2 – Condição proposta).

VOLUME DE CONTROLE 1								
Nº	Fluido	Vazão	Entalpia	Calor	Calor	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica		Específico	Específico			
		Vazão	H	cP _{entrada}	cP _{saída}	T _{entrada}	T _{saída}	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(kJ/kg.°C)	(kJ/kg.°C)	(°C)	(°C)	(kW)
1	Ar	65.308,0	-	1,006	-	25,0	-	0,0
2	Ar	65.308,0	-	-	1,006	-	40,0	273,8
23	Condensado	14.914,9	482,4	-	-	114,9	-	1.998,4
24	Condensado	14.914,9	416,3	-	-	-	99,2	1.724,6

Fonte: Elaborado pelo autor.

Tabela 114 - BME para o volume de controle 2 – PAND II (Caso 2 – Condição proposta).

VOLUME DE CONTROLE 2								
Nº	Fluido	Vazão	Varição de	Calor	Calor	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	Entalpia	Específico	Específico			
		Vazão	ΔH	cP _{entrada}	cP _{saída}	T _{entrada}	T _{saída}	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(kJ/kg.°C)	(kJ/kg.°C)	(°C)	(°C)	(kW)
3	Ar	65.308,0	-	1,009	-	78,0	-	970,1
4	Ar	65.308,0	-	-	1,013	-	115,0	1.653,5
5	Vapor/ Condensado	1.173,5	2.096,5	-	-	155,5	155,5	683,4

Fonte: Elaborado pelo autor.

Tabela 115 - BME para o volume de controle 11 – PAND II (Caso 2 – Condição proposta).

VOLUME DE CONTROLE 11								
N°	Fluido	Vazão	Variação de	Calor	Calor	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	Entalpia	Específico	Específico			
		Vazão	ΔH	$cP_{entrada}$	$cP_{saída}$	$T_{entrada}$	$T_{saída}$	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(kJ/kg.°C)	(kJ/kg.°C)	(°C)	(°C)	(kW)
24	Gases Nitrosos	77.071,4	-	1,109	-	198,0	-	4.109,1
25	Gases Nitrosos	77.071,4	-	-	1,106	-	186,8	3.832,4
33	Tail Gas	50.028,0	-	1,037	-	45,0	-	288,3
34	Tail Gas	50.028,0	-	-	1,038	-	64,1	564,9

Fonte: Elaborado pelo autor.

Tabela 116 - BME para o volume de controle 12 – PAND II (Caso 2 – Condição proposta).

VOLUME DE CONTROLE 12								
N°	Fluido	Vazão	Variação de	Calor	Calor	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	Entalpia	Específico	Específico			
		Vazão	ΔH	$cP_{entrada}$	$cP_{saída}$	$T_{entrada}$	$T_{saída}$	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(kJ/kg.°C)	(kJ/kg.°C)	(°C)	(°C)	(kW)
25	Gases Nitrosos	77.071,4	-	1,106	-	186,8	-	3.832,4
27	Gases Nitrosos	77.071,4	-	-	1,070	-	44,0	435,2
26	Água	325.175,8	37,6	-	-	26,0	35,0	3.397,2

Fonte: Elaborado pelo autor.

Tabela 117 - BME para o volume de controle 18 – PAND II (Caso 2 – Condição proposta).

VOLUME DE CONTROLE 18						
N°	Fluido	Vazão	Entalpia	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica				
		Vazão	H	$T_{entrada}$	$T_{saída}$	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(°C)	(°C)	(kW)
1	Água	299,2	105,8	25,0	-	8,8
2	Condensado	22.593,8	423,2	101,0	-	2.656,3
3	Vapor	169,8	2.752,3	155,5	-	129,8
4	Água	23.062,7	436,3	-	103,6	2.794,9

Fonte: Elaborado pelo autor.

Tabela 118 - BME para o volume de controle 20 – PAND II (Caso 2 – Condição proposta).

VOLUME DE CONTROLE 20						
N°	Fluido	Vazão	Entalpia	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	H	T _{entrada}	T _{saída}	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(°C)	(°C)	(kW)
6	Vapor	21.168,7	2.798,4	212,4	-	16.455,0
7	Vapor	17.435,4	2.798,4	-	212,4	13.553,0
8	Vapor	1.459,7	2.798,4	-	212,4	1.134,6
9	Vapor	2.273,7	2.798,4	-	212,4	1.767,4

Fonte: Elaborado pelo autor.

7.2.2.3 Plantas de Concentração de Ácido Nítrico I e II – PCAN I e II

Para o caso 2 a PCAN I encontra-se parada, portanto, com exceção do volume de controle 1B e dos consumos adicionais, os demais balanços permanecem inalterados conforme tópico 7.2.1.3.

Tabela 119 - BME para o volume de controle 1B – PCAN II (Caso 2 – Condição proposta).

VOLUME DE CONTROLE 1B						
N°	Fluido	Vazão	Entalpia	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	H	T _{entrada}	T _{saída}	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(°C)	(°C)	(kW)
1B	HNO ₃	14.987,6	72,6	25,0	-	302,2
2B	HNO ₃	14.987,6	245,3	-	83,0	1.021,1
12B	Condensado	14.914,9	655,9	155,5	-	2.717,3
13B	Condensado	14.914,9	482,4	-	114,9	1.998,4

Fonte: Elaborado pelo autor.

De maneira similar ao apresentado na Tabela 96, a corrente de alimentação foi aquecida até a temperatura máxima informada pelo fabricante do equipamento, 83 °C, com o uso de condensados de vapor da PCAN I e II.

Tabela 120 - Consumos adicionais de vapor – PCAN I e II (Caso 1 – Condição proposta).

Identificação	Consumo de Vapor
Ejetores	715,3
Aquecimento de carcaças das bombas	82,5
Aquecimento de linhas	459,3

Fonte: Elaborado pelo autor.

7.2.2.4 Planta de Nitrato de Amônio Concentração – PNAC

Os balanços para a PNAC permanecem inalterados conforme apresentado no tópico 7.2.1.4.

7.2.2.5 Planta de Nitrato de Amônio Perolação – PNAP

Os balanços para a PNAP permanecem inalterados conforme apresentado no tópico 7.2.1.5.

7.2.2.6 Resumo do Caso 2

Com os balanços de massa e energia realizados para cada unidade, foi elaborado a Tabela 121 que indica o consumo e geração de vapor para cada nível pressão.

Tabela 121 - Resumo do Caso 2.

Áreas	CASO 2					
	VAPOR (V20)		VAPOR (V13)		VAPOR (V5,5)	
	Consumo (t/h)	Geração (t/h)	Consumo (t/h)	Geração (t/h)	Consumo (t/h)	Geração (t/h)
PAND I	0,00	0,00	0,95	15,54	1,66	0,00
PAND II	3,73	21,17	0,00	0,00	1,63	2,27
PCAN I e II	10,11	0,00	6,12	0,00	0,53	0,80
PNAP e PNAC	0,00	0,00	11,68	0,00	0,00	0,00
Utilidades	0,00	0,00	0,00	0,00	0,27	0,00
Total	13,84	21,17	18,74	15,54	4,10	3,07
Balanco		7,33		-3,20		-1,03
Vapor Necessário				-3,10		

Fonte: Elaborado pelo autor.

Conforme indicado na Tabela 121, para o caso 2 de operação, há um excesso de 3,1 t/h de vapor e portanto não há o consumo de vapor adicional por fontes externas.

7.2.3 Balanços para Condição Proposta – Caso 3

Os balanços para todas as unidades a seguir foram baseados nas Figuras 38 a 44.

7.2.3.1 Planta de Ácido Nítrico Diluído I – PAND I

De maneira similar ao apresentado no tópico 7.2.1.1 os balanços de massa e energia para PAND I permanecem os mesmos com exceção dos volumes de controle 10 e 11 que foram alterados devido à variação na vazão de retorno de condensado para o desaerador e conseqüentemente na sua vazão de água de reposição. Os balanços de massa e energia para os volumes de controle 10 e 11 são apresentados a seguir.

Tabela 122 - BME para o volume de controle 10 – PAND I (Caso 3 – Condição proposta).

VOLUME DE CONTROLE 10						
N°	Fluido	Vazão	Entalpia	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	H	T _{entrada}	T _{saída}	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(°C)	(°C)	(kW)
30	Água	14.378,9	106,7	25,0	-	426,1
31	Água	14.378,9	136,5	-	32,1	545,3
8	Purga	700,1	811,6	190,9	-	157,8
9	Purga	700,1	198,5	-	47,2	38,6

Fonte: Elaborado pelo autor.

Tabela 123 - BME para o volume de controle 11 – PAND I (Caso 3 – Condição proposta).

VOLUME DE CONTROLE 11						
N°	Fluido	Vazão	Entalpia	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	H	T _{entrada}	T _{saída}	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(°C)	(°C)	(kW)
1	Água	14.378,9	135,6	32,1	-	541,7
2	Condensado	0,0	-	-	-	0,0
3	Vapor	1.861,3	2.752,3	155,5	-	1.423,0
4	Água	16.240,2	435,5	-	103,6	1.964,8

Fonte: Elaborado pelo autor.

7.2.3.2 Planta de Ácido Nítrico Diluído II – PAND II

Os balanços de massa e energia permanecem os mesmos do tópico 7.2.2.2 com exceção dos volumes de controle 1, 2, 18 e 20 que foram alterados em função das vazões de retorno de condensado e água de reposição do desaerador.

Os balanços de massa e energia dos volumes de controle 1, 2, 18 e 20 são apresentados a seguir:

Tabela 124 - BME para o volume de controle 1 – PAND II (Caso 3 – Condição proposta).

VOLUME DE CONTROLE 1

N°	Fluido	Vazão	Entalpia	Calor	Calor	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica		Específico	Específico			
		Vazão	H	cP _{entrada}	cP _{saída}	T _{entrada}	T _{saída}	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(kJ/kg.°C)	(kJ/kg.°C)	(°C)	(°C)	(kW)
1	Ar	65.308,0	-	1,006	-	25,0	-	0,0
2	Ar	65.308,0	-	-	1,007	-	44,0	347,3
23	Condensado	14.914,9	482,4	-	-	114,9	-	1.998,4
24	Condensado	14.914,9	398,5	-	-	-	95,0	1.651,1

Fonte: Elaborado pelo autor.

Tabela 125 - BME para o volume de controle 2 – PAND II (Caso 3 – Condição proposta).

VOLUME DE CONTROLE 2

N°	Fluido	Vazão	Varição de	Calor	Calor	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	Entalpia	Específico	Específico			
		Vazão	ΔH	cP _{entrada}	cP _{saída}	T _{entrada}	T _{saída}	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(kJ/kg.°C)	(kJ/kg.°C)	(°C)	(°C)	(kW)
3	Ar	65.308,0	-	1,009	-	82,0	-	1.044,1
4	Ar	65.308,0	-	-	1,013	-	115,0	1.653,5
5	Vapor/ Condensado	1.046,5	2.096,5	-	-	155,5	155,5	609,4

Fonte: Elaborado pelo autor.

Tabela 126 - BME para o volume de controle 18 – PAND II (Caso 3 – Condição proposta).

VOLUME DE CONTROLE 18

N°	Fluido	Vazão	Entalpia	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica				
		Vazão	H	T _{entrada}	T _{saída}	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(°C)	(°C)	(kW)
1	Água	4.603,0	105,8	25,0	-	135,2
2	Condensado	17.741,8	428,3	102,2	-	2.110,8
3	Vapor	718,0	2.752,3	155,5	-	548,9
4	Água	23.062,7	436,3	-	103,6	2.794,9

Fonte: Elaborado pelo autor.

Tabela 127 - BME para o volume de controle 20 – PAND II (Caso 3 – Condição proposta).

VOLUME DE CONTROLE 20						
N°	Fluido	Vazão	Entalpia	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	H	T _{entrada}	T _{saída}	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(°C)	(°C)	(kW)
6	Vapor	21.168,7	2.798,4	212,4	-	16.455,0
7	Vapor	17.562,4	2.798,4	-	212,4	13.651,7
8	Vapor	1.332,7	2.798,4	-	212,4	1.035,9
9	Vapor	2.273,7	2.798,4	-	212,4	1.767,4

Fonte: Elaborado pelo autor.

7.2.3.3 Planta de Concentração de Ácido Nítrico I e II – PCAN I e II

Os balanços para a PAND I permanecem inalterados conforme apresentado no tópico 7.2.2.3.

7.2.3.4 Planta de Nitrato de Amônio Concentração – PNAC

Devido a planta estar parada não há consumo de vapor nos processos, havendo apenas consumo de vapor nos tanques de nitrato de amônio, para manutenção da temperatura, conforme indicado na tabela a seguir.

Tabela 128 - Consumos adicionais de vapor – PNAC (Caso 3 – Condição proposta).

Identificação	Consumo de Vapor
T-41	272,0
T-42	34,3
T-43	3,3

Fonte: Elaborado pelo autor.

7.2.3.5 Planta de Nitrato de Amônio Perolação – PNAP

Devido a planta estar parada não há consumo de vapor nos processos, havendo apenas consumo de vapor nos tanques de processo, para manutenção da temperatura, conforme indicado na tabela a seguir.

Tabela 129 - Consumos adicionais de vapor – PNAP (Caso 3 – Condição proposta).

Identificação	Consumo de Vapor
T-51	1,1
T-52	2,5
T-53	2,3

Fonte: Elaborado pelo autor.

7.2.3.6 Resumo do Caso 3

Com os balanços de massa e energia realizados para cada unidade, foi elaborado a Tabela 130 que indica o consumo e geração de vapor para cada nível pressão.

Tabela 130 - Resumo do Caso 3.

Áreas	CASO 3					
	VAPOR (V20)		VAPOR (V13)		VAPOR (V5,5)	
	Consumo (t/h)	Geração (t/h)	Consumo (t/h)	Geração (t/h)	Consumo (t/h)	Geração (t/h)
PAND I	0,00	0,00	0,95	15,54	2,14	0,00
PAND II	3,61	21,17	0,00	0,00	2,06	2,27
PCAN I e II	10,11	0,00	6,12	0,00	0,53	0,80
PNAP e PNAC	0,00	0,00	0,32	0,00	0,00	0,00
Utilidades	0,00	0,00	0,00	0,00	0,26	0,00
Total	13,71	21,17	7,38	15,54	4,99	3,07
Balanco		7,46		8,16		-1,92
Vapor Necessário				-13,70		

Fonte: Elaborado pelo autor.

De maneira similar ao caso 2 de operação, para o caso 3, há um excesso de vapor na planta, 13,7 t/h; portanto, não há a necessidade de aporte térmico externo à planta.

7.2.4 Balanços para Condição Proposta – Caso 4

7.2.4.1 Planta de Ácido Nítrico Diluído I – PAND I

Similar aos casos 2 e 3, os únicos volumes de controle que sofreram alteração foram os volumes 10 e 11; os demais balanços de massa e energia permanecem inalterados conforme apresentado no tópico 7.2.1.1.

A seguir são apresentados os balanços de massa e energia para os volumes de controle 10 e 11.

Tabela 131 - BME para o volume de controle 10 – PAND I (Caso 4).

VOLUME DE CONTROLE 10						
Nº	Fluido	Vazão	Entalpia	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	H	T _{entrada}	T _{saída}	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(°C)	(°C)	(kW)
30	Água	10.368,0	106,7	25,0	-	307,3
31	Água	10.368,0	149,4	-	35,2	430,4
8	Purga	700,1	811,6	190,9	-	157,8
9	Purga	700,1	178,5	-	42,3	34,7

Fonte: Elaborado pelo autor.

Tabela 132 - BME para o volume de controle 11 – PAND I (Caso 4 – Condição proposta).

VOLUME DE CONTROLE 11						
Nº	Fluido	Vazão	Entalpia	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	H	T _{entrada}	T _{saída}	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(°C)	(°C)	(kW)
1	Água	10.368,0	148,5	35,2	-	427,8
2	Condensado	4.540,5	411,3	98,0	-	518,8
3	Vapor	1.331,7	2.752,3	155,5	-	1.018,1
4	Água	16.240,2	435,5	-	103,6	1.964,8

Fonte: Elaborado pelo autor.

7.2.4.2 Planta de Ácido Nítrico Diluído II – PAND II

De maneira similar ao caso 3, os balanços de massa e energia permanecem inalterados de acordo com o tópico 7.2.2.2 com exceção dos volumes de controle 1, 2, 18 e 20, que foram alterados em função das vazões de retorno de condensado e água de reposição do desaerador.

Os balanços de massa e energia dos volumes de controle 1, 2, 18 e 20 são apresentados a seguir:

Tabela 133 - BME para o volume de controle 1 – PAND II (Caso 4 – Condição proposta).

VOLUME DE CONTROLE 1								
Nº	Fluido	Vazão	Entalpia	Calor	Calor	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	H	Específico	Específico	T _{entrada}	T _{saída}	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	cP _{entrada}	cP _{saída}	(°C)	(°C)	(kW)
1	Ar	65.308,0	-	1,006	-	25,0	-	0,0
2	Ar	65.308,0	-	-	1,008	-	60,9	655,7
23	Condensado	24.888,9	499,9	-	-	119,0	-	3.456,1
24	Condensado	24.888,9	405,1	-	-	-	96,6	2.800,4

Fonte: Elaborado pelo autor.

Tabela 134 - BME para o volume de controle 2 – PAND II (Caso 4 – Condição proposta).

VOLUME DE CONTROLE 2								
Nº	Fluido	Vazão	Varição de	Calor	Calor	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	Entalpia	Específico	Específico	T _{entrada}	T _{saída}	E
		(kg/h)	ΔH	(kJ/kg.°C)	(kJ/kg.°C)	(°C)	(°C)	(kW)
3	Ar	65.308,0	-	1,011	-	98,9	-	1.354,9
4	Ar	65.308,0	-	-	1,013	-	115,0	1.653,5
5	Vapor/ Condensado	512,8	2.096,5	-	-	155,5	155,5	298,6

Fonte: Elaborado pelo autor.

Tabela 135 - BME para o volume de controle 18 – PAND II (Caso 4 – Condição proposta).

VOLUME DE CONTROLE 18						
N°	Fluido	Vazão	Entalpia	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	H	T _{entrada}	T _{saída}	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(°C)	(°C)	(kW)
1	Água	822,5	105,8	25,0	-	24,2
2	Condensado	21.933,1	416,2	99,3	-	2.535,9
3	Vapor	307,1	2.752,3	155,5	-	234,8
4	Água	23.062,7	436,3	-	103,6	2.794,9

Fonte: Elaborado pelo autor.

Tabela 136 - BME para o volume de controle 20 – PAND II (Caso 4 – Condição proposta).

VOLUME DE CONTROLE 20						
N°	Fluido	Vazão	Entalpia	Temperatura	Temperatura	Energia
		Mássica	H	T _{entrada}	T _{saída}	E
		(kg/h)	(kJ/kg)	(°C)	(°C)	(kW)
6	Vapor	21.168,7	2.798,4	212,4	-	16.455,0
7	Vapor	18.096,0	2.798,4	-	212,4	14.066,6
8	Vapor	799,0	2.798,4	-	212,4	621,1
9	Vapor	2.273,7	2.798,4	-	212,4	1.767,4

Fonte: Elaborado pelo autor.

7.2.4.3 Planta de Concentração de Ácido Nítrico I e II – PCAN I e II

Os balanços para a PCAN I e II permanecem inalterados conforme apresentado no tópico 7.2.1.3.

7.2.4.4 Planta de Nitrato de Amônio Concentração – PNAC

Os balanços para a PNAC permanecem inalterados conforme apresentado no tópico 7.2.3.4.

7.2.4.5 Planta de Nitrato de Amônio Perolação – PNAP

Os balanços para a PNAP permanecem inalterados conforme apresentado no tópico 7.2.3.5.

7.2.4.6 Resumo do Caso 4

Com os balanços de massa e energia realizados para cada unidade, foi elaborado a Tabela 137 que indica o consumo e geração de vapor para cada nível pressão.

Tabela 137 - Resumo do Caso 4.

Áreas	CASO 4					
	VAPOR (V20)		VAPOR (V13)		VAPOR (V5,5)	
	Consumo (t/h)	Geração (t/h)	Consumo (t/h)	Geração (t/h)	Consumo (t/h)	Geração (t/h)
PAND I	0,00	0,00	0,95	15,54	1,61	0,00
PAND II	3,07	21,17	0,00	0,00	1,11	2,27
PCAN I e II	17,44	0,00	9,80	0,00	0,56	1,34
PNAP e PNAC	0,00	0,00	0,32	0,00	0,00	0,00
Utilidades	0,00	0,00	0,00	0,00	0,26	0,00
Total	20,51	21,17	11,07	15,54	3,54	3,61
Balanco		0,66		4,47		0,07
Vapor Necessário				-5,20		

Fonte: Elaborado pelo autor.

De maneira similar aos casos 2 e 3, para o caso 4, há um excesso de vapor na planta, 5,2 t/h; portanto, não há a necessidade de aporte térmico externo à planta.

7.2.5 Resumo da Condição Proposta de Operação

Com os balanços para cada um dos casos foi possível montar a Tabela 138 que indica os consumos das utilidades quente e fria antes e após a integração energética.

Tabela 138 - Resumo dos consumos das utilidades antes e depois das propostas.

Casos de Operação	Vapor Importado (t/h)		Água de Resfriamento (t/h)	
	Condição Atual	Após Integração	Condição Atual	Após integração
Caso 1	10,25	0,0	2.820,2	2.344,1
Caso 2	0,0	0,0	2.758,8	2.512,2
Caso 3	0,0	0,0	2.758,8	2.550,0
Caso 4	3,25	0,0	2.820,2	2.611,4

Fonte: Elaborado pelo autor.

Considerando o regime de operação apresentado no tópico 7.1 (Tabela 7), chegou-se ao consumo anual de utilidades conforme indicado na Tabela 139.

Tabela 139 - Consumo anual de utilidades.

	Vapor Importado (t/h)	Água de Resfriamento (t/h)
Consumo Anual - Condição Atual	4,66	2.797,2
Consumo Anual - Após Integração	0,00	2.478,7
Redução Anual	100%	11,4%

Fonte: Elaborado pelo autor.

Conforme indicado na Tabela 139, com a adoção das propostas para a integração energética da planta, foi possível zerar o consumo de vapor importado da planta e reduzir o consumo de água de resfriamento em 11,4%.

Outro aspecto importante que pode ser observado através dos balanços de massa e energia é a produção específica de vapor, de acordo com Souza (2012), plantas de ácido nítrico produzem 1,1 t vapor / t HNO₃ 100%.

Antes da implantação das caldeiras de recuperação na PAND II, a produção específica era 1,104 t vapor / t HNO₃ 100%. Após a integração energética este valor passou para 1,376 t vapor / t HNO₃ 100%, para o caso 1 em que as caldeiras estão operando, representando um aumento de 24,6% neste índice.

Um outro aspecto relevante que possui um potencial para ser explorado, é o aproveitamento do excesso de vapor dos casos 2, 3 e 4 que é emitido para a atmosfera. A Tabela 140 mostra as quantidades de vapor emitidos para a atmosfera nas condições atual e na proposta.

Tabela 140 - Vazão de vapor emitido para a atmosfera.

Casos de Operação	Condição Atual		Após Integração	
	V20	V13	V20	V13
Caso 2	0,91	-	3,10	-
Caso 3	5,33	6,56	7,46	6,24
Caso 4	-	2,36	0,66	4,47

Fonte: Elaborado pelo autor

Realizando o desconto dos valores da condição após a integração energética dos valores atuais, obtém-se a vazão adicional de vapor emitida para a atmosfera, após a implantação das propostas, conforme pode indicado na Tabela 141.

Tabela 141 - Vazão adicional de vapor emitido para atmosfera após implantação das propostas.

Casos de Operação	Emissão de Vapor	
	V20	V13
Caso 2	2,19	-
Caso 3	1,81	-
Caso 4	0,66	2,11

Fonte: Elaborado pelo autor

A tabela acima mostra para os casos 2, 3 e 4 a quantidade de vapor adicional emitida para a atmosfera e que tem um possível potencial para exportação para plantas vizinhas ou para geração de energia elétrica. Os valores apresentados acima não consideraram a operação das novas caldeiras de recuperação o que aumentaria ainda mais o potencial de fornecimento de vapor ou de geração de energia elétrica.

8 ANÁLISE DE VIABILIDADE ECONÔMICA

Conforme informado no tópico 6, a análise de viabilidade econômica deste trabalho foi realizada através da análise da TIR, VPL e *payback* descontado, considerando uma taxa de desconto de 14% a.a. por um período de 20 anos, desconsiderando a depreciação dos equipamentos e considerando apenas o custo dos equipamentos.

Os preços das caldeiras de recuperação (B-21 e B-22) e do economizador (E-30) foram obtidos através de cotação, enquanto o custo dos demais trocadores de calor foram estimados através de literatura específica (LOH; LYONS; WHITE, 2002) baseado na área de troca térmica.

Os custos de energia elétrica foram retirados do Anuário Estatístico de Energia Elétrica de 2016 do Ministério de Minas e Energia e da Empresa de Pesquisa Energética (EPE, 2016).

Para estimativa do valor do custo do vapor, foi utilizado como premissa a geração de vapor em uma caldeira queimando gás natural, com composição do gás natural fornecida pela companhia de gás de São Paulo (COMGÁS). O custo do gás natural utilizado foi obtido da deliberação ARSESP Nº 727 de 29 de maio de 2017 (ARSESP, 2017) que fixa os valores do gás natural a serem cobrados pela COMGÁS em função da sua aplicação.

Com relação ao custo de água de resfriamento, a unidade industrial utiliza diretamente a água captada de um rio próximo para resfriamento, não utilizando sistemas de tratamento desta água, com exceção de uma simples filtração na captação; portanto, o custo para água de resfriamento neste trabalho foi baseado apenas no consumo elétrico das bombas de captação.

8.1 PREÇO DO VAPOR

Conforme mencionado acima o preço do vapor foi estimado com base na sua geração em uma caldeira queimando gás natural da COMGÁS.

As informações básicas do gás natural estão disponíveis no site da COMGÁS (COMGÁS, 2017) e são indicados na Tabela 142.

Tabela 142 - Informações do gás natural da COMGÁS.

Descrição	Valores*
Poder Calorífico Superior	9400 kcal/m ³
Poder Calorífico Inferior	8500 kcal/m ³
Massa Específica	0,766 kg/m ³

*Valores referenciados para 20°C e 1 atm abs.

Fonte: Adaptado de (COMGÁS, 2017).

O preço do gás natural da COMGÁS é definido pela ARSESP e seu valor é dado em função do consumo mensal e pela sua aplicação conforme Tabela 143.

Tabela 143 - Preço do gás natural.

Segmento Industrial*			
Classes	Volume (m ³ /mês)	Fixo (R\$/mês)	Variável (R\$/mês)
1	até 50.000	200,98	1,881140
2	50.000,01 - 300.000.000	31.444,53	1,256243
3	300.000,01 - 500.000.000	52.407,56	1,186305
4	500.000,01 - 1.000.000.000	58.837,84	1,173445
5	1.000.000,01 - 2.000.000.000	85.120,81	1,147162
6	> 2.000.000.000	131.502,53	1,123970

*Valores sem Impostos

Fonte: Adaptado de (ARSESP, 2017).

A tabela acima classifica o consumo em 6 classes em função do consumo onde o valor a ser pago é composto de uma parcela fixa, para a faixa selecionada, acrescida de um valor variável que deve ser multiplicado pelo consumo mensal.

O consumo mensal de gás natural foi estimado considerando a mesma produção de vapor pelas novas caldeiras de recuperação. A Tabela 144, indica as vazões e energia envolvidas para produção da mesma quantidade de vapor em uma caldeira a gás.

Tabela 144 - Vazões e energias na caldeira para estimativa de consumo de gás natural.

Corrente	Vazão (kg/h)	Energia (kW)
Água de Alimentação	4239,4	512,9
Vapor	3854,0	2995,8
Purga	385,4	97,3

Fonte: Elaborado pelo autor.

Pela Tabela 144, é necessário o fornecimento de 2580,2 kW ou 9.288.740,5 kJ/h de energia a ser cedido para a caldeira. Considerando uma eficiência da caldeira de 90% e dividindo pelo PCI do gás natural chegou-se ao consumo de 290,2 m³/h de gás natural.

Considerando um mês com 30 dias, chegou-se a um consumo mensal de gás natural de 208.953,2 m³, classificando o sistema como classe 2, segundo a Tabela 143.

Realizando o cálculo do gasto mensal com combustível obteve-se um valor de R\$ 293.940,5. Dividindo-se a produção mensal de vapor pelo custo mensal do gás natural chegou-se ao custo de produção de vapor de R\$ 105,9 por tonelada de vapor produzido.

O valor apresentado acima não inclui impostos. De acordo com a resolução Nº 716 de 30/03/2017 os impostos sobre o gás natural canalizado da COMGÁS são de 15% de ICMS, e 9,20% de PIS e COFINS. Além deste custo foi considerado o custo de operação e manutenção estimado em 5% sobre o custo de produção do vapor. Considerando os valores mencionados, chegou-se a um custo de produção de vapor de R\$ 145,0 por tonelada de vapor produzido.

Segundo (RUEDIGER, 2016) o custo de geração de vapor saturado a 10 bar g. com gás natural é de R\$ 94,0 por tonelada de vapor (sem impostos) indicando que o valor estimado neste trabalho se aproxima de valores reais.

As equações (37, 38 e 39) utilizadas para o cálculo encontram-se no Apêndice.

8.2 PREÇO DA ÁGUA DE RESFRIAMENTO

O custo da água de resfriamento foi baseado apenas no consumo elétrico das bombas de alimentação do sistema, uma vez que o sistema funciona de maneira direta, ou seja, a água é captada e bombeada para os sistemas de resfriamento.

O Anuário Estatístico de Energia Elétrica de 2016 do Ministério de Minas e Energia e da Empresa de Pesquisa Energética (EPE, 2016) informa que a tarifa média anual para o ano de 2015 para o segmento industrial foi de R\$ 335,31 por MWh (valor sem impostos).

Considerando os valores de ICMS de 25%, PIS e CONFINS de 7% informados no site da Companhia Paulista de Força e Luz de Força (CPFL, 2017) o custo da energia elétrica calculado foi de R\$493,10 por MWh.

Como não haviam informações sobre as bombas de captação para o cálculo do custo do m³ da água de resfriamento, adotou-se eficiência das bombas de 70%, altura manométrica total de 30 m.c.a. e rendimento do motor de 90%.

Realizando o cálculo de potência elétrica consumido para a bomba, para uma condição base e multiplicando por 8.000 horas operação por ano, chegou-se ao consumo elétrico para um ano de operação. Multiplicando este valor pelo custo da energia elétrica e dividindo pelo volume bombeado para o mesmo período chegou-se ao valor de 0,064 R\$/m³ de água bombeada. As equações utilizadas para este cálculo (40, 41, 42, 43 e 44) encontram-se no Apêndice.

8.3 ECONOMIA ANUAL

Com os custo do vapor e da água de resfriamento e os valores de redução obtidos da Tabela 139 foi estimada a economia anual das utilidades quente e fria da planta, considerando 8.000 horas de operação no ano, conforme indicado na Tabela 145.

Tabela 145 - Economia Anual após a integração energética.

Economia Anual	
Vapor	R\$ 5.403.626,4
Água de Resfriamento	R\$ 162.979,8
Total	R\$ 5.566.606,2

Fonte: Elaborado pelo autor.

Com a implantação das alternativas existe um potencial de redução no consumo de utilidades de aproximadamente R\$ 5,6 milhões por ano, sendo o vapor responsável por 97,1% desta economia e a água de resfriamento por 2,9%.

Se houvesse a disponibilidade pela venda do vapor adicional emitido para atmosfera conforme Tabela 141 e considerando os regimes de operação de cada caso conforme Tabela 7, teríamos as seguintes economias adicionais conforme indicado na Tabela 146.

Tabela 146 - Economia adicional, considerando a venda de vapor emitido para a atmosfera.

Casos de Operação		Economia Anual
Caso 2	R\$	633.963,0
Caso 3	R\$	262.246,9
Caso 4	R\$	802.995,1
Total	R\$	1.699.205,0

Fonte: Elaborado pelo autor.

Para fins práticos, no caso 4, que é o único caso onde há excesso de vapor V13, foi considerado o mesmo custo para a produção de vapor V20, visto que a diferença de entalpia do vapor V20 para o vapor V13 é de menos de 0,4%.

A venda deste vapor adicional emitido para a atmosfera teria um potencial de geração de renda de aproximadamente R\$ 1,7 milhões por ano. Se fosse considerado a operação das novas caldeiras de recuperação para os casos 2, 3 e 4, gerando 3,71 t/h de vapor líquido para exportação, poderia se obter uma geração adicional de R\$ 2.692.650,3, totalizando um potencial de ganho anual de R\$ 4.391.855,3.

8.4 INVESTIMENTO

Para este trabalho não foram considerados os custos: de instalação, comissionamento e acompanhamento de partida dos equipamentos, da aquisição e instalação dos sistemas auxiliares como instrumentação, tubulações, válvulas e acessórios, sendo considerado apenas os custos de aquisição dos trocadores de calor, das caldeiras de recuperação de calor e do economizador.

O custo das novas caldeiras e do economizador foram obtido através de cotação com a empresa Alfa Laval Aalborg Indústria e Comércio LTDA, conforme anexo, os demais custos dos trocadores de calor foram estimados através da área de troca térmica, calculados através das equações 22 a 24, e com base nos valores utilizados na literatura (LOH; LYONS; WHITE, 2002).

Os valores apresentados por (LOH; LYONS; WHITE, 2002), Figura 50, encontram-se em dólares e são de 2002. Para a conversão em real foi utilizado o valor da cotação do dólar comercial de R\$ 3,29 (HOJE, 2017). Não foram considerados valores de inflação, taxas de importação e/ou alfandegárias.

Com estas premissas adotadas chegou-se a um custo estimado de aquisição dos equipamentos de R\$ 3.431.891.

8.5 VIABILIDADE

Com o valor de investimento e as economias anuais foi elaborado um fluxo de caixa, para uma taxa de desconto de 14% a.a. por um período de 20 anos e índice de inflação de 6,29% a.a. (ECONÔMICO, 2017), conforme Tabela 147:

Tabela 147 - Fluxo de Caixa.

Ano	Fluxo de Caixa	Valor Descontado do Fluxo de Caixa	Saldo a Recuperar Payback Descontado
0	-R\$ 3.431.891	-R\$ 3.431.891	-R\$ 3.431.891
1	R\$ 5.566.606	R\$ 4.882.988	R\$ 1.451.097
2	R\$ 5.916.746	R\$ 4.552.744	R\$ 6.003.841
3	R\$ 6.288.909	R\$ 4.244.834	R\$ 10.248.675
4	R\$ 6.684.481	R\$ 3.957.750	R\$ 14.206.425
5	R\$ 7.104.935	R\$ 3.690.081	R\$ 17.896.506
6	R\$ 7.551.836	R\$ 3.440.515	R\$ 21.337.021
7	R\$ 8.026.846	R\$ 3.207.827	R\$ 24.544.848
8	R\$ 8.531.735	R\$ 2.990.877	R\$ 27.535.725
9	R\$ 9.068.381	R\$ 2.788.599	R\$ 30.324.324
10	R\$ 9.638.782	R\$ 2.600.002	R\$ 32.924.326
11	R\$ 10.245.061	R\$ 2.424.160	R\$ 35.348.485
12	R\$ 10.889.476	R\$ 2.260.210	R\$ 37.608.695
13	R\$ 11.574.424	R\$ 2.107.348	R\$ 39.716.043
14	R\$ 12.302.455	R\$ 1.964.825	R\$ 41.680.868
15	R\$ 13.076.280	R\$ 1.831.941	R\$ 43.512.809
16	R\$ 13.898.777	R\$ 1.708.044	R\$ 45.220.853
17	R\$ 14.773.011	R\$ 1.592.526	R\$ 46.813.379
18	R\$ 15.702.233	R\$ 1.484.821	R\$ 48.298.200
19	R\$ 16.689.903	R\$ 1.384.400	R\$ 49.682.600
20	R\$ 17.739.698	R\$ 1.290.771	R\$ 50.973.371

Fonte: Elaborado pelo autor.

Com os valores da Tabela 147 foi possível determinar os valores da TIR, VPL e *payback* descontado conforme

Tabela 148.

Tabela 148 - Valores de VPL, TIR e *payback* descontado.

VPL	R\$ 50.973.370,9
TIR	168,49%
<i>Payback</i> descontado	8,4 meses

Fonte: Elaborado pelo autor.

Pelos valores da tabela acima, observa-se que a proposta tem um grande potencial de ganho e se mostra atrativo com uma TIR de 168,49% e *payback* descontado de 8,4 meses, valor inferior ao considerado viável pela empresa que é de um *payback* inferior a 30 meses.

Ainda com relação a viabilidade do sistema proposto, considerando a possibilidade da venda do vapor adicional dos casos 2, 3 e 4, obter-se-iam os seguintes valores da TIR, VPL e *payback* descontado conforme Tabela 149.

Tabela 149 - Valores de VPL, TIR e *payback* descontado em caso de venda do vapor adicional emitido para atmosfera.

VPL	R\$ 67.580.561,6
TIR	218,00%
<i>Payback</i> descontado	6,5 meses

Fonte: Elaborado pelo autor.

Com a possibilidade de venda deste vapor adicional o *payback* reduz para 6,5 meses e a TIR se eleva para 218%.

Se em um terceiro cenário fosse considerado também a venda do excesso de vapor produzido nas novas caldeiras de recuperação obter-se-ia os seguintes valores, conforme Tabela 150.

Tabela 150 - Valores de VPL, TIR e *payback* descontado considerando a venda do vapor adicional emitido para atmosfera e do vapor produzido pelas novas caldeiras.

VPL	R\$ 95.829.087,3
TIR	670,19%
<i>Payback</i> descontado	2,1 meses

Fonte: Elaborado pelo autor.

Considerando este cenário de venda do vapor adicional emitido pela atmosfera com o vapor produzido pelas novas caldeiras a TIR da proposta aumenta drasticamente para o valor de 670,19% com um *payback* descontado de pouco mais de 2 meses.

9 CONCLUSÕES

Neste trabalho foi realizado o diagnóstico energético de uma planta industrial de fertilizantes composta por seis unidades de produção, para posterior aplicação de técnicas de integração energética visando a redução do consumo de vapor importado e água de resfriamento requeridos no processo.

O diagnóstico energético foi realizado para identificação de possíveis pontos de recuperação de energia e para elaboração de um modelo que simulasse o modo de operação da planta. A modelagem se mostrou satisfatória com desvio relativo, dos dados medidos, de 7,6 % no consumo de vapor e 9,6 % no consumo de água de resfriamento e foi utilizada para simulação da planta integrada.

Pelo diagnóstico energético, verificou-se que todas as unidades seriam passíveis de integração energética utilizando as correntes de condensado para aquecimento de correntes frias e/ou utilizando as próprias correntes de processo para realização da troca térmica entre si. Entretanto, a PAND II apresentou o maior potencial de recuperação de energia, visto que as correntes quentes apresentavam as maiores quantidades de energia e temperaturas da planta, e estavam sendo resfriadas com água de refrigeração ou descartadas para a atmosfera e, portanto, parte desta energia desperdiçada foi utilizada para geração adicional de vapor para a planta industrial.

Após a aplicação da integração energética nas unidades, resultados promissores foram alcançados. Reduções expressivas foram obtidas para o consumo anual de vapor (100 % de redução) e água de resfriamento (11,4 % de redução) na planta industrial, impactando em uma economia anual de utilidades de aproximadamente R\$ 5,6 milhões. Logo, foi possível zerar o consumo de vapor importado que, anteriormente, representava 79,1 % do custo de utilidades e obteve-se uma redução total dos custos de utilidades de 81,4%.

Com relação aos estudos de viabilidade econômica da planta, considerando apenas o custo de aquisição dos equipamentos, obteve-se uma TIR de 168,49% com um *payback* descontado de 8,4 meses, indicando uma possível viabilidade de implantação dos novos sistemas, visto que são considerados projetos economicamente viáveis aqueles com *payback* descontado abaixo de 30 meses. Ressalta-se também que, considerando um outro cenário, isto é, uma possível venda do vapor adicional emitido para atmosfera após a integração energética juntamente com o vapor produzido pelas novas caldeiras de recuperação, resultados ainda mais expressivos foram obtidos com uma TIR (670,19 %) e *payback* descontado (2,1 meses).

Portanto, diante dos estudos realizados, pode-se afirmar que foi possível integrar energeticamente as unidades industriais e o resultado desta integração se mostrou bastante favorável, uma vez que o objetivo proposto foi atingido, em que foi possível reduzir o consumo de utilidades da planta e obter uma redução total do consumo de vapor importado, tornando em uma planta independente de aporte térmico externo.

10 SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

Durante a realização deste trabalho surgiram alguns aspectos que poderiam ter uma abordagem mais detalhada, entretanto, por se tratar de uma planta real nem todas as abordagens eram tecnicamente viáveis, porém podem ser estudadas para outras plantas, ou ainda para plantas em fase de projeto. Como sugestão para trabalhos futuros poder-se-ia:

- Realizar o estudo de integração energética entre as unidades, incluindo todas as correntes de processo;
- Realizar um estudo ou projeto para avaliar os demais custos envolvidos para o sistema proposto, como mecânica, tubulação, civil, instrumentação, elétrica, comissionamento e partida do sistema.

REFERÊNCIAS

- AL-RIYAMI, B. A.; KLEMES, J.; PERRY, S. Heat integration retrofit analysis of a heat exchanger network of a fluid catalytic cracking plant. **Applied Thermal Engineering**, v. 21, n. 13–14, p. 1449–1487, 2001.
- ALBERICHI, M. **Estudo das Instalações e Operações de Caldeiras de uma Indústria de Produtos Químicos do Estado do Paraná, Sob Ótica da NR-13 E NR-28**. 2013. 102f. Trabalho de Conclusão de Curso (Especialização) – Universidade Tecnológica Federal do Paraná, Paraná, 2013.
- ARAÚJO, E. C. C. **Trocadores de Calor**. São Carlos: EdUFSCar, 2002.
- AGÊNCIA REGULADORA DE SANEAMENTO E ENERGIA DO ESTADO DE SÃO PAULO (ARSESP). Deliberação N° 727, de 29 de Maio de 2017. 2017. Disponível em: <<http://www.tjsp.jus.br/>>. Acesso em: 17 nov. 2017.
- BABCOCK. water-tube-package-boiler. 2017. Disponível em: <<https://www.babcock.com/-/media/images/water-tube-package-boiler.ashx?h=720&w=720&la=en&hash=AF815325016285533B16AEAA330917769C1AF8C4>>. Acesso em: 14 maio. 2017.
- BABCOCK & WILCOX COMPANY. **Steam its generation and use**. 41. ed. Ohio: Babcock & Wilcox Company, 2005.
- BAZZO, E. **Geração de Vapor**. 2. ed. Santa Catarina: UFSC, 1995.
- BRUNI, A. L.; FAMÁ, R. **Matemática Financeira**. 5. ed. São Paulo: Atlas S.A., 2014.
- CDCEQUIPAMENTOS. Escoamento cruzado. 2017. Disponível em: <<http://www.cdcequipamentos.com/tipos-de-trocador-de-calor.html>>. Acesso em: 15 maio 2017.
- COMPANHIA DE GÁS DE SÃO PAULO (COMGÁS). Características do Gás Natural. 2017. Disponível em: <<http://www.comgas.com.br/para-industria/caracteristicas-do-gas-natural/>>. Acesso em: 14 jul. 2017.
- COMPANHIA PAULISTA DE FORÇA E LUZ (CPFL). 2017. Disponível em: <<https://servicosonline.cpfl.com.br/tributos.aspx>>. Acesso em: 16 jul. 2017.
- COSTA, L. M.; SILVA, M. F. O. **A indústria química e o setor de fertilizantes**. Out. 2012. Disponível em: <https://www.bndes.gov.br/SiteBNDES/export/sites/default/bndes_pt/Galerias/Arquivos/conh>

ecimento/livro60anos_perspectivas_setoriais/Setorial60anos_VOL2Quimica.pdf>. Acesso em: 17 maio 2017.

DIAS, V. P.; FERNANDES, E. **Fertilizantes: uma visão global sintética**. Set. 2006.

Disponível em:

https://www.bndes.gov.br/SiteBNDES/export/sites/default/bndes_pt/Galerias/Arquivos/conhecimento/bnset/set2404.pdf. Acesso em: 17 maio 2017.

DOLAR HOJE. Preço do Dólar. 2017. Disponível em: <<https://www.dolarhoje.net.br/>>.

Acesso em: 20 dez. 2017.

EMPRESA DE PESQUISA ENERGÉTICA (EPE). 2017. Anuário Estatístico de Energia Elétrica. 2017. Disponível em:

<<http://www.epe.gov.br/AnuarioEstatisticodeEnergiaEletrica/Forms/Anurio.aspx%5Cnhttp://ebooks.cambridge.org/ref/id/CBO9781107415324A009>>. Acesso em: 22 jul. 2017.

EUROPEAN FERTILIZER MANUFACTURERS' ASSOCIATION (EFMA). **Production of Phosphoric Acid**. 2000. Disponível em:

http://www.productstewardship.eu/fileadmin/user_upload/user_upload_prodstew/documents/Booklet_nr_4_Production_of_Phosphoric_Acid.pdf. Acesso em: 17 maio 2017.

FALEIROS, R. R.; LUIZ, S. L. **Integração energética em uma planta de formaldeído e análise de sua viabilidade econômica**. 2014. 51f. Trabalho de Conclusão de Curso (Graduação em Engenharia Química) – Universidade Federal de Alfenas, Poços de Caldas, 2014.

FEDERAÇÃO DAS INDÚSTRIAS DO ESTADO DE SANTA CATARINA (FIESC). Uso racional do vapor na indústria. Disponível em:

<http://fiesc.com.br/sites/default/files/medias/energia_bermo.pdf>. Acesso em: 14 jul. 2017.

FERNANDES, E.; GUIMARÃES, B. D. A.; MATHEUS, R. R. **Principais empresas e grupos brasileiros do setor de fertilizantes**. Mar. 2009. Disponível em: <

https://www.bndes.gov.br/SiteBNDES/export/sites/default/bndes_pt/Galerias/Arquivos/conhecimento/bnset/Set2906.pdf>. Acesso em: 17 maio 2017.

HOLMAN, J. P. **Transferência de Calor**. São Paulo: Mcgraw Hill, 1983.

HURSTBOILER. Cut Away View. 2017. Disponível em:

<https://www.hurstboiler.com/images/euro_series_cutaway.jpg>. Acesso em: 14 maio. 2017.

INDUSTRIALACCESS. HRSG. 2017. Disponível em:

<<http://www.industrialaccess.com/blog/wp-content/uploads/2015/11/HRSG-e1447850109319.jpg>>. Acesso em: 14 maio 2017.

KASSAI, J. R. et al. **Retorno de Investimento: Abordagens Matemáticas e Contábil do Lucro Empresarial**. 3. ed. São Paulo: Atlas S.A., 2012.

KEMP, I. C. **Pinch analysis and process integration: A user guide on process integration for the efficient use of energy**. 2. ed. Oxford: Butterworth-Heinemann, 2007.

KERN, D. Q. **Processos de Transmissão de Calor**. Rio de Janeiro: Guanabara dois, 1982.

KREITH, F. **Princípios da Transmissão de Calor**. 3. ed. São Paulo: McGraw-Hill Ltda, 1977.

KWONG, W. H. **Integração energética: Rede de trocadores de calor**. São Carlos: EdUFSCar, 2013.

MÓDENES, A. N. et al. Integração Energética da Etapa de Extração de Óleo de Soja Utilizando Análise Pinch. **ENGEVISTA**, Niterói, UFF, v. 13, n. 2, jun. 2011.

MOREIRA, A. M. et al. Estudo da integração energética de uma unidade de destilação atmosférica e a vácuo. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE PESQUISA E DESENVOLVIMENTO EM PÉTROLEO E GÁS, 4., 2007, Campinas. **Anais...** Campinas: Associação Brasileira em Pesquisa e Desenvolvimento em Petróleo e Gás, 2007. p. 1-10.

MOSKO, J. M.; PILATTI, L. A.; PEDROSO, B. Eficiência Energética na Indústria: Elaboração e Planejamento de Programas de Conservação de Energia. **Revista de Engenharia e Tecnologia**, Curitiba, UTFPR, v: 2, n. 1, abr. 2010.

OLIVEIRA, A. B. **Avaliação da Eficiência Energética em um Sítio Industrial Utilizando Análise Pinch com Heurísticas e Técnicas de Projeto**. 2005. 121f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2005.

OLIVEIRA, M. H. F. **Avaliação Econômico-Financeira De Investimentos Sob Condição De Incerteza: Uma Comparação Entre O Método De Monte Carlo e o VPL Fuzzy**. 2008. 209f. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Produção) – Universidade de São Paulo, São Carlos, 2008.

PERUSSI, R. **Análise do desempenho de trocadores de calor de fluxo cruzado por simulação numérica**. 2010. 138f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica) – Universidade de São Paulo, São Carlos, 2010.

PETERS, M. S.; TIMMERHAUS, K. D. **Plant Design and Economics for Chemical Engineers**. 4. ed. Singapore: McGRAW-HILL INTERNATIONAL EDITIONS, 1991.

POSADA, A; MANOUSIOUTHAKIS, V. Heat and power integration of methane reforming based hydrogen production. **Industrial & Engineering Chemistry Research**, v. 44, p. 9113–9119, 2005.

POWDER, H. “Maggie” Concentrates Nitric. **Chemical & Engineering News**, v. 36, n. 23, p. 40–42, 1958.

QUARTUCCI, J.P. **Análise da competitividade do cluster da indústria de fertilizantes da região metropolitana de Salvador**. 2007. 88f. Dissertação (Mestrado em Administração) – Universidade Federal da Bahia, Salvador, 2007.

RIBEIRO, F. O. O. **Estudo da Utilização das Técnicas para Avaliação e Seleção de Projetos de Investimento na Região de São José dos Campos**. 2002. 107f. Dissertação (Mestrado em Administração de Empresas) – Fundação Escola de Comércio Álvares Penteado, São Paulo, 2002.

RODRIGUES, J. V. F. **Integração Energética dos Processos de Stripping e de Secagem de uma Unidade de Produção de PVC em Suspensão**. 2012. 97f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Universidade de Coimbra, Coimbra, 2012.

SEGURANCA E TRABALHO. Curso de engenharia mecânica disciplina de máquinas térmicas apostila sobre caldeiras. 2017. Disponível em: <<http://www.segurancaetrabalho.com.br/download/caldeiras-apostila.pdf>>. Acesso em: 14 maio. 2017.

SHREVE, R. N. **Indústrias de Processos Químicos**. 4. ed. Rio de Janeiro: LTC, 1997.

SILVA JÚNIOR, C. A. A. **Concepção e análise técnico-econômica da recuperação de calor em sistemas de despoejamento de aciarias elétricas para geração de vapor superaquecido**. 2016. 98f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica) – Universidade Estadual de São Paulo, Guatinguetá, 2016.

SLOAN, J. G. The Extractive Distillation Process for Nitric Acid Concentration Using Magnesium Nitrate. **American Chemical Society**, v. 155, p. 128–142, 1976.

SOUZA, M. DE M. V. M. **Processos Inorgânicos**. Rio de Janeiro: Sinergia, 2012.

SOUZA NETO, J. N. **Metodologia Para Aplicação De Integração Energética Numa Planta Industrial**. 2005. 72f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Universidade Federal da Bahia, Salvador, 2005.

THE INTERNATIONAL FERTILIZER DEVELOPMENT CENTER (IFDC). **Fertilizer Manual**. 1979. Disponível em: http://pdf.usaid.gov/pdf_docs/pnaaj093.pdf. Acesso em: 18 maio 2017.

TOWLER, G.; SINNOTT, R. A. Y. **Chemical Engineering Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design**. 2.ed. Oxford: Butterworth-Heinemann, 2012.

U.S. DEPARTMENT OF ENERGY OFFICE OF SCIENTIFIC AND TECHNICAL INFORMATION. **Process equipment cost estimation**. 2002. Disponível em: <https://www.osti.gov/servlets/purl/797810/>. Acesso em: 16 out. 2017.

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS. Geração, distribuição e utilização de vapor. 2017. Disponível em: <http://www.fem.unicamp.br/~em672/GERVAP4.pdf>. Acesso em: 14 maio. 2017.

VALOR ECONÔMICO. Inflação. 2017. Disponível em: <http://www.valor.com.br/valor-data/tabela/5800/inflacao>. Acesso em: 22 jul. 2017.

VIEIRA, A. L. **Estudo em CFD da Queima Suplementar em Caldeiras de Recuperação**. 102 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica) – Universidade Federal de Itajubá, Itajubá, 2015.

YARA FERTILIZER. Yara Fertilizer Industry Handbook. Disponível em: https://www.yara.com/siteassets/investors/057-reports-and-presentations/other/2017/fertilizer-industry-handbook_2017_slides_only.pdf/?_t_id=1B2M2Y8AsgTpgAmY7PhCfg%3d%3d&_t_q=handbook&_t_tags=language%3aen%2csiteid%3a8d218ec3-ca11-4b57-8260-337429c685ba&_t_ip=138.185.21.74&_t_hit.id=Yara_External_Models_Media_PdfMediaModel/_c60b1e34-c22d-43bd-9394-980c075dcef2&_t_hit.pos=1. Acesso em: 14 jul. 2017.

APÊNDICE A – Memorial de cálculo

Balancos de Massa e Energia

Os balanços de massa e energia foram realizados utilizando dados de processo como vazão, pressão e temperatura, quando disponíveis, na ausência de dados os balanços foram fechados considerando que não há perda de energia para o ambiente e que não há acúmulo de material.

Os valores de entalpia para água e vapor foram obtidos através de funções programadas em Visual Basic®, baseadas na “The International Association for the Properties of Water and Steam Industrial Formulation” (IAPWS-IF97) com temperatura de referência de 0 °C.

Com a composição de cada corrente, foram utilizados os valores de calor específico (C_p) de cada componente para o cálculo da energia disponível de cada corrente. O C_p é função da temperatura, portanto, utilizou-se as equações (13) e (14) para o cálculo do calor específico juntamente com os parâmetros da Tabela 151.

$$c_{p,líquidos} = A + BT + CT^2 + DT^3 \quad (13)$$

$$c_{p,gases} = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4 \quad (14)$$

Tabela 151 - Parâmetros A, B, C, D e E para o cálculo de Cp.

Calor Específico - Cp (J/mol.K)						
Componente	A	B	C	D	E	Tmín - máx (K)
N ₂ (g)	29,342	-3,5395x10 ⁻³	1,0076x10 ⁻⁵	-4,3116x10 ⁻⁹	2,5935x10 ⁻¹³	50 - 1500
O ₂ (g)	29,526	-8,8999x10 ⁻³	3,8083x10 ⁻⁵	-3,2629x10 ⁻⁸	8,8607x10 ⁻¹²	50 - 1500
NO (g)	33,227	-2,3626x10 ⁻²	5,3156x10 ⁻⁵	-3,7858x10 ⁻⁸	9,1197x10 ⁻¹²	50 - 1500
NO ₂ (g)	32,791	-7,4294x10 ⁻⁴	8,1722x10 ⁻⁵	-8,2872x10 ⁻⁸	2,4424x10 ⁻¹¹	50 - 1500
NH ₃ (g)	33,573	-1,2581x10 ⁻²	8,8906x10 ⁻⁵	-7,1783x10 ⁻⁸	1,8569x10 ⁻¹¹	100 - 1500
HNO ₃ (l)	214,478	-0,76762	1,497x10 ⁻³	-3,0208x10 ⁻⁷	-	239 - 494
HNO ₃ (g)	19,775	0,13415	-6,116x10 ⁻⁵	-1,2343x10 ⁻⁸	1,1106x10 ⁻¹¹	100 - 1500
H ₂ O (g)	33,933	-8,4186x10 ⁻³	2,9906x10 ⁻⁵	-1,7825x10 ⁻⁸	3,6934x10 ⁻¹²	100 - 1500
Ar (g)*	1,0051	8,0x10 ⁻⁶	6,0x10 ⁻⁷	8,0x10 ⁻¹⁰	-	223 - 673

Fonte: adaptado de YAWS (1999).

*Cp em kJ/kg.°C e temperatura em °C

A partir da composição da corrente e o Cp de cada componente pode-se calcular a quantidade de energia disponível em cada corrente, conforme a Equação (15):

$$Q = \sum_{i=1}^n \dot{m}_i \cdot c_{pi} \cdot \Delta T_i \quad (15)$$

Para as corrente de vapor e condensado foram utilizadas as Equações (16) e (17) onde a energia foi calculada pela multiplicação da vazão mássica pela entalpia do fluido.

$$Q_{vapor} = \dot{m} \cdot H \quad (16)$$

$$Q_{condensado} = \dot{m} \cdot h \quad (17)$$

Para as corrente de água de resfriamento foi utilizada a Equação (18) onde a energia foi calculada pela multiplicação da vazão mássica pela variação da entalpia da corrente de entrada e saída.

$$Q_{água} = \dot{m} \cdot \Delta H \quad (18)$$

Para o cálculo entalpia para as soluções de nitrato de amônio foi utilizado os valores da Tabela 152.

Tabela 152 - Entalpia de soluções aquosas de nitrato de amônia a diferentes temperaturas.

Entalpia de Soluções Aquosas de Nitrato de Amônia (kcal/kg)			
Temperatura (°C)	Concentração Mássica		
	70	80	90
30	48,70	-	-
40	54,40	-	-
50	60,09	-	-
60	65,78	63,82	-
70	71,48	68,93	-
80	77,36	74,05	-
90	82,89	79,17	-
100	88,61	84,29	79,57
110	94,34	89,41	84,10
120	100,04	94,53	88,63
130	105,78	99,67	93,17
140	111,53	104,81	97,72
150	117,26	109,86	102,25

Fonte: Confidencial.

Equipamentos

Trocadores de Calor

Para o cálculo do calor trocado entre fluídos em trocadores de calor, na ausência de dados reais de processo, foi considerado como um processo adiabático, em contracorrente. Foram utilizadas as equações (19), (20) e (21) para troca térmica entre os fluídos, de acordo com o esquema ilustrado na figura 45:

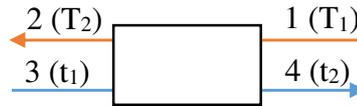


Figura 45 - Figura esquemática do volume de controle dos trocadores.
Fonte: Elaborado pelo autor.

Balço de Energia

$$\dot{m}_1 \cdot c_{p1} \cdot \Delta T_1 - \dot{m}_2 \cdot c_{p2} \cdot \Delta T_2 = \dot{m}_4 \cdot c_{p4} \cdot \Delta T_4 - \dot{m}_3 \cdot c_{p3} \cdot \Delta T_3 \quad (19)$$

$$\dot{m}_1 \cdot c_{p1} \cdot \Delta T_1 - \dot{m}_2 \cdot c_{p2} \cdot \Delta T_2 = \dot{m}_3 \cdot \Delta H_{4-3} \quad (20)$$

$$\dot{m}_1 \cdot \Delta H_{1-2} = \dot{m}_3 \cdot \Delta H_{4-3} \quad (21)$$

Cálculo da Área de Troca Térmica

$$Q = U \cdot A \cdot F \cdot \Delta T_{LMTD} \quad (22)$$

Em que F é um fator de correção dependente dos adimensionais R e S.

$$R = \frac{(T_1 - T_2)}{(t_2 - t_1)} \quad (23)$$

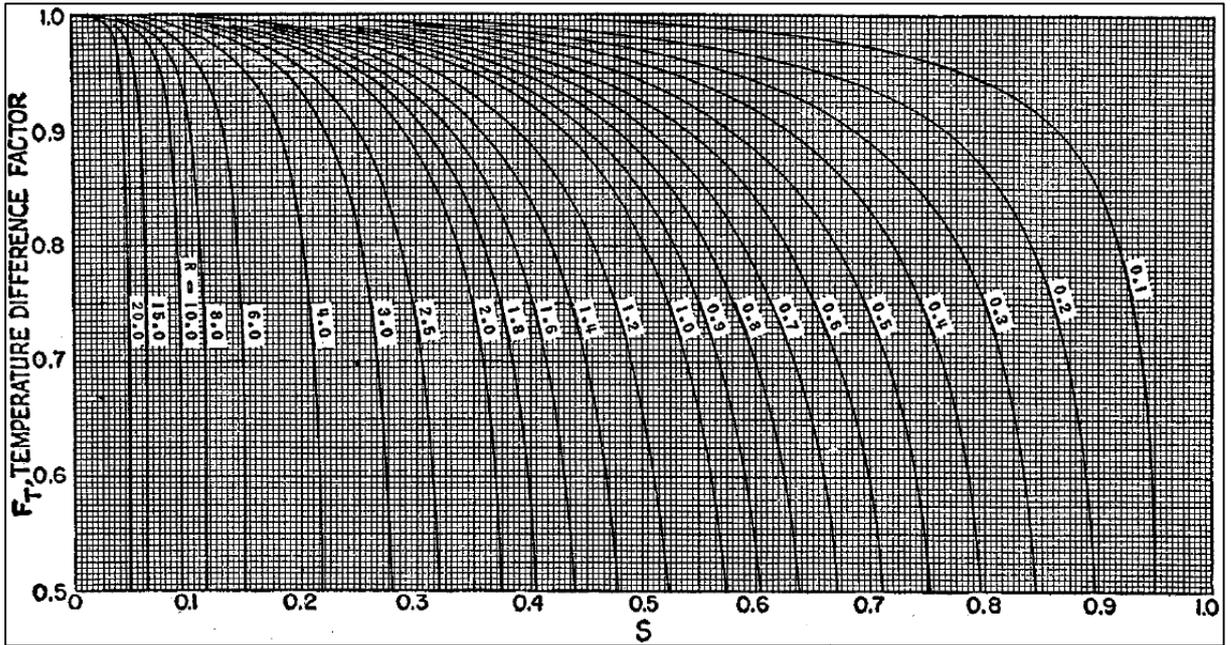
$$S = \frac{(t_2 - t_1)}{(T_1 - t_1)} \quad (24)$$

O Fator F é uma indicação da penalidade da troca térmica em função do escoamento não ser totalmente paralelo e é obtido graficamente em função do número de passes nos lados casco e tubo.

De acordo com (ARAÚJO, 2002) o valor mínimo de F para a escolha da quantidade de passes no trocador de calor é de 0,8, portanto, o cálculo da área de cada trocador foi feito utilizando este critério.

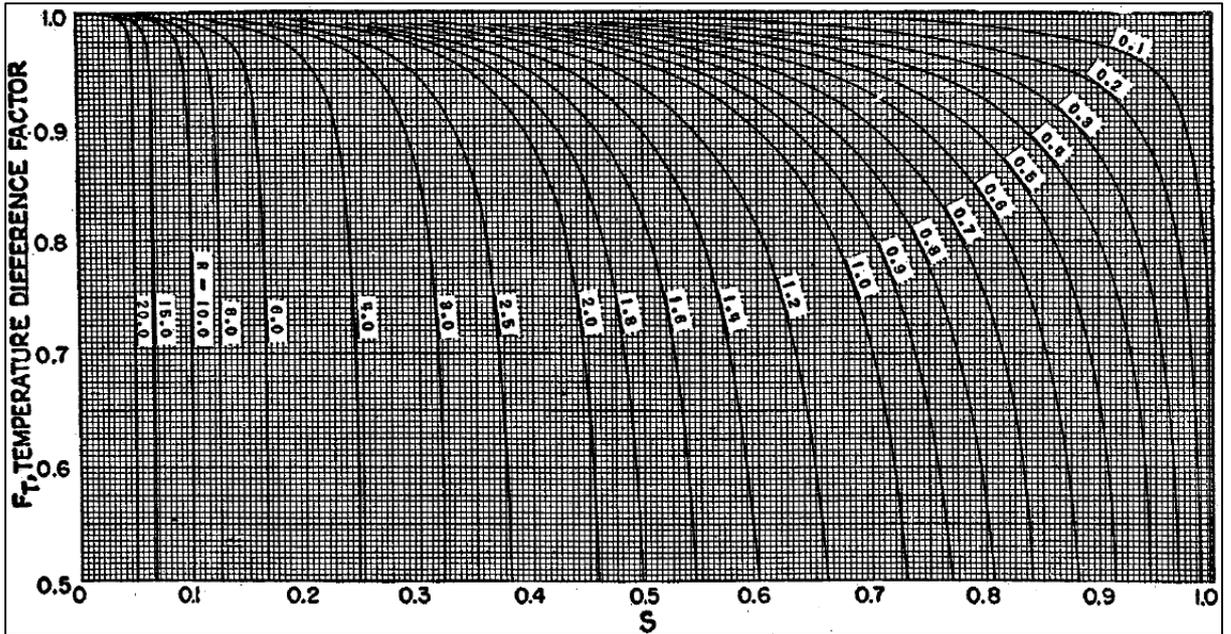
Os valores de F foram obtidos através das Figuras 46 a 49.

Figura 46 - Fator de correção para tocadores 1-2.



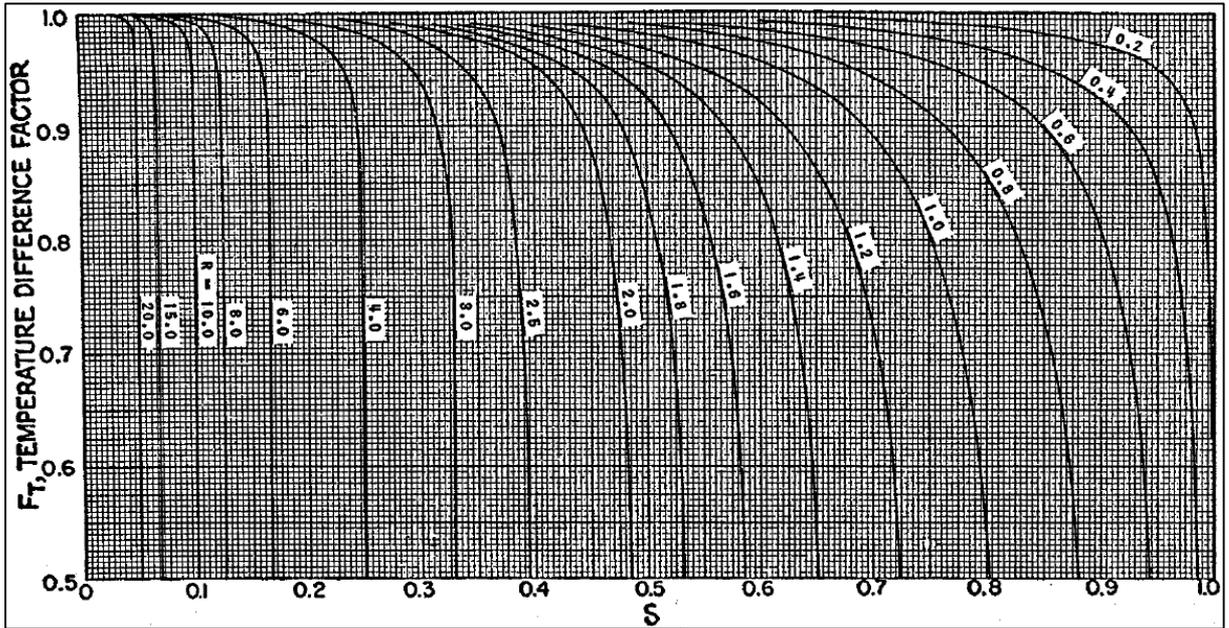
Fonte: (KERN, 1982).

Figura 47 - Fator de correção para tocadores 2-4.



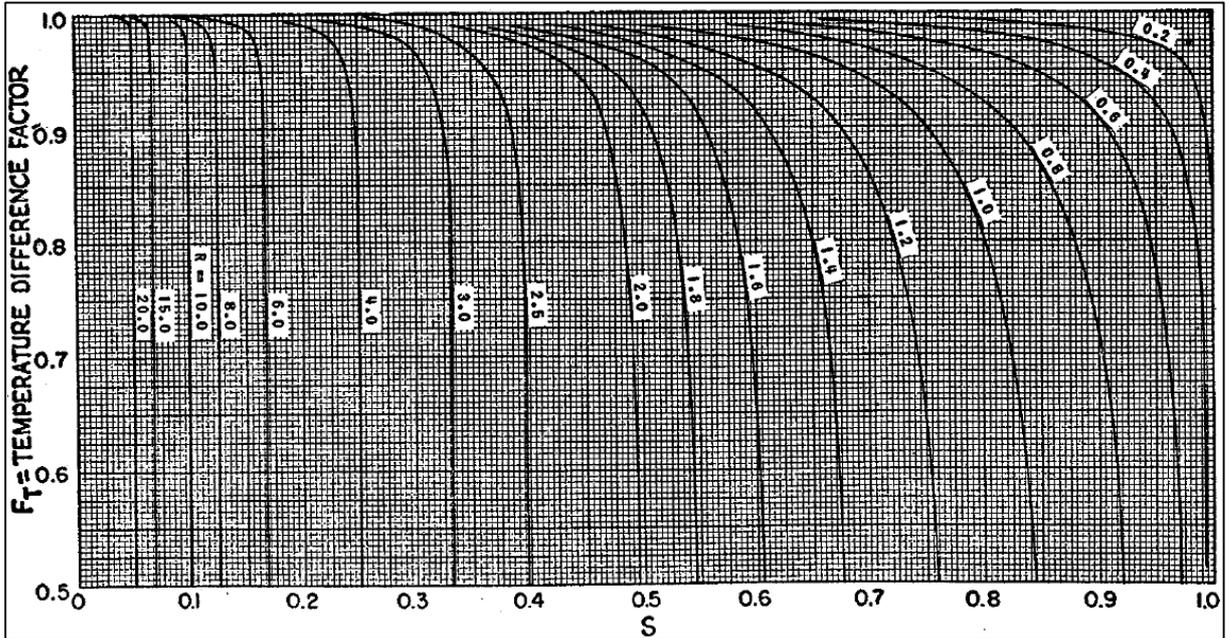
Fonte: (KERN, 1982).

Figura 48 - Fator de correção para tocadores 3-6.



Fonte: (KERN, 1982).

Figura 49 - Fator de correção para tocadores 4-8.



Fonte: (KERN, 1982).

Os valores de coeficiente global de transferência de calor, U , utilizados para os cálculos das áreas, foram baseados nos valores médios apresentado na Tabela 153.

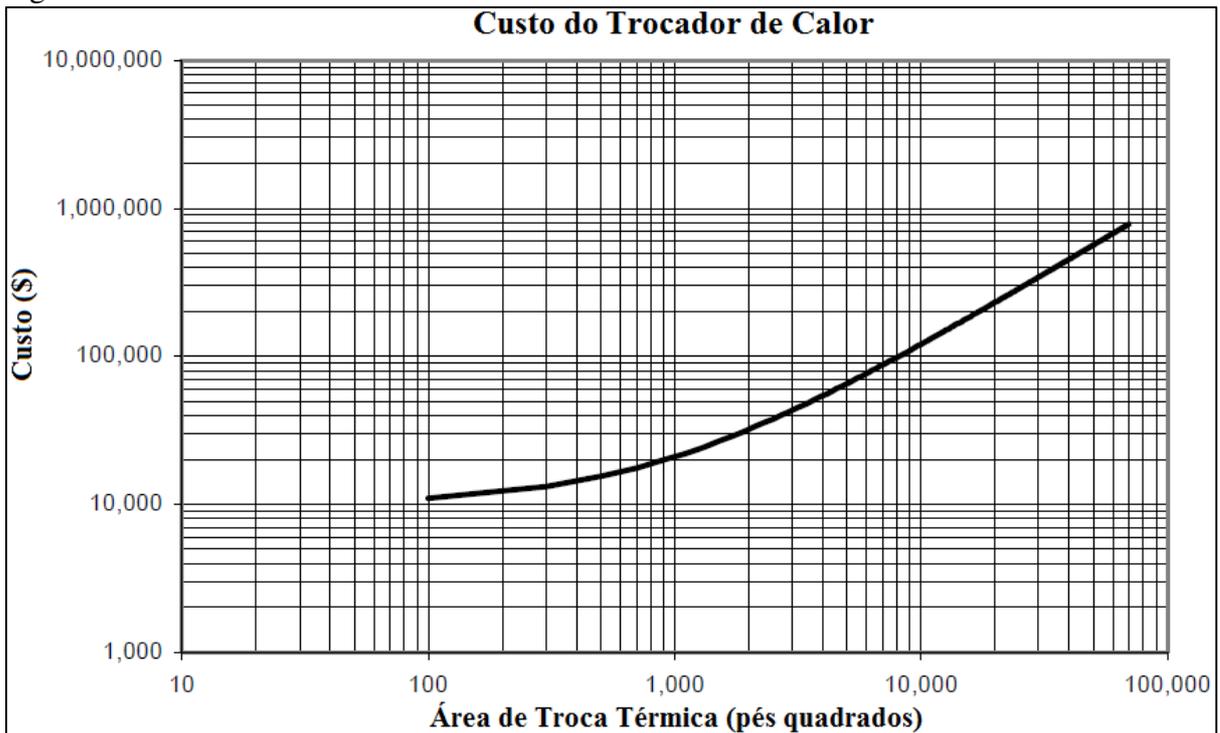
Tabela 153 - Valores aproximados de coeficientes globais de transferência de calor.

Situação Física	U (W/m ² . °C)
Trocador de Calor Gás - Gás	10 - 40
Trocador de Calor Água - Ar	25 - 55
Trocador de Calor Água - Fluido Orgânico	50 - 125
Trocador de Calor Água - Soluções Aquosas	250 - 500
Trocador de Calor Gás - Água	2 - 50

Fonte: Adaptado de (KERN, 1982) e (HOLMAN, 1983).

Os custos dos trocadores de calor foram estimados utilizando o gráfico da Figura 50.

Figura 50 - Custo de trocadores de calor.

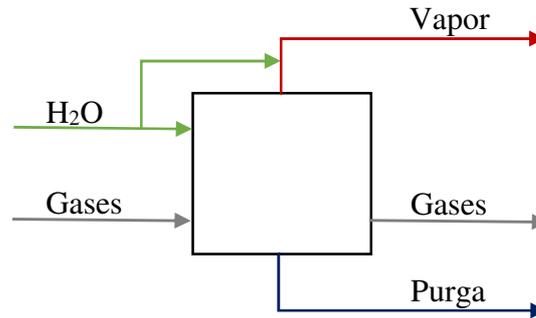


Fonte: Adaptado de (LOH; LYONS; WHITE, 2002).

Reator / Caldeira de Recuperação

As caldeiras de recuperação utilizadas nas plantas de ácido nítrico, são um híbrido de reator com uma caldeira de recuperação de calor que aproveita o calor gerado pela reação química entre a amônia e o oxigênio para a produção de vapor d'água para a planta, conforme Figura 51.

Figura 51 - Figura esquemática do volume de controle da caldeira de recuperação de calor.



Fonte: Elaborado pelo autor.

Para realizar o balanço de energia da caldeira de recuperação foi utilizado a Equação (25).

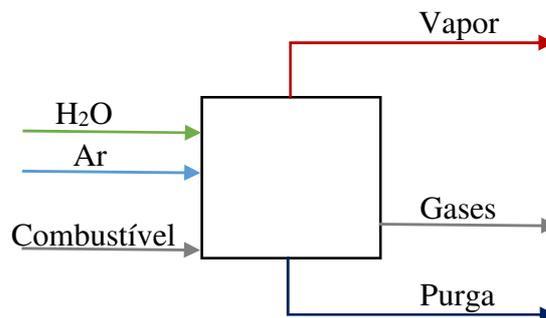
Balanço de Energia

$$\dot{m}_{H_2O} \cdot H_{H_2O} + \dot{m}_{gases} \cdot c_{pgases} \cdot \Delta T_{gases} + \dot{m}_{gases} \cdot H_{reação} = \dot{m}_{vapor} \cdot H_{vapor} + \dot{m}_{purga} \cdot H_{purga} + \dot{m}_{gases} \cdot c_{pgases} \cdot \Delta T_{gases} + \text{Perdas} \quad (25)$$

Caldeira a gás natural

A caldeira, utilizada para os cálculos do custo do vapor, utiliza como combustível gás natural que queima no interior da caldeira com ar atmosférico, conforme figura a seguir:

Figura 52 - Figura esquemática do volume de controle da caldeira a gás natural.



Fonte: Elaborado pelo autor.

Para realizar o balanço de energia da caldeira foi utilizado a Equação (26).

Balanço de Energia

$$\begin{aligned} \dot{m}_{H_2O} \cdot H_{H_2O} + \dot{m}_{combustível} \cdot (PCI + c_{pcombustível} \cdot \Delta T_{combustível}) + \\ \dot{m}_{ar} \cdot c_{ar} \cdot \Delta T_{ar} = \dot{m}_{vapor} \cdot H_{vapor} + \dot{m}_{purga} \cdot H_{purga} + \\ \dot{m}_{gases} \cdot c_{pgases} \cdot \Delta T_{gases} + \text{Perdas} \end{aligned} \quad (26)$$

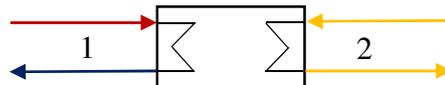
A eficiência da caldeira é dada pela Equação (27)

$$\eta = \frac{Q_{útil}}{Q_{total}} = \frac{Q_{útil}}{\dot{m}_{combustível} \cdot (PCI + c_{pcombustível} \cdot \Delta T_{combustível})} \quad (27)$$

Reaquecedor

Para o cálculo dos reaquecedores, foi considerado que o condensado que retorna para o tanque de condensado não possui título. O balanço de energia foi realizado conforme a conforme a Figura 53 e Equação (28).

Figura 53 - Figura esquemática do volume de controle dos reaquecedores.



Fonte: Elaborado pelo autor.

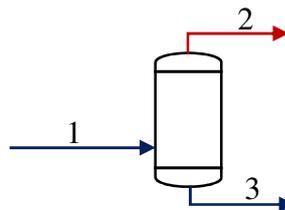
Balanco de Energia

$$\dot{m}_1 \cdot \Delta H_1 = \dot{m}_2 \cdot \Delta H_2 \quad (28)$$

Vaso Flash

Os vasos flash recebem apenas um único componente, condensado de vapor. O balanço de energia foi realizado conforme a conforme a Figura 54 Equação (29).

Figura 54 - Figura esquemática do volume de controle do vaso flash.



Fonte: Elaborado pelo autor.

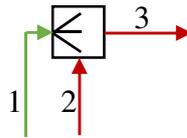
Balanco de Energia

$$\dot{m}_1 \cdot H_1 = \dot{m}_2 \cdot H_2 + \dot{m}_3 \cdot H_3 \quad (29)$$

Dessuperaquecedor

O dessuperaquecedor de vapor consiste na injeção de água na corrente de vapor para rebaixamento da temperatura. O balanço de energia foi realizado conforme a conforme a Figura 39 e Equação (30).

Figura 55 - Figura esquemática do volume de controle dos dessuperaquecedores.



Fonte: Elaborado pelo autor.

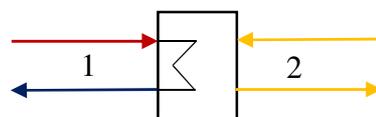
Balanço de Energia

$$\dot{m}_1 \cdot H_1 + \dot{m}_2 \cdot H_2 = \dot{m}_3 \cdot H_3 \quad (30)$$

Tanque com serpentina

Para o cálculo do aquecimento de soluções em tanques com serpentinas foi considerado que os tanques perdem calor por radiação e por convecção conforme a Figura 40 e Equação (31).

Figura 56 - Figura esquemática do volume de controle dos reaquecedores.



Fonte: Elaborado pelo autor.

Balanço de Energia

$$\dot{m}_1 \cdot \Delta H_1 = \dot{m}_2 \cdot \Delta H_2 + \text{Perdas} \quad (31)$$

Foram consideradas as perdas convectivas e por radiação nos tanques de acordo com as Equações (32), (33), (34), (35) considerando para o ar os valores de Pr de 0,71, k de 0,0265 W/m.K e μ de $1,66 \cdot 10^{-5}$ m²/s (KREITH).

Para os cálculos foram consideradas as perdas pela lateral do tanque, considerando um cilindro com escoamento cruzado (Equação 34), e perda pelo topo considerando placa plana (Equação 35), utilizando velocidade do ar de 5 m/s.

Para os cálculos para as perdas por radiação foi considerado o valor de emissividade de 0,074 (HOLLMAN) e constante de Stefan-Boltzmann de $5,67 \times 10^{-8} \text{ W/m}^2 \cdot \text{k}^4$.

$$\dot{Q}_h = h \cdot A \cdot \Delta T \quad (32)$$

$$h = \frac{Nu \cdot k}{D} \quad (33)$$

$$Nu = 0,3 + \frac{0,62 \cdot Re_D^{1/2} \cdot Pr^{1/3}}{\left(1 + \left(\frac{0,4}{Pr}\right)^{1/4}\right)} \cdot \left(1 + \left(\frac{Re_D}{282000}\right)^{5/8}\right)^{4/5} \quad (34)$$

$$Nu = Pr^{1/3} \cdot (0,037 \cdot Re^{0,8} - 850) \quad (35)$$

$$\dot{Q}_r = \varepsilon \cdot A \cdot \sigma \cdot (T_p^4 - T_a^4) \quad (36)$$

Análise Econômica

Custo do vapor

A partir do consumo mensal de gás e através da Tabela 143 foi possível calcular o gasto mensal com gás natural através da Equação (37):

$$\text{Custo Mensal} = \text{Valor Fixo} + \text{Valor variável} \cdot \text{Consumo Mensal} \quad (37)$$

Dividindo o custo mensal pela produção mensal de vapor obtém-se o preço do vapor sem impostos conforme Equação (38):

$$\text{Custo do vapor (s/imposto)} = \frac{\text{Custo mensal do gás natural}}{\text{Consumo mensal de vapor}} \quad (38)$$

O custo de operação e manutenção foi calculado como 5% do valor do preço do vapor sem imposto.

O valor dos impostos foi calculado de acordo com a Equação (39).

$$\text{Preço do vapor (com imposto)} = \frac{\text{Preço do vapor (sem imposto)}}{(1-(PIS+COFINS+ICMS))} \quad (39)$$

O custo final do vapor, em reais por tonelada, foi calculado somando o preço do vapor com imposto mais o custo de operação e manutenção.

Custo da água de resfriamento

Para o cálculo do custo de bombeamento de água de resfriamento foi utilizado o valor do custo médio de energia elétrica para segmento industrial de acordo com os valores do Anuário Estatístico de Energia Elétrica de 2016 do Ministério de Minas e Energia e da Empresa de Pesquisa Energética (EPE, 2016). O valor informado não considera os impostos e os mesmos foram calculados com os valores informados pelo site da CPFL de acordo a Equação (40):

$$\text{Preço da E.E. (com imposto)} = \frac{\text{Preço da E.E. (sem imposto)}}{(1-(PIS+COFINS+ICMS))} \quad (40)$$

Com o valor da energia elétrica foram adotados uma eficiência das bombas de 70% e do motor de 90% e altura manométrica total de 30 m.c.a., com esta informações foi calculado a potência da bomba para uma condição base qualquer para determinação da potência da bomba em função da vazão bombeada de acordo com a Equação (41):

$$P = \frac{\gamma \cdot Q \cdot \Delta H}{75 \cdot \eta_{bomba} \cdot \eta_{motor}} \quad (41)$$

Em que:

P é potência motriz em cv

γ é peso específico em kgf/m³;

Q é a vazão em m³/s;

ΔH é a altura manométrica em m.c.f.;

η_{bomba} é a eficiência da bomba;

η_{motor} é a eficiência do motor.

Com a potência da motriz, em watts, multiplica-se pelo número de horas de operação para determinar o consumo de energia, neste caso 8.000 horas de operação.

$$\text{Consumo Anual de E.E.} = P \cdot HO \quad (42)$$

Em que, HO é horas de operação no ano.

Multiplicando o consumo anual em MW.h, pelo preço da energia elétrica em R\$/MW.h, obtém-se o custo de bombeamento de acordo com Equação (43).

$$\text{Custo de Bombeamento} = \text{Consumo Anual de E.E.} \cdot \text{Preço da E.E.} \quad (43)$$

Dividindo-se o custo de bombeamento pelo volume bombeado no período obtém-se o custo específico de bombeamento ou neste caso o custo em R\$/m³ de água de resfriamento de acordo com Equação (44):

$$\text{Custo da água de resfriamento} = \frac{\text{Custo de Bombeamento}}{\text{Volume Bombeado}} \quad (44)$$

Economia Anual

Os valores de economia para o vapor e água de resfriamento foram calculados de acordo com a Equação (45):

$$\text{Economia anual} = \text{Custo da Utilidade} \cdot \text{Vazão Reduzida da Utilidade} \cdot HO \quad (45)$$

Viabilidade Econômica

Os cálculos de VPL, TIR e payback descontado para a análise de viabilidade econômica, foram calculados de acordo com as Equações (9), (10) e (12) respectivamente.

ANEXO A – Cotação

ESPECIFICAÇÃO & DADOS TECNICOS

2 - CONDIÇÕES COMERCIAIS

2.1 – Preços:

Item	Descrição dos Equipamentos	Preço	
1	MICRO 807 Economizador MICRO 808 Evaporador MICRO 812 Evaporador (já incluso custo para provisão de start up)	R\$	R\$ 668.343,37
Total Geral do Fornecimento:		R\$	R\$ 668.343,37

2.2 - Previsão / Local de Entrega:

- 120 Dias corridos sem imprevistos em nossa Fábrica, a contar da data de recebimento do Pedido de Compras assinado e do pagamento da primeira parcela (Sinal), confirmado pela Alfa Laval Aalborg.
- FCA fábrica da Alfa Laval Aalborg em Petrópolis-RJ, ficando o transporte com seguro e descarga na base sob a responsabilidade de Vsas.

2.3- Condições de Pagamento:

- Modalidade via Recursos Próprios:
 - A ser acordado;
- Via FINAME:

2.4 - Impostos conforme a legislação em vigor:

- ICMS – 8,8%;
- PIS – 1,65%;
- COFINS – 7,6%;
- IPI – 0%.

2.5 - Validade desta Proposta:

- Até 30 dias a partir da data de emissão desta, findos os quais a mesma ficará sujeita à confirmação.

2.6 - Garantia:

- O período de garantia assumido pela Alfa Laval Aalborg será de 12 (doze) meses após o início de operação ou 18 (dezoito) meses após o aviso de pronto para embarque do produto prevalecendo a que ocorrer primeiro;

3 – OBSERVAÇÕES:

3.1 – Controle da qualidade:

A caldeira ofertada é integralmente projetada, fabricada e inspecionada conforme as prescrições do código ASME. Suas soldas longitudinais e transversais são 100% inspecionadas por ensaio radiográfico, o que assegura à qualidade final do produto, sua longa vida útil e, principalmente, a segurança operacional do equipamento fornecido pela Alfa Laval Aalborg. Todos os registros gerados durante a fabricação serão mantidos em nosso sistema de Controle da Qualidade.

3.2 – Documentos a serem fornecidos:

- Desenho de conjunto, fundações e cargas da Caldeira;
- Fluxograma de engenharia;