

**UNIFEI – UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ**  
**IEM – INSTITUTO DE ENGENHARIA MECÂNICA**  
**CURSO DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA MECÂNICA**

**DISSERTAÇÃO DE MESTRADO**

**Análise Termodinâmica de Alternativas Tecnológicas para o  
Acréscimo da Geração de Eletricidade no Setor Sucroalcooleiro  
Brasileiro**

**Autor:** José Eduardo Loureiro da Costa

**Orientador:** Electo Eduardo Silva Lora

**Co-orientador:** José Carlos Escobar Palacio

**Itajubá**  
**Outubro de 2017**

## **DEDICATÓRIA**

Dedico este trabalho ao meu Deus, meus amigos, minha namorada e à minha querida família.

## AGRADECIMENTOS

Este trabalho não poderia ser terminado sem a ajuda de diversas pessoas às quais presto minha homenagem:

Aos meus pais e meu irmão pelo incentivo, paciência e conselhos dados ao longo da minha vida e, sobretudo, pela estrutura de qualidade proporcionada.

Ao meu orientador, Electo Eduardo Silva Lora; e ao meu co-orientador, José Carlos Escobar Palacio; pela oportunidade, confiança e paciência em mim depositadas e a pela grande amizade construída por meio desse trabalho.

A minha namorada Judith Barbosa Vander Velden Kioki, pela paciência, compreensão e ajuda, não só nos momentos de dificuldade, como também nos momentos cruciais do trabalho.

Aos meus amigos e colegas de trabalho, pelo auxílio e valiosas contribuições e sugestões dadas no trabalho, em especial: Juarez Correa Furtado, Luiz Gustavo Pieve Nunes, Eric Thomas, Arnaldo Martin Martinez Reyes e Matheus Rocha.

A todos que aqui não foram citados, mas que ajudaram de forma direta ou indireta na conclusão deste trabalho.

A todo o NEST que me forneceu toda a estrutura e suporte técnico.

A CAPES, pela ajuda financeira, sem a qual, este trabalho não seria concluído.

*Quando um homem planta árvores sob cuja a sombra sabe que nunca haverá de sentar-se,  
começou então a entender o sentido da vida.*

## RESUMO

Para os próximos anos, a colheita mecanizada de cana será predominante no Brasil. Ao mesmo tempo, a produtividade da cana-de-açúcar por hectare está crescendo ano a ano, aumentando as quantidades disponíveis de bagaço e palha. A necessidade em diversificar a matriz energética brasileira com outras fontes renováveis vem de encontro a isso, exigindo o uso de tecnologias que maximizem o excedente de eletricidade produzido.

Nos últimos leilões de energia, predominaram as usinas com plantas de cogeração moderna (com a produção de vapor de elevado nível entálpico e moendas eletrificadas). Uma possível alternativa é a utilização conjunta de uma planta de cogeração moderna e de planta uma planta BIG-GTCC (com gaseificadores de leito arrastado) para a produção conjunta de vapor e eletricidade. A tecnologia associada a plantas BIG-GTCC, no entanto, ainda não está comercialmente disponível. O presente trabalho tem objetivo comparar estas alternativas com usinas que utilizam planta de cogeração tradicional (turbinas de contrapressão e moendas acionadas por turbinas a vapor) através de uma análise termodinâmica, que visa obter indicadores de desempenho baseados na primeira e segunda lei da termodinâmica para diferentes estudos de caso envolvendo a combinação de destilarias anexas e autônomas com consumos de vapor e eletricidade otimizados. Mediante a utilização de balanços de energia e massa com a adoção de dados de trabalhos experimentais validados e simulação no software Gatecycle 6.1.2 determinam-se o índice de eletricidade excedente e a eficiência exergetica para todos os estudos de caso.

As melhores eficiências exergeticas foram apresentadas pelos casos com planta de cogeração tradicional, com valores de 52,01% e 51,02% para os casos com destilaria anexa e autônoma, respectivamente. Os correspondentes índices de eletricidade excedente para estes casos são de 15,70 e 16,01 [kWh/t<sub>cana</sub>], valores muito baixos comparados aos casos com os 186,32 e 175,56 [kWh/t<sub>cana</sub>] das plantas de cogeração modernas, o que mostra que estas, apesar de menos eficientes, produzem maiores excedentes de eletricidade para comercialização. Constatou-se que a adição de plantas BIG-GTCC, com a atual tecnologia disponível, não se mostra uma alternativa viável para a maximização de excedentes de eletricidade, devido à proximidade dos indicadores apresentados para os casos com planta de cogeração moderna. Casos de plantas BIG-GTCC com pré-tratamento com torrefação e pirólise rápida foram estudados, sendo a torrefação uma tecnologia mais viável para possível direcionamento futuro.

**Palavras-chave:** bagaço de cana, leito arrastado, pirólise, torrefação, gaseificação.

## ABSTRACT

For the next few years, the mechanized harvest of sugarcane will be predominant in Brazil. At the same time, sugarcane productivity per hectare is increasing year by year, increasing the available amounts of bagasse and straw. The need to diversify the Brazilian energy matrix with other renewable sources comes against this, requiring the use of technologies that maximize the surplus of electricity produced.

In the last auctions of energy, plants with modern cogeneration plants (with the production of high enthalpy vapor and electrified mills) predominated. A possible alternative is the joint use of a modern cogeneration plant and a BIG-GTCC plant (with entrained bed gasifiers) for the joint production of steam and electricity. The technology associated with BIG-GTCC plants, however, is not yet commercially available. The present work aims to compare these alternatives with plants that use traditional cogeneration plant (backpressure turbines and steam turbine driven mills) through a thermodynamic analysis, which aims to obtain performance indicators based on the first and second law of thermodynamics for different case studies involving the combination of adjoining and autonomous distilleries with optimized steam and electricity consumption. By using energy and mass balances with the adoption of validated experimental work data and simulation in the Gatecycle software 6.1.2 the excess electricity index and the exergetic efficiency are determined for all the case studies.

The best exergetic efficiencies were presented by the cases with traditional cogeneration plant, with values of 52.01% and 51.02% for the cases with attached and autonomous distilleries, respectively. The corresponding excess electricity rates for these cases are 15,70 and 16,01 [kWh/t<sub>cane</sub>], very low values compared to the cases with the 186,32 and 175,56 [kWh/t<sub>cane</sub>] of the modern cogeneration plants, which shows that these, although less efficient, produce greater surpluses of electricity for commercialization. It is observed that the addition of BIG-GTCC plants, with the current available technology, is not a viable alternative for the maximization of electricity surpluses due to the proximity of the indicators presented for the cases with modern cogeneration plant. Cases of BIG-GTCC plants with pretreatment with roasting and rapid pyrolysis were studied, with roasting being a more viable technology for possible future direction.

**Keywords:** sugarcane bagasse, entrained flow, pyrolysis, roasting, gasification.

## LISTA DE FIGURAS

Figura 2.1: Esquema de um sistema de cogeração de contrapressão sem a produção de excedentes de eletricidade. ....	27
Figura 2.2: Esquema de um sistema de cogeração de contrapressão voltado para a produção de excedentes de eletricidade. ....	29
Figura 2.3: Esquema de um sistema de cogeração <i>topping</i> de condensação/extração com moendas 100% eletrificadas. ....	32
Figura 2.4: Evolução da potência elétrica instalada de cogeração no setor canavieiro brasileiro .....	33
Figura 2.5: Esquema de funcionamento de um gaseificador de leito arrastado .....	36
Figura 2.6: Esquema do funcionamento de um sistema IGCC.....	41
Figura 2.7: Distribuição mundial das plantas de gaseificação.....	44
Figura 2.8: Produção mundial de gás pobre por matéria-prima utilizada .....	45
Figura 2.9: Distribuição mundial dos produtos obtidos em plantas de gaseificação.....	46
Figura 2.10: Lascas originais de madeira de pinho (A) e os correspondentes materiais torrefados. Marrom Claro (B) T=260 [°C]; t=25 min. Marrom Escuro (C) T=310 [°C]; t=8 min. Preto (D) T=310 [°C]; t=25 min.....	54
Figura 3.1: Diagrama qualitativo referente às transformações mássicas nos estudos de caso COG-AUT e COG-ANEX.....	59
Figura 3.2: Diagrama qualitativo referente às transformações mássicas nos estudos de caso com pré-tratamento por torrefação e pirólise rápida. ....	61
Figura 3.3: Diagrama qualitativo referente às transformações mássicas nos estudos de caso REF-AUT e REF-ANEX.....	62
Figura 4.1: Rotas de separação entre a palha e a cana picada. ....	68
Figura 4.2: Balanço mássico e energético da colheita mecanizada da cana crua. ....	69
Figura 4.3: Balanço mássico e energético da etapa de preparo e moagem .....	74
Figura 4.4: Diagrama esquemático do balanço mássico da unidade de processamento do caldo em destilarias autônomas.....	75

Figura 4.5: Esquema do balanço mássico e energético associados às transformações mássicas ocorridas na unidade de processamento do caldo em destilaria autônoma. ....	76
Figura 4.6: Diagrama esquemático da unidade de processamento do caldo em destilarias anexas .....	78
Figura 4.7: Esquema do balanço mássico e energético associados às transformações mássicas ocorridas na unidade de processamento do caldo em destilaria anexa.....	80
Figura 4.8: Esquema de funcionamento de secador de tambor rotativo direto .....	84
Figura 4.9: Balanço mássico e energético da secagem do bagaço destinado a pirólise rápida.	88
Figura 4.10: Balanço mássico e energético da secagem do bagaço destinado à torrefação. ....	88
Figura 4.11: Funcionamento de um pirolisador de leito fluidizado borbulhante. ....	92
Figura 4.12: Balanço mássico e energético da unidade de pirólise. ....	97
Figura 4.13: Balanço mássico e energético da torrefação. ....	101
Figura 4.14: Esquema de funcionamento de uma unidade de separação de ar criogênica genérica com a produção conjunta de produtos líquidos e gasosos. ....	103
Figura 4.15: Balanço mássico e energético da unidade criogênica utilizada nos casos que envolvem a torrefação. ....	106
Figura 4.16: Balanço mássico e energético da unidade criogênica utilizada nos casos que envolvem a pirólise rápida.....	108
Figura 4.17: Correspondência entre a relação $\alpha$ e a temperatura de fusão para amostras distintas de bagaço de cana.....	110
Figura 4.18: Balanço de massa e energia na gaseificação em leito arrastado do óleo pirolítico. ....	113
Figura 4.19: Balanço de massa e energia na gaseificação em leito arrastado do bagaço torrefado.....	114
Figura 5.1: Aspecto da planta estudada no caso REF-AUT.....	122
Figura 5.2: Diagrama de Sankey para o Caso REF-AUT. ....	124
Figura 5.3: Distribuição da exergia destruída na planta de cogeração do caso REF-AUT. ....	127
Figura 5.4: Distribuição da exergia destruída na planta do caso REF-AUT. ....	128
Figura 5.6: Distribuição percentual da exergia dos produtos no caso REF-AUT. ....	130
Figura 5.7: Aspecto da planta simulada no caso REF-ANEX.....	132
Figura 5.8: Diagrama de Sankey para o Caso REF-ANEX.....	134



Figura 5.9: Distribuição da exergia destruída na planta de cogeração do caso REF-ANEX.	138
Figura 5.10: Distribuição da exergia destruída na planta do caso REF-ANEX. ....	139
Figura 5.12: Distribuição percentual da exergia dos produtos no caso REF-ANEX. ....	141
Figura 5.13: Aspecto da planta estudada no caso COG-AUT. ....	142
Figura 5.14: Diagrama de Sankey para o Caso COG-AUT. ....	144
Figura 5.15: Distribuição da exergia destruída na planta de cogeração do caso COG-AUT.	149
Figura 5.16: Distribuição da exergia destruída na planta do caso COG-AUT. ....	150
Figura 5.18: Distribuição percentual da exergia dos produtos para o caso COG-AUT. ....	153
Figura 5.19: Aspecto da planta simulada no caso COG-ANEX. ....	154
Figura 5.20: Diagrama de Sankey para o Caso COG-ANEX. ....	156
Figura 5.21: Distribuição da exergia destruída na planta de cogeração do caso COG-ANEX. .....	161
Figura 5.22: Distribuição da exergia destruída na planta do caso COG-ANEX. ....	162
Figura 5.24: Distribuição percentual da exergia dos produtos para o caso COG-ANEX. ....	164
Figura 5.25: Aspecto da planta estudada no caso BIGCC-PIR (AUT). ....	166
Figura 5.26: Diagrama de Sankey para o caso BIGCC-PIR (AUT). ....	169
Figura 5.27: Distribuição percentual da exergia destruída no aproveitamento da palha e do bagaço na planta do caso BIGCC-PIR (AUT). ....	175
Figura 5.28: Distribuição da exergia destruída para o caso BIGCC-PIR (AUT). ....	176
Figura 5.30: Distribuição percentual da exergia dos produtos no caso BIGCC-PIR (AUT).	178
Figura 5.31: Aspecto da planta simulada no caso BIGCC-PIR (ANEX). ....	179
Figura 5.32: Diagrama de Sankey para o caso BIGCC-PIR (ANEX). ....	182
Figura 5.33: Distribuição percentual da exergia destruída no aproveitamento da palha e do bagaço na planta do caso PIR-ANEX. ....	189
Figura 5.34: Distribuição da exergia destruída para o caso BIGCC-PIR (ANEX). ....	190
Figura 5.36: Distribuição percentual da exergia dos produtos no caso BIGCC-PIR (ANEX). .....	192
Figura 5.37: Aspecto da planta simulada no caso BIGCC-TOR (AUT). ....	193
Figura 5.38: Diagrama de Sankey para o caso BIGCC-TOR (AUT). ....	196

Figura 5.39: Distribuição percentual da exergia destruída no aproveitamento da palha e do bagaço na planta do caso BIGCC-TOR (AUT).....	201
Figura 5.40: Distribuição da exergia destruída para o caso BIGCC-TOR (AUT). .....	202
Figura 5.42: Distribuição da exergia disponível entre os produtos, ao final do processo. ....	204
Figura 5.43: Aspecto da planta simulada no caso BIGCC-TOR (ANEX). .....	205
Figura 5.44: Diagrama de Sankey para o caso BIGCC-TOR (ANEX). .....	208
Figura 5.45: Distribuição percentual da exergia destruída no aproveitamento da palha e do bagaço na planta do caso BIGCC-TOR (ANEX). .....	213
Figura 5.46: Distribuição da exergia destruída para o caso BIGCC-TOR (ANEX). .....	214
Figura 5.48: Distribuição da exergia disponível entre os produtos, ao final do processo. ....	216
Figura 5.49: Quadro comparativo entre as eficiências globais dos estudos de caso. ....	217
Figura 5.50: Quadro comparativo entre os índices de eletricidade excedente em [kWh/t <sub>cana</sub> ]. .....	217
Figura 5.51: Quadro comparativo entre as eficiências globais no aproveitamento da cana-de-açúcar. ....	219
Figura 5.52: Quadro comparativo entre as eficiências exergéticas dos estudos de caso. ....	220

## LISTA DE TABELAS

Tabela 2.1: Plantas BIG-GTCC que já estiveram em fase de operação ou planejamento .....	42
Tabela 2.2: Dados com respeito a produção mundial de gás pobre. ....	44
Tabela 2.3: Quadro comparativo das composições elementares e PCI de diferentes tipos de carvão mineral, turfa e bagaço torrefado com as condições especificadas .....	55
Tabela 3.1: Estudos de caso Propostos. ....	63
Tabela 3.2: Estado-referência adotado para a análise exergética. ....	65
Tabela 4.1: Exergia química da palha disponibilizada à usina. ....	71
Tabela 4.2: Cálculo do PCI do bagaço. ....	73
Tabela 4.3: Cálculo da exergia química específica do bagaço. ....	73
Tabela 4.4: Valores adotados para o balanço mássico e energético nas destilarias autônomas dos estudos de caso. ....	76
Tabela 4.5: Valores adotados para as exergias químicas específicas dos insumos e produtos associados às destilarias anexas e autônomas estudadas. ....	81
Tabela 4.6: Parâmetros considerados para a caldeira de cogeração nos estudos de caso. ....	82
Tabela 4.7: Condições estabelecidas para o processo de secagem do bagaço nos casos com pré-tratamento por torrefação e pirólise rápida. ....	86
Tabela 4.8: Composições mássica e molar dos gases provenientes da caldeira de cogeração. ....	87
Tabela 4.9: Exergias química e física específicas dos gases de combustão da caldeira de cogeração, para os estudos de caso com planta BIG-GTCC. ....	90
Tabela 4.10: Dados para a obtenção da exergia química específica do bagaço a ser encaminhado para a pirólise e para a torrefação. ....	90
Tabela 4.11: Condições adotadas para a pirólise do bagaço .....	93
Tabela 4.12: Energia demanda na pirólise rápida de cada tonelada de bagaço. ....	94
Tabela 4.13: Energia retirada no resfriamento e condensação dos gases da pirólise, para cada tonelada de bagaço com 10% de umidade processada. ....	95
Tabela 4.14: Determinação da quantidade de água demandada pelo sistema de resfriamento dos gases da pirólise. ....	96
Tabela 4.15: Composição elementar adotada para o óleo pirolítico. ....	98

Tabela 4.16: Condições adotadas para a torrefação do bagaço de cana .....	99
Tabela 4.17: Energia demandada pelo processo de torrefação do bagaço de cana nas condições propostas.....	100
Tabela 4.18: Energia elétrica demandada para a moagem do bagaço nas condições requeridas para a gaseificação em leito arrastado .....	100
Tabela 4.19: Composição elementar adotada para o bagaço torrefado. ....	102
Tabela 4.20: Demais dados adotados para o cálculo da energia elétrica necessária para a compressão de cada tonelada/hora de oxigênio.....	105
Tabela 4.21: Composição das cinzas do bagaço de cana. ....	109
Tabela 4.22: Composições molares adotadas para o gás pobre nos estudos de caso com pirólise e com torrefação. ....	112
Tabela 4.23: Exergia específica do gás pobre ao sair do gaseificador. ....	114
Tabela 4.24: Considerações adotadas para o sistema de resfriamento do gás pobre.....	115
Tabela 4.25: Exergia específica do gás pobre ao sair do sistema de resfriamento, para os estudos de caso que envolvem a pirólise rápida e a torrefação. ....	116
Tabela 4.26: Demanda de energia térmica e eletricidade no processo Rectisol.....	116
Tabela 4.27: Composição do gás pobre após passagem pelo sistema de limpeza, para os casos com pirólise rápida e torrefação. ....	117
Tabela 4.28: Exergia específica do gás pobre ao sair do sistema de limpeza, para os estudos de caso que envolvem a pirólise rápida e a torrefação. ....	117
Tabela 4.29: Dados operacionais do modelo convencional de turbina GE MS6001FA. ....	119
Tabela 4.30: Demais considerações feitas para a simulação da planta BIG-GTCC no Gatecycle 6.1.2. ....	119
Tabela 4.31: Considerações adotadas para os casos de referência. ....	120
Tabela 4.32: Informações com respeito ao grupo gerador fornecidas ao software Gatecycle. ....	120
Tabela 5.1: Cálculo da eletricidade excedente no caso REF-AUT. ....	123
Tabela 5.2: Índices de desempenho da análise energética para o caso REF-AUT.....	125
Tabela 5.3: Insumos e produtos para o cálculo das perdas e irreversibilidades do processo produtivo no caso REF-AUT.....	125
Tabela 5.4: Balanço exergético do processo produtivo do caso REF-AUT.....	126

Tabela 5.5: Insumos e produtos para o cálculo das perdas e irreversibilidades da planta de cogeração do caso REF-AUT. ....	126
Tabela 5.6: Balanço de exergia na planta de cogeração do caso REF-AUT. ....	127
Tabela 5.7: Cálculo das eficiências exergéticas dos subsistemas que compõe a planta no caso REF-AUT. ....	129
Tabela 5.8: Cálculo da eletricidade excedente no caso REF-ANEX. ....	133
Tabela 5.9: Índices de desempenho da análise energética para o caso REF-ANEX. ....	135
Tabela 5.10: Insumos e produtos para o cálculo literal das perdas e irreversibilidades do processo produtivo no caso REF-ANEX. ....	136
Tabela 5.11: Balanço exergético do processo produtivo do caso REF-ANEX. ....	136
Tabela 5.12: Insumos e produtos para o cálculo das perdas e irreversibilidades da planta de cogeração do caso REF-ANEX. ....	137
Tabela 5.13: Balanço de exergia na planta de cogeração do caso REF-ANEX. ....	137
Tabela 5.14: Cálculo das eficiências exergéticas dos subsistemas que compõe a planta no caso REF-ANEX. ....	139
Tabela 5.15: Cálculo da eletricidade excedente no caso COG-AUT. ....	143
Tabela 5.16: Índices de desempenho da análise energética para o caso COG-AUT. ....	145
Tabela 5.17: Insumos e produtos para o cálculo das perdas e irreversibilidades do processo produtivo no caso COG-AUT. ....	146
Tabela 5.18: Balanço exergético do processo produtivo na destilaria autônoma do caso COG-AUT. ....	146
Tabela 5.19: Insumos e produtos para o cálculo das perdas e irreversibilidades da planta de cogeração do caso COG-AUT. ....	147
Tabela 5.20: Balanço de exergia na planta de cogeração do caso COG-AUT. ....	148
Tabela 5.21: Cálculo das eficiências exergéticas dos subsistemas que compõe a planta no caso COG-AUT. ....	151
Tabela 5.22: Cálculo da eletricidade excedente no caso COG-ANEX. ....	155
Tabela 5.23: Índices de desempenho da análise energética para o caso COG-ANEX. ....	157
Tabela 5.24: Insumos e produtos para o cálculo literal das perdas e irreversibilidades do processo produtivo no caso COG-ANEX. ....	158

Tabela 5.25: Balanço exergético do processo produtivo na destilaria autônoma do caso COG-ANEX. ....	158
Tabela 5.26: Insumos e produtos para o cálculo das perdas e irreversibilidades da planta de cogeração do caso COG-ANEX. ....	159
Tabela 5.27: Balanço de exergia na planta de cogeração do caso COG-ANEX. ....	160
Tabela 5.28: Cálculo das eficiências exergéticas dos subsistemas que compõe a planta no caso COG-ANEX. ....	162
Tabela 5.29: Cálculo da eletricidade excedente no caso BIGCC-PIR (AUT).....	167
Tabela 5.30: Índices de desempenho da análise energética para o caso BIGCC-PIR (AUT). ....	170
Tabela 5.31: Insumos e produtos para o cálculo literal das perdas e irreversibilidades do processo produtivo do caso BIGCC-PIR (AUT).....	170
Tabela 5.32: Balanço exergético do processo produtivo do caso BIGCC-PIR (AUT).....	171
Tabela 5.33: Insumos e produtos para o cálculo literal das perdas e irreversibilidades na planta de cogeração do caso BIGCC-PIR (AUT). ....	172
Tabela 5.34: Balanço de exergia na planta de cogeração do caso BIGCC-PIR (AUT). ....	172
Tabela 5.35: Insumos e produtos para o cálculo literal das perdas e irreversibilidades na planta BIG-GTCC do caso BIGCC-PIR (AUT).....	173
Tabela 5.36: Balanço de exergia na planta de cogeração do caso BIGCC-PIR (AUT). ....	174
Tabela 5.37: Cálculo das eficiências exergéticas dos subsistemas que compõe a planta no caso BIGCC-PIR (AUT). ....	176
Tabela 5.38: Cálculo da eletricidade excedente no caso BIGCC-PIR (ANEX).....	180
Tabela 5.39: Índices de desempenho da análise energética para o caso BIGCC-PIR (ANEX). ....	183
Tabela 5.40: Insumos e produtos para o cálculo das perdas e irreversibilidades do processo produtivo no caso BIGCC-PIR (ANEX).....	183
Tabela 5.41: Balanço exergético do processo produtivo na destilaria autônoma do caso BIGCC-PIR (ANEX).....	184
Tabela 5.42: Insumos e produtos para o cálculo das perdas e irreversibilidades da planta de cogeração do caso BIGCC-PIR (ANEX). ....	185
Tabela 5.43: Balanço de exergia na planta de cogeração do caso BIGCC-PIR (ANEX). ....	186

Tabela 5.44: Insumos e produtos para o cálculo literal das perdas e irreversibilidades na planta BIG-GTCC do caso BIGCC-PIR (ANEX).....	187
Tabela 5.45: Balanço de exergia na planta BIG-GTCC do caso BIGCC-PIR (ANEX). ....	188
Tabela 5.46: Cálculo das eficiências exergéticas dos subsistemas que compõe a planta no caso BIGCC-PIR (ANEX).....	191
Tabela 5.47: Cálculo da eletricidade excedente no caso BIGCC-TOR (AUT).....	194
Tabela 5.48: Índices de desempenho da análise energética para o caso BIGCC-TOR (AUT). .....	197
Tabela 5.49: Insumos e produtos para o cálculo literal das perdas e irreversibilidades do processo produtivo do caso BIGCC-TOR (AUT). ....	197
Tabela 5.50: Balanço exergético do processo produtivo do caso BIGCC-TOR (AUT). ....	197
Tabela 5.51: Insumos e produtos para o cálculo literal das perdas e irreversibilidades na planta de cogeração do caso BIGCC-TOR (AUT).....	198
Tabela 5.52: Balanço de exergia na planta de cogeração do caso BIGCC-TOR (AUT). ....	198
Tabela 5.53: Insumos e produtos para o cálculo das perdas e irreversibilidades na planta BIG-GTCC do caso BIGCC-TOR (AUT). ....	199
Tabela 5.54: Balanço de exergia na planta BIG-GTCC do caso BIGCC-TOR (AUT).....	200
Tabela 5.55: Cálculo das eficiências exergéticas dos subsistemas que compõe a planta no caso BIGCC-TOR (AUT).....	202
Tabela 5.56: Cálculo da eletricidade excedente no caso BIGCC-TOR (ANEX).....	206
Tabela 5.57: Índices de desempenho da análise energética para o caso BIGCC-TOR (ANEX). .....	209
Tabela 5.58: Insumos e produtos para o cálculo das perdas e irreversibilidades do processo produtivo no caso BIGCC-TOR (ANEX). ....	209
Tabela 5.59: Balanço exergético do processo produtivo na destilaria anexa do caso BIGCC-TOR (ANEX). ....	209
Tabela 5.60: Insumos e produtos para o cálculo das perdas e irreversibilidades da planta de cogeração do caso BIGCC-TOR (ANEX).....	210
Tabela 5.61: Balanço de exergia na planta de cogeração do caso BIGCC-TOR (ANEX).....	211
Tabela 5.62: Insumos e produtos para o cálculo das perdas e irreversibilidades na planta BIG-GTCC do caso BIGCC-TOR (ANEX). ....	211

Tabela 5.63: Balanço de exergia na planta de cogeração do caso BIGCC-TOR (ANEX).....	212
Tabela 5.64: Cálculo das eficiências exergéticas dos subsistemas que compõe a planta no caso BIGCC-TOR (ANEX).....	214



## LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

- IAA – Instituto do Açúcar e do Alcool;
- CGEE – Centro de Gestão e estudos estratégicos;
- PROÁLCOOL – Programa Nacional do Alcool;
- BNDES – Banco Nacional de Desenvolvimento Econômico e Social;
- FAT – Fundo de Amparo ao Trabalhador;
- ANEEL – Agência Nacional de Energia Elétrica;
- COGEN - Associação da Indústria de Cogeração de Energia;
- SIN – Sistema Interligado Nacional;
- EMBRAPA – Empresa Brasileira de Pesquisa Agropecuária;
- IEA – Instituto de Economia Agrícola;
- BIG-GTCC – *Biomass Integrated Gasification with Gas Turbine Combined Cycle*;
- PCI – Poder Calorífico Inferior;
- DOE – *U.S. Department of Energy*;
- NETL – *National Energy Technology Laboratory*;
- RSU – Resíduos Sólidos Urbanos;
- CGCU – *Cold Gas Clean Up*;
- HGCU – *Hot Gas Clean Up*;
- IGCC – *Integrated Gasification Combined Cycle*;
- EPE – Empresa de Pesquisa Energética;
- MME – Ministério de Minas e Energia;
- IPT – Instituto de Pesquisas Tecnológicas;
- PLANALSUCAR - Programa Nacional de Melhoramento da Cana-de-Açúcar;
- CTA – Centro Tecnológico da Aeronáutica;
- CPFL – Companhia Paulista de Força e Luz;
- PROINFA - Programa de Incentivo às Fontes Alternativas de Energia Elétrica;
- ETA – Estação de Tratamento de Água;
- CTC – Centro Tecnológico Canavieiro;

## SUMÁRIO

<b>CAPÍTULO 1 INTRODUÇÃO .....</b>	<b>24</b>
1.1 Objetivos.....	24
1.2 Justificativas .....	24
<b>CAPÍTULO 2 – REVISÃO BIBLIOGRÁFICA .....</b>	<b>26</b>
2.1 Evolução dos Sistemas de Cogeração do Setor Canavieiro .....	26
2.2 Aproveitamento do Bagaço em Sistemas BIG-GTCC .....	34
2.2.1 Aspectos Gerais da Gaseificação .....	34
2.2.2 Gaseificadores de Leito Arrastado .....	35
2.2.2.1 Exigência Quanto a Granulometria da Matéria-Prima .....	36
2.2.2.2 Exigência Quanto a Composição e Manuseio das Cinzas.....	37
2.2.2.3 Exigência Quanto a Umidade da Matéria-Prima.....	38
2.2.3 Sistemas de Limpeza do Gás Pobre .....	38
2.2.4 Plantas de Gaseificação .....	39
2.2.4.1 Plantas IGCC .....	40
2.2.4.2 Plantas BIG-GTCC.....	42
2.2.4.3 Status das Plantas de Gaseificação .....	43
2.2.5 Aspectos e Propriedades da Gaseificação dos Resíduos da Indústria Canavieira....	47
2.3 Preparo do Bagaço de Cana para a Gaseificação em Leito Arrastado .....	48
2.3.1 Pirólise Rápida .....	48
2.3.1.1 Características do Óleo Pirolítico .....	50
2.3.1.2 Status da Pirólise Rápida da Biomassa.....	51
2.3.1.3 Status da Utilização do Óleo Pirolítico na Gaseificação em Leito Arrastado ..	53
2.3.2 Torrefação .....	53
2.3.2.1 Características da Biomassa Torrefada.....	54
2.3.2.2 Status da Torrefação de Biomassa.....	56
2.3.2.3 Status da Utilização da Biomassa Torrefada na Gaseificação em Leito Arrastado .....	56

2.4 Conclusões Preliminares .....	56
<b>CAPÍTULO 3 – DEFINIÇÃO DOS ESTUDOS DE CASO E DESCRIÇÃO DA ANÁLISE TERMODINÂMICA .....</b>	<b>58</b>
3.1 Descrição dos Estudos de Caso com Sistema de Cogeração Moderno .....	59
3.2 Descrição dos Estudos de Caso com Sistema de Cogeração Moderno + Sistema BIG-GTCC .....	60
3.3 Descrição dos Estudos de Caso de Referência (Cogeração Tradicional) .....	61
3.4 Definição dos Estudos de Caso .....	62
3.5 Análise Termodinâmica.....	64
3.5.1 Análise Energética.....	64
3.5.2 Análise Exergética.....	65
3.6 Definição da Moagem das Usinas nos Estudos de Caso .....	66
<b>CAPÍTULO 4 – CONSIDERAÇÕES RELATIVAS AOS SUBPROCESSOS QUE INTEGRAM OS ESTUDOS DE CASO .....</b>	<b>67</b>
4.1 Considerações Adotadas na Colheita Mecanizada da Cana Crua .....	67
4.1.1 Adoção da Rota de Separação entre a Palha e a Cana Picada.....	68
4.1.2 Adoção da Porcentagem de Palha deixada no Canavial .....	68
4.1.3 Balanço Mássico e Energético .....	69
4.1.4 Determinação da Exergia Química Específica da Palha .....	69
4.2 Considerações Adotadas para o Processo Produtivo.....	71
4.2.1 Considerações Relativas à Unidade de Preparo e Moagem .....	72
4.2.1.1 Considerações Acerca das Características do Bagaço Obtido na Unidade de Preparo e Moagem.....	72
4.2.1.2 Balanço Mássico e Energético da Unidade de Preparo e Moagem.....	73
4.2.2 Considerações Relativas às Unidades de Processamento do Caldo nos Estudos de Caso com Destilaria Autônoma.....	74
4.2.2.1 Balanço Mássico e Energético.....	75
4.2.3 Considerações Relativas às Unidades de Processamento do Caldo nos Estudos de Caso com Destilaria Anexa.....	77
4.2.3.1 Balanço Mássico e Energético.....	79
4.2.4 Considerações para a Análise Exergética dos Processos Produtivos.....	80

4.3 Considerações Adotadas para as Plantas de Cogeração Modernas .....	82
4.4 Considerações Adotadas para os Casos com Plantas BIG-GTCC .....	82
4.4.1 Unidade de Secagem do Bagaço .....	83
4.4.1.1 Seleção do Tipo de Secador e Adoção das Condições do Processo de Secagem .....	84
4.4.1.2 Balanço Mássico e Energético.....	86
4.4.1.3 Considerações para a Análise Exergética.....	88
4.4.2 Considerações para os Estudos de Caso com Pirólise Rápida .....	91
4.4.2.1 Moagem e Peneiramento como Preparo para a Pirólise Rápida.....	91
4.4.2.2 Adoção das Condições da Pirólise.....	91
4.4.2.3 Energia Demandada pela Pirólise Rápida .....	93
4.4.2.4 Energia Retirada pelo Resfriamento dos Gases da Pirólise.....	94
4.4.2.5 Balanço de Massa e de Energia nos Casos que Envolvem a Pirólise do Bagaço de Cana .....	96
4.4.2.6 Considerações para a Análise Exergética.....	98
4.4.3 Considerações para os Estudos de Caso com Torrefação .....	99
4.4.3.1 Adoção das Condições da Torrefação .....	99
4.4.3.2 Energia Demandada pela Torrefação .....	99
4.4.3.3 Energia Demandada pela Moagem do Bagaço Torrefado.....	100
4.4.3.4 Balanço de Massa e de Energia .....	101
4.4.3.5 Considerações para a Análise Exergética.....	102
4.4.4 Considerações Adotadas para a Unidade de Separação de Ar .....	102
4.4.4.1 Considerações Acerca do Consumo de Oxigênio na Gaseificação .....	103
4.4.4.2 Consumo de Energia Elétrica da Unidade Criogênica .....	104
4.4.4.3 Balanço Mássico e Energético da Unidade Criogênica nos Casos com Torrefação.....	106
4.4.4.4 Balanço Mássico e Energético da Unidade Criogênica nos Casos com Pirólise .....	107
4.4.5 Considerações Adotadas para a Gaseificação .....	108

4.4.5.1	Considerações Acerca do Sistema de Alimentação do Gaseificador .....	108
4.4.5.2	Considerações Acerca da Temperatura de Gaseificação Adotada .....	108
4.4.5.3	Considerações Acerca da Composição Molar do Gás Pobre nos Estudos de Caso .....	111
4.4.5.4	Balço de Mássico e Energético na Gaseificação em Leito Arrastado .....	113
4.4.5.5	Considerações para a Análise Exergética .....	114
4.4.6	Parte do Sistema BIG-GTCC Simulada no Gatecycle .....	115
4.4.6.1	Considerações Adotadas para o Sistema de Resfriamento .....	115
4.4.6.2	Considerações Adotadas para o Sistema de Limpeza do Gás .....	116
4.4.6.3	Considerações Adotadas para o Grupo Gerador com Turbina a Gás .....	118
4.4.6.4	Demais Considerações Adotadas .....	119
4.5	Considerações para os Casos de Referência .....	119
4.6	Considerações Adotadas para os Grupos Geradores .....	120
<b>CAPÍTULO 5 ANÁLISE E DISCUSSÃO DOS RESULTADOS .....</b>		<b>121</b>
5.1	Caso REF-AUT (Destilaria Autônoma + Planta de Cogeração Tradicional) .....	121
5.1.1	Indicadores da Análise Energética .....	123
5.1.2	Análise Exergética .....	125
5.2	Caso REF-ANEX (Destilaria Anexa + Planta de Cogeração Tradicional) .....	131
5.2.1	Indicadores da Análise Energética .....	133
5.2.2	Análise Exergética .....	135
5.3	Caso COG-AUT (Destilaria Autônoma + Planta de Cogeração Moderna) .....	141
5.3.1	Indicadores da Análise Energética .....	143
5.3.2	Análise Exergética .....	146
5.4	Caso COG-ANEX (Destilaria Anexa + Planta de Cogeração Moderna) .....	153
5.4.1	Indicadores da Análise Energética .....	155
5.4.2	Análise Exergética .....	157
5.5	Caso BIGCC-PIR (AUT) (Destilaria Autônoma + Sistema de Cogeração Moderno + Sistema BIG-GTCC com Pirólise) .....	165
5.5.1	Indicadores da Análise Energética .....	168
5.5.2	Análise Exergética .....	170

5.6 Caso BIGCC-PIR (ANEX) (Destilaria Anexa + Sistema de Cogeração Moderno + Sistema BIG-GTCC com Pirólise) .....	178
5.6.1 Indicadores da Análise Energética .....	180
5.6.2 Análise Exergética.....	183
5.7 Caso BICC-TOR (AUT) (Destilaria Autônoma + Sistema de Cogeração Moderno + Sistema BIG-GTCC com Torrefação).....	192
5.7.1 Indicadores da Análise Energética .....	194
5.7.2 Análise Exergética.....	197
5.8 Caso BIGCC-TOR (ANEX) (Destilaria Anexa + Sistema de Cogeração Moderno + Sistema BIG-GTCC com Torrefação).....	204
5.8.1 Indicadores da Análise Energética .....	206
5.8.2 Análise Exergética.....	209
5.9 Discussão dos Resultados .....	216
5.9.1 Análise Energética.....	216
5.9.2 Análise Exergética.....	220
<b>CONCLUSÕES.....</b>	<b>223</b>
<b>REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS .....</b>	<b>227</b>
<b>ANEXOS .....</b>	<b>244</b>
ANEXO A – Cálculo das Propriedades da Cana.....	245
ANEXO B – Estimativa da Quantidade e Composição Molar dos Gases de Combustão Provenientes da Caldeira .....	247
ANEXO C – Estimativa da Máxima Quantidade de Energia Transferida por Parte dos Gases Provenientes da Caldeira para a Secagem do Bagaço.....	248
ANEXO D – Dados para a Análise Exergética do Caso REF-AUT .....	250
ANEXO E – Dados para a Análise Exergética do Caso REF-ANEX.....	251
ANEXO F – Dados para a Análise Exergética do Caso COG-AUT.....	252
ANEXO G – Dados para a Análise Exergética do Caso COG-ANEX .....	253
ANEXO H - Dados para a Análise Exergética do Caso BIGCC-PIR (AUT).....	255
ANEXO I – Dados para a Análise Exergética do Caso BIGCC-PIR (ANEX).....	257
ANEXO J - Dados para a Análise Exergética do Caso BIGCC-TOR (AUT).....	260
ANEXO K - Dados para a Análise Exergética do Caso BIGCC-TOR (ANEX) .....	262

# CAPÍTULO 1 INTRODUÇÃO

## 1.1 Objetivos

O objetivo central do presente trabalho é a realização de uma análise termodinâmica para verificar qual a melhor tecnologia a ser usada para a maximização da energia elétrica no setor canavieiro: sistemas de cogeração com altos parâmetros (pressões superiores a 100 [bar]) ou sistemas BIG-GTCC com gaseificadores de leito arrastado, tomando como referência na análise a opção convencional de sistemas de cogeração com 65 [bar]. Entre os objetivos específicos do trabalho estão:

- a) Revisão bibliográfica do estado atual dos sistemas de cogeração e dos sistemas BIG-GTCC com potencial para serem utilizados no setor canavieiro;
- b) Identificação dos principais parâmetros operacionais dos sistemas de cogeração e BIG-GTCC com potencial para serem utilizados no setor canavieiro;
- c) Definição de diferentes configurações de sistemas de cogeração e sistemas BIG-GTCC, concebendo os estudos de caso;
- d) Avaliação de diferentes indicadores de desempenho (baseados na primeira e segunda lei da termodinâmica) para avaliar as alternativas consideradas;
- e) Avaliação exergética das diferentes alternativas consideradas.

## 1.2 Justificativas

Nos últimos anos houve um notável aumento da quantidade de cana processada por parte usinas do setor canavieiro, conforme pode ser verificado nos Anuários Brasileiros da Cana-de-Açúcar divulgados entre 2012 e 2014 [1], [2], [3]. Segundo as referências citadas, o aumento da quantidade de cana processada, por sua vez, pode ser atribuído à maior produtividade de cana-de-açúcar por hectare.

Como consequência disso, maiores quantidades de bagaço e palha têm sido disponibilizadas como recurso energético para o setor a cada safra. A quantidade de palha

disponibilizada ao setor, em particular, tende a aumentar ainda mais nos próximos anos, à medida que as unidades produtivas aderirem à colheita mecanizada da cana crua. De fato, desde a década de 1960 a colheita mecanizada é praticada no Brasil – época na qual as primeiras colhedoras de cana foram importadas da Austrália [4]. Entretanto, foi apenas no final da década de 1980 que a colheita mecanizada passou a ser feita sem a prática da queimada dos canaviais – daí a denominação colheita mecanizada da cana crua. Isso se deu graças ao enrijecimento das leis ambientais que surgiram nessa época cujo objetivo era estabelecer limites à prática da queimada de canaviais, de modo a inibir os impactos sociais e ambientais por ela ocasionados, reportados em relatório da EMBRAPA [5].

Em 2002, o governo do Estado de São Paulo (responsável por pouco mais de 50% da produção de cana-de-açúcar no Brasil) enrijeceu ainda mais as leis ambientais voltadas para o setor, determinando prazos para a completa erradicação da queima da palha da cana-de-açúcar antes da colheita, por meio da Lei nº 11.241. Determinou-se que, para o ano de 2021, áreas plantadas superiores a 150 hectares e com declividade inferior a 12% deveriam estar totalmente mecanizadas. Para áreas plantadas inferiores a 150 hectares e com declividade superior a 12%, o prazo foi estendido por mais 10 anos (2031), tempo aparentemente necessário para que tecnologias pudessem ser criadas ou adaptadas para superar essa declividade, bem como atender as exigências da lei mencionada. Dados do IEA, de 2014, mostram que o setor canavieiro do Estado de São Paulo, em resposta a nova lei, já aderiu à prática da colheita mecanizada da cana crua em mais de 80% de seu território cultivável [6]. Para os próximos anos, outros estados produtores tendem a copiar o exemplo da legislação de São Paulo.

O crescente aumento da quantidade de biomassa residual no setor canavieiro vem de encontro com a necessidade em diversificar a matriz energética brasileira, ainda fortemente baseada no uso de hidrelétricas e combustíveis fósseis, fato que a deixaria menos vulnerável a variações de índices pluviométricos e oscilações dos preços do petróleo e do gás natural [7].

Esses fatores fazem que estudos voltados para a maximização da produção de energia elétrica no setor canavieiro sejam de suma importância. Dentre as alternativas mais estudadas estão a utilização de sistemas de cogeração de altos parâmetros e sistemas BIG-GTCC, muito embora, esta ainda seja menos investigada que a produção de etanol celulósico em âmbito nacional [8]. O presente trabalho propõe avaliar qual dessas alternativas é a mais viável sob o ponto de vista termodinâmico, daí a sua importância.



## CAPÍTULO 2 – REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

### 2.1 Evolução dos Sistemas de Cogeração do Setor Canavieiro

No início do século XX, a economia do setor canavieiro se encontrava obsoleta, onde a principal fonte de renda era produção de açúcar nos engenhos tradicionais, cuja concepção era semelhante aos que haviam desde o período colonial. As primeiras usinas de açúcar e etanol surgiram neste período, à medida que os engenhos iam, pouco a pouco, encerrando suas atividades. Em 20 de fevereiro de 1931, com o intuito de modernizar o setor canavieiro, o presidente da época, Getúlio Vargas, estabeleceu obrigatoriedade em misturar 5% de etanol em volume à gasolina, por meio do decreto nº 19.717 [9]. Outra medida para revigorar o setor foi a criação do IAA por meio do decreto nº 19.717 de 20 de fevereiro de 1931, cuja função era estabelecer normas para a produção e comercialização do etanol e do açúcar, assim como assegurar o equilíbrio do mercado interno [10]. Na prática, o IAA passou a ser o órgão do governo responsável pela adoção de medidas protecionistas ao setor canavieiro [11].

Nos 40 anos que se seguiram, as usinas até então existentes já eram energeticamente autossuficientes por meio da utilização de sistemas de cogeração com queima de bagaço em caldeiras, garantindo assim, o atendimento das necessidades de vapor e energia elétrica do processo produtivo. As usinas recorriam ao uso de sistemas de cogeração de contrapressão, onde a caldeira alimentada com bagaço produz vapor d'água com baixo nível entálpico: temperatura entre 280 a 350 [°C] e pressão na faixa de 17 a 25 [bar] [12]. A Figura 2.1 mostra o esquema de funcionamento destes sistemas de cogeração:

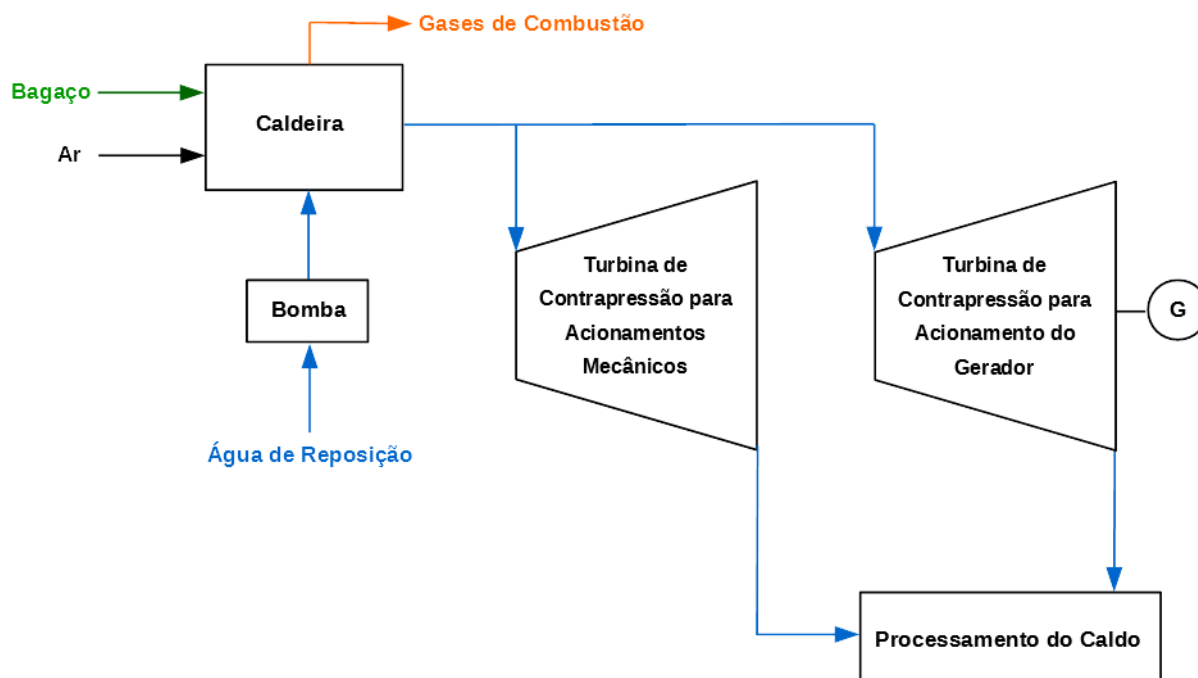


Figura 2.1: Esquema de um sistema de cogeração de contrapressão sem a produção de excedentes de eletricidade.

Parte do vapor produzido era expandido em uma turbina de contrapressão destinada unicamente ao acionamento dos picadores, trituradores e das moendas. O restante era expandido em outra turbina de contrapressão destinada unicamente à produção da energia elétrica demandada pelo processo (iluminação, alimentação dos painéis de controle, etc). Em ambos os equipamentos, o vapor é expandido nas turbinas até o nível entálpico requerido pelo processo: pressões em torno de 2,5 [bar] e temperaturas entre 120 a 130 [°C] [12].

Por um lado, constata-se que a queima de toda a quantidade de bagaço disponibilizada na moagem seria capaz de produzir uma quantidade de vapor superior à demanda do processo, fato que poderia estimular a produção de excedentes de eletricidade. Por outro lado, não havia estímulo à comercialização de excedentes de energia elétrica, devido às regulações vigentes no sistema elétrico brasileiro da época, que centralizava os subsistemas de geração, transmissão e boa parte da distribuição sob a esfera estatal, impedindo que autoprodutores de energia elétrica pudessem se interligar ao SIN.

O segundo fator era preponderante, fazendo com que os sistemas de cogeração da época utilizassem apenas a quantidade de bagaço necessária para produzir a exata quantidade de vapor demandado pelo processo e, conseqüentemente, não produzissem excedentes de eletricidade. Com isso, fazia-se uso de caldeiras e turbinas de contrapressão de menor porte e,

consequentemente, menos eficientes. Nestes sistemas é comum, portanto, haver uma quantidade excedente de bagaço que é tratado como resíduo do processo. Em geral, a sobra de bagaço pode ser submetida a um processo de secagem para ser vendida à indústria de papel e celulose ou ainda ser incinerada.

Na década de 1970, diante da queda do preço do açúcar e dos aumentos nos preços do petróleo, o presidente da época, Ernesto Geisel, criou o PROÁLCOOL por meio do decreto nº 76.593 de 14 de novembro de 1975 [13]. O programa tinha como objetivo alterar a matriz energética de combustíveis, de modo a consolidar o etanol como o combustível automotivo mais utilizado no país, diminuindo a dependência das importações de petróleo. Apesar de o decreto mencionar a utilização de outras matérias-primas (sobretudo a mandioca) para a fabricação de etanol em microdestilarias, o setor canavieiro foi o grande beneficiado do programa por já contar com toda uma estrutura e experiência na produção de etanol combustível que vinha desde a década de 1930. Prova disso é que o IAA recebeu a incumbência de direcionar os investimentos destinados ao programa [14].

Na ocasião, as montadoras de automóveis residentes no país assumiram o compromisso de fabricarem veículos movidos exclusivamente a etanol e o governo federal, em contrapartida, assumiu o compromisso de garantir o abastecimento de etanol dentro das especificações mediante alta disponibilidade de créditos para aumento da produção de cana-de-açúcar, aumento da capacidade de processamento das usinas já existentes e melhorias nas logísticas de transporte e distribuição dos produtos. O programa também financiou o desenvolvimento de variedades de cana-de-açúcar geneticamente superiores e mais resistentes a variações climáticas por parte de institutos de pesquisa, por meio da EMBRAPA e do CTC [15].

Com o advento do PROÁLCOOL, segundo relatório elaborado pela Secretaria de Energia do Estado de São Paulo [16], o número de usinas do setor canavieiro apresentou um crescimento expressivo. No período de 1975 a 1985, somente no Estado de São Paulo, o número de unidades em operação passou de 80 para 147. Neste mesmo período, a moagem média por usina subiu mais que o dobro, passando de cerca de 390 mil toneladas para aproximadamente 830 mil toneladas por safra [17]. Devido ao expressivo crescimento da produção neste período, a quantidade de bagaço de cana disponibilizado pelas usinas também aumentou sensivelmente, abrindo espaço para sua utilização voltada à produção de excedentes de energia elétrica, de modo a tornar esta prática uma fonte de renda adicional para o setor canavieiro.

Para que isso fosse possível, em meados da década de 1980, algumas usinas existentes investiram no *retrofit* das unidades de cogeração tradicionais mostradas na Figura 2.1. Isso se deu através da utilização de caldeiras capazes de produzirem vapor com elevado nível entálpico mais elevado: pressões na faixa de 40 a 65 [bar] e temperaturas na faixa de 400 a 500 [°C] [15]. Diversas novas usinas que surgiram nesta época já foram feitas com essa concepção de projeto. A Figura 2.2 mostra o esquema de funcionamento destes sistemas de cogeração:

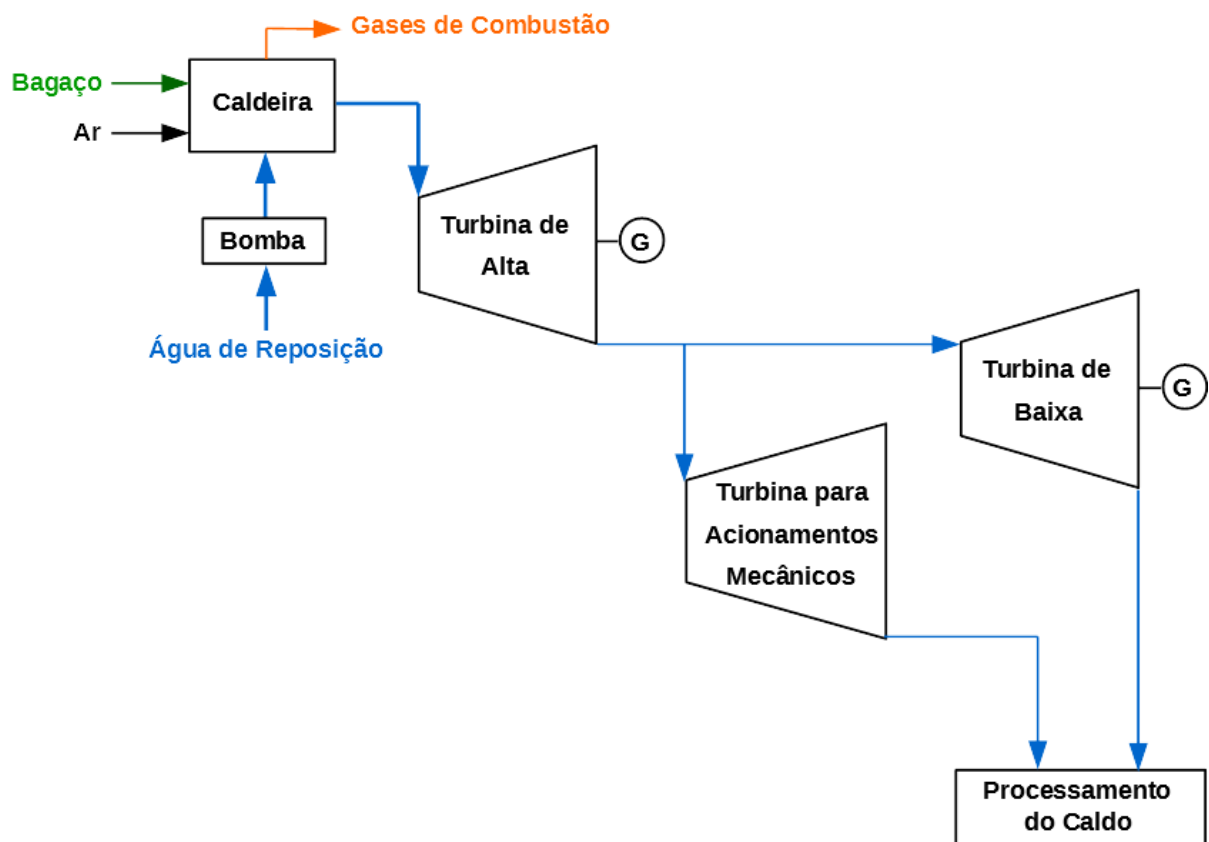


Figura 2.2: Esquema de um sistema de cogeração de contrapressão voltado para a produção de excedentes de eletricidade.

Nestes sistemas, todo o vapor produzido é expandido em uma turbina a vapor de contrapressão voltada ao acionamento dos geradores elétricos. Parte é extraído com a pressão em torno de 20 [bar] para acionamento da turbina de contrapressão destinada aos acionamentos mecânicos enquanto o restante é expandido ao nível entálpico demandado pelo processo. O vapor extraído para os acionamentos, por sua vez, é também expandido até o nível entálpico do processo.

Graças a esses sistemas, foi possível produzir eletricidade excedente a partir da queima de uma mesma quantidade de bagaço devido ao maior nível entálpico do vapor produzido. Devido a isso, passou-se a utilizar caldeiras e turbinas de contrapressão com melhor eficiência, fato que, conseqüentemente, acarreta na melhor eficiência do sistema de cogeração como um todo. Em 1987, foi assinado o primeiro contrato para venda de excedentes de energia elétrica, procedente da Usina São Francisco, em Sertãozinho-SP, para a concessionária de distribuição CPFL [15]. A partir deste marco histórico, alguns contratos foram firmados a partir desse ano e algumas usinas investiram no retrofit de suas unidades, sendo a concessionária responsável pela conexão ao sistema de distribuição [16].

Até os dias atuais, esse tipo de sistema de cogeração é predominante no setor canavieiro brasileiro. Por essa razão, o presente trabalho convencionou usar a denominação sistema de cogeração tradicional, para fazer referência a essas unidades. A grande desvantagem destes sistemas, mais uma vez, é o fato dele produzirem apenas a quantidade de vapor demandada pelo processo, fato que ocasiona sobras na quantidade de bagaço. O excesso de burocracia para se ter acesso ao SIN, ainda fortemente centralizado na esfera administrativa estatal continuava a ser um obstáculo considerável, todavia.

Foi somente com a reestruturação do setor elétrico brasileiro em 1995, no entanto, que oportunidades atrativas surgiram para os autoprodutores de energia. Essa reestruturação promoveu a descentralização dos subsistemas de geração, transmissão e distribuição da esfera administrativa estatal, permitindo o livre acesso de autoprodutores às redes de transmissão e distribuição, desde que estes produzissem energia elétrica dentro dos padrões de qualidade e bancassem a interligação por meio da construção de subestações. Tais fatores resultaram em grandes perspectivas para o setor canavieiro que, em algumas regiões do país, possui sua geração concentrada no período seco do ano.

Em 2002, o PROINFA, instituído pela Lei nº 10.438, de 26 de abril de 2002, com o objetivo de implantar 3300 [MW] a partir de fontes alternativas, divididos igualmente entre pequenas centrais hidrelétricas, centrais eólicas e centrais termelétricas à biomassa [18]. Contudo, o preço pago pela energia, em torno de 94 R\$/MWh (preço base – março de 2004 – Portaria MME nº 45 de 30/03/2004), não foi suficientemente atrativo, resultando numa adesão aquém das expectativas [19]. Foram contratados apenas 27 empreendimentos a biomassa totalizando a capacidade instalada 685 [MW]. Segundo o MME, em agosto de 2009, o status das usinas integrantes do programa era de 515 [MW] em 20 empreendimentos em operação comercial, 36 [MW] em construção e 135 [MW] em processo de rescisão contratual [16]. O

ponto de inflexão que marca o início da energia elétrica como terceiro produto do setor canavieiro ocorreu apenas em 2005 no primeiro Leilão de Energia Nova, quando a energia proveniente de bagaço de cana proporcionou a alguns empreendedores uma receita fixa de R\$ 160/MWh, fato que despertou o interesse de investidores pela cogeração no setor sucroalcooleiro. Segundo a EPE, esse preço foi posteriormente reduzido nos Leilões de Energia Nova subsequentes para valores próximos a R\$ 140/MWh [20].

Esse patamar de preços é atrativo para muitas unidades, mas principalmente para as usinas com sistema de cogeração de altos parâmetros que já implantam a sua cogeração de forma muito mais eficiente e em maior escala. Associadas a essas novas usinas surgem unidades de cogeração de até 100 [MW], operando com pressões na faixa de 90 a 100 [bar] e temperaturas na faixa de 500 a 530 [°C], além da utilização de turbinas a vapor de extração/condensação em substituição às turbinas de contrapressão no acionamento dos geradores [16].

Nesse período, outras medidas foram tomadas para maximizar a disponibilidade de vapor para a geração de energia elétrica, de modo a aumentar a eficiência do ciclo térmico utilizado na cogeração. Uma das mais importantes práticas que passou a ser adotada neste sentido foi a eletrificação de moendas, que passou a empregar um conjunto de motores elétricos e inversores de frequência de alta eficiência, em substituição aos acionamentos convencionais por turbina a vapor de contrapressão dos ternos de moenda, picadores e desfibradores outrora praticados. Segundo Regini [21], além da redução do consumo de vapor e maior eficiência térmica, a eletrificação de moendas traz outras vantagens intrínsecas à tecnologia:

- Maior produtividade, extraindo maior quantidade de caldo utilizando o mesmo terno;
- Maior controle do processo, pela flexibilidade no controle de velocidade da moenda;
- Operação remota, reduzindo riscos com acidentes.

A eletrificação das moendas pode ser completa, com a substituição completa das turbinas a vapor por acionamentos elétricos, ou como opção, pode-se acionar somente um dos rolos do terno com acionamento elétrico, mantendo a turbina a vapor. No último caso, apesar de não haver economia de vapor no processo, o aumento da produtividade do terno é garantido. No Brasil, o primeiro terno de moenda eletrificado foi instalado em 2003, na Usina Alto Alegre, unidade Alta Floresta, na região de Presidente Prudente-SP. Foi somente em

2005 que a Destilaria Pioneiros se tornou a primeira usina no país a ter o processo de moagem de cana 100% eletrificado, com cada um dos 6 ternos de moendas acionados por um conjunto motor elétrico-inversor de frequência.

O esquema simplificado de funcionamento de um sistema de cogeração *topping* de condensação/extração, com moendas 100% eletrificadas, é mostrado na Figura 2.3:

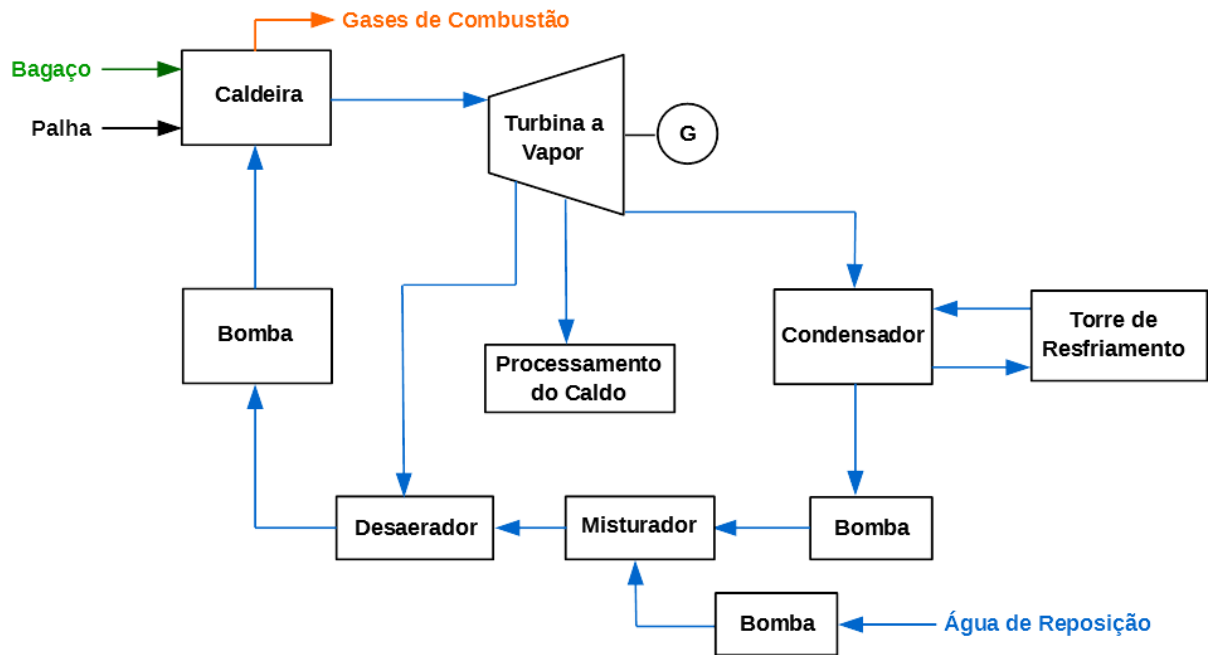


Figura 2.3: Esquema de um sistema de cogeração *topping* de condensação/extração com moendas 100% eletrificadas.

A grande vantagem deste tipo de usina é o fato de produzirem uma quantidade de vapor além da demandada no processo, ao contrário do sistema de cogeração tradicional. Esse fato permite o consumo integral de todo o bagaço disponibilizado à usina, que é uma das grandes vantagens destes sistemas [22]. A fração do vapor que é expandido até os estágios finais da turbina alcança pressões de até 0,1 [bar]. Esse fato aliado ao maior nível entálpico do vapor produzido promovem excedentes de eletricidade que podem ser superiores a 100 [MW] dependendo dos parâmetros operativos da unidade. A partir de agora, o presente trabalho fará uso do termo sistema de cogeração moderno para fazer referência a estes sistemas. Vale ressaltar que, atualmente, há poucas plantas de cogeração com essa configuração no setor sucroalcooleiro brasileiro, cuja quantidade não ultrapassa poucas dezenas de unidades [16].

O resultado do Leilão de Reserva de 2008 divulgado pela EPE comprova a maior atratividade das condições para as usinas com sistema de cogeração moderno tendo em vista que estas foram responsáveis por aproximadamente 70% dos lotes de energia comercializados no referido leilão [23]. A Figura 2.4 ilustra a evolução da capacidade instalada dos sistemas de cogeração do setor sucroalcooleiro nas últimas décadas no Brasil:

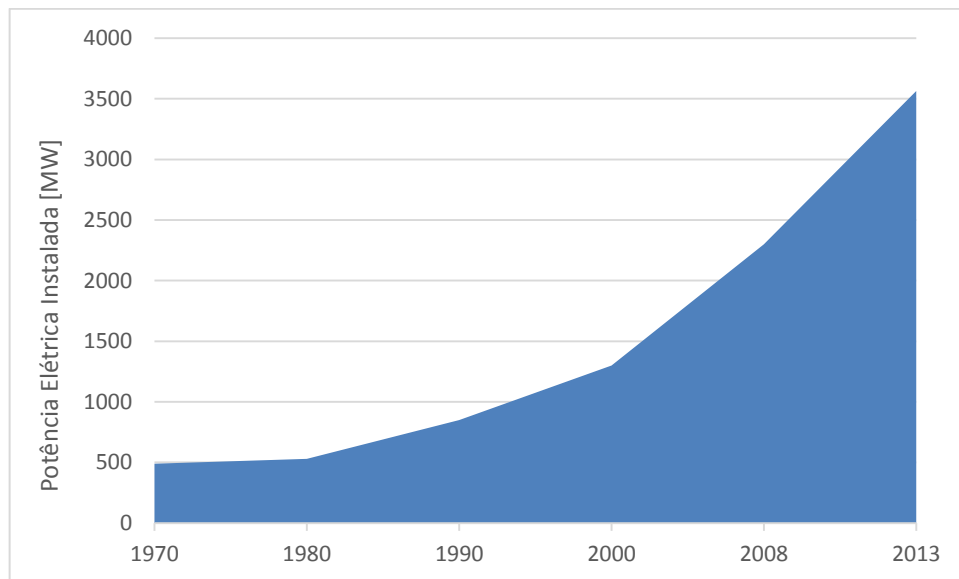


Figura 2.4: Evolução da potência elétrica instalada de cogeração no setor canavieiro brasileiro [16].

Em 2013, as 389 usinas do setor canavieiro registradas pela ANEEL, juntas, foram responsáveis pela produção de 3564 [MW] médios via cogeração [1]. Parte dessa energia – 1844 [MW], que correspondem a 52% do total produzido – foi utilizada pelas próprias usinas em seus respectivos processos produtivos, enquanto o restante – 1720 [MW] – foram comercializados com o setor elétrico para abastecimento do SIN. Das 389 usinas existentes no país, 170 unidades venderam excedentes de eletricidade, enquanto as demais produziram apenas a quantidade necessária ao processo produtivo [1], fato que mostra que a maioria das usinas do setor canavieiro brasileiro ainda utiliza sistemas de cogeração tradicionais, muito embora, a maior parte da energia elétrica produzida seja proveniente de sistemas de cogeração modernos.



## 2.2 Aproveitamento do Bagaço em Sistemas BIG-GTCC

### 2.2.1 Aspectos Gerais da Gaseificação

Em linhas gerais, a gaseificação é um processo de conversão termoquímico onde um material carbonáceo (sólido, líquido ou até mesmo gasoso) é convertido em um gás combustível. A gaseificação é um processo que ocorre com elevada taxa de transferência de calor e baixos tempos de residência, de modo que ocorra a oxidação parcial entre o material e um agente gaseificante, que pode ser oxigênio puro ou do ar, que por sua vez, pode vir misturado (ou não) ao vapor d'água. De forma grosseira, pode-se dizer, portanto, que a gaseificação é uma espécie de “combustão mal feita”, na qual a reação de oxidação ocorre em condições subestequiométricas, onde o suprimento de oxigênio é limitado (geralmente 35% da quantidade de oxigênio teoricamente demandada para a combustão completa, ou menos) [24].

Constata-se que o PCI do gás produzido é baixo quando comparado a outros gases combustíveis como o gás natural ou o GLP. Por esta razão o gás obtido do processo de gaseificação é também chamado de gás pobre, nomenclatura esta que, apesar de englobar também outros gases de baixo PCI (gás de alto forno, gás de coqueria, biogás, entre outros), será a utilizada no restante deste trabalho para referir-se ao gás obtido como produto da gaseificação. Em geral, o gás pobre é formado por uma mistura gasosa que pode conter CO, O<sub>2</sub>, N<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>, CO<sub>2</sub>, C<sub>2</sub>H<sub>4</sub>, C<sub>2</sub>H<sub>6</sub>, H<sub>2</sub>S, COS, vapor d'água, alcatrão, partículas sólidas, entre outros. As partículas sólidas são constituídas majoritariamente por cinzas, que por sua vez, possuem considerável presença de alcalinos em sua composição. Já o alcatrão é constituído por fenóis e hidrocarbonetos pesados.

Um processo de gaseificação de qualidade tem por princípio básico maximizar os teores de CO, H<sub>2</sub> e CH<sub>4</sub> (que são os gases que mais contribuem para a elevação de seu PCI) e, ao mesmo tempo, restringir as presenças de H<sub>2</sub>S, COS, alcatrão e partículas sólidas – principais responsáveis por processos de erosão, corrosão e deposição em peças ou partes metálicas – a um nível de tolerância aceitável para que o gás produzido possa ser destinado a aplicações práticas sem provocar danos em equipamentos. É desejável que gases inertes como N<sub>2</sub> e CO<sub>2</sub> sejam evitados em aplicações que envolvam a combustão do gás pobre por questões

relacionadas à eficiência do processo, muito embora, a presença destes gases não ofereça risco de danos às partes ou peças metálicas.

Em linhas gerais, a qualidade do gás pobre depende das condições nas quais o processo de gaseificação é conduzido, que por sua vez, depende do tipo de gaseificador utilizado. Sabe-se que há diversos tipos de gaseificadores como os de leito fixo, leito arrastado, leito fluidizado e os de plasma [25]. Dos gaseificadores mencionados, o que melhor alia a produção em larga escala e qualidade é o gaseificador de leito arrastado, que por esta razão é responsável pela maior parte dos Megawatts térmicos de gás pobre produzidos mundialmente [26].

Os subitens a seguir comentam brevemente o funcionamento do gaseificador de leito arrastado, assim como as condições operacionais adequadas e pré-requisitos que a matéria-prima deve atender para que o gás pobre produzido possua a melhor qualidade possível.

### **2.2.2 Gaseificadores de Leito Arrastado**

Nos gaseificadores de leito arrastado, o material carbonáceo pulverizado entra pela parte superior juntamente com o agente gaseificante pressurizado, entre 20 a 65 [bar]. Geralmente usa-se  $O_2$  como agente gaseificante, que pode vir acompanhado ou não de vapor d'água superaquecido. Uma chama turbulenta no topo do gaseificador desencadeia rapidamente o processo de gaseificação em temperaturas em torno de 1200 e 1800 [°C]. O processo é caracterizado por uma elevada taxa de transferência de calor e baixo tempo de residência – da ordem de segundos – graças aos baixos valores de granulometria e umidade da matéria-prima, aliados ao elevado gradiente de temperatura entre o núcleo do reator e a matéria-prima. Já os elevados valores de pressão aos quais o processo de gaseificação é conduzido visam facilitar a remoção de enxofre do gás pobre, assim como auxiliar a questão da compactação do sistema. Como resultado do processo, obtém-se um gás de alta qualidade, com PCI em torno de 8 a 12 [MJ/Nm<sup>3</sup>] [24].

Os valores elevados de temperatura e pressão fazem com que as cinzas se fundam, de modo a escoarem para o fundo do gaseificador, onde são retiradas como subproduto. Segundo Higman et al [27], elevadas temperaturas de gaseificação diminuem a porcentagem de metano no gás pobre obtido, fato que, em teoria, diminuiria seu PCI. Entretanto, temperaturas acima de 1100 [°C] também promovem o craqueamento do alcatrão, fenóis, óleos e líquidos

pesados, originando  $H_2$ ,  $CO$  e pequenas amostras de hidrocarbonetos leves, fato que contribui para o aumento do PCI do gás pobre, compensando a menor proporção de metano que, independentemente da temperatura, é pequena [28], [29]. Geralmente, o controle da temperatura é realizado por meio de um fluxo de água, que visa refrigerar o interior do reator de modo que sua temperatura não cresça indefinidamente e, ao mesmo tempo, permaneça aproximadamente constante. A Figura 2.5 mostra o esquema de funcionamento de um gaseificador de leito arrastado:

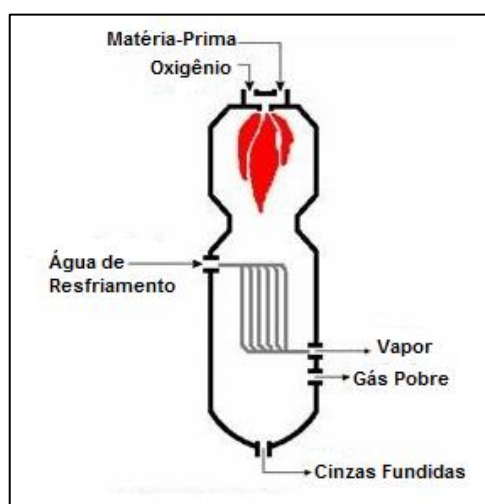


Figura 2.5: Esquema de funcionamento de um gaseificador de leito arrastado [30].

Quando retiradas do gaseificador, as cinzas são resfriadas e se solidificam, adquirindo o aspecto de uma substância vítrea, que não é classificada como resíduo perigoso. A substância vítrea obtida como resíduo da gaseificação pode ser misturada com materiais de construção civil ou de estradas ou ainda ser usada para jateamento abrasivo [24], [25].

Devido aos fatos expostos, o gás produzido pela gaseificação em leito arrastado apresenta-se, portanto, mais limpo (apresentando baixíssimos teores de alcatrão, hidrocarbonetos pesados e cinzas) e com PCI superior ao gás pobre produzido por outros tipos de gaseificadores. Entretanto, as exigências quanto as características da matéria-prima por parte destes gaseificadores são mais restritas. Os subitens que se seguem descrevem algumas das exigências mais importantes.

### 2.2.2.1 Exigência Quanto a Granulometria da Matéria-Prima

A elevada granulometria de matérias-primas sólidas impede que a mesma seja utilizada como matéria-prima em gaseificadores de leito arrastado, fato que prejudicaria a transferência de calor. Em geral, bons resultados são obtidos para matérias-primas com granulometria em torno de 500 [ $\mu\text{m}$ ], entretanto, resultados ainda melhores são obtidos na faixa de 50 a 100 [ $\mu\text{m}$ ] [31]. No entanto, dependendo do material, muita energia elétrica é gasta na moagem para que se atinja granulometrias tão reduzidas. No caso do carvão mineral, se gasta, em média, 0,01-0,02 [ $\text{kW}_e/\text{kW}_{\text{th carvão}}$ ], que é um valor relativamente baixo quando comparado a outras matérias-primas. Por outro lado, para matérias-primas de estrutura fibrosa, como a madeira, esse valor pode atingir, em média, 0,08 [ $\text{kW}_e/\text{kW}_{\text{th madeira}}$ ], o que inviabiliza seu processo de moagem [25] [32]. Consta-se também que a energia gasta no processo de moagem de um material é tanto maior, quanto maior for a umidade e a quantidade de impurezas do mesmo e, portanto, os processos de lavagem e secagem, feitos nesta sequência, são vitais para que a moagem seja realizada com boa eficiência.

Outra possibilidade de facilitar a troca de calor neste tipo de gaseificação é deixar a matéria-prima sólida sob a forma de um líquido viscoso (mediante preparo), com aspecto semelhante de lama ou lodo. Essa tecnologia se faz presente em diversas plantas IGCC ao redor do mundo [33].

As tecnologias voltadas para a alimentação de gaseificadores pressurizados já se encontram consolidadas e foram desenvolvidas para o uso de carvão mineral em sistemas IGCC, adentrar em detalhes acerca dessas tecnologias, no entanto, foge ao escopo do presente trabalho. Em tese, estas tecnologias poderiam ser utilizadas para a alimentação de biomassa desde que esta se assemelhe às condições requeridas para o carvão mineral. Os sistemas de alimentação que exigem que a matéria-prima esteja sob a forma um líquido viscoso fazem o uso de bombas especiais para injetá-la no gaseificador. No caso do carvão mineral, o lodo obtido é injetado mediante o uso de bombas de cavidade progressiva. Uma vez no estado de líquido viscoso, a rápida transferência de calor requerida pela gaseificação em leito arrastado se processa com maior facilidade.

#### **2.2.2.2 Exigência Quanto a Composição e Manuseio das Cinzas**

Caso a solidificação das cinzas fundidas ocorra dentro do gaseificador, podem haver incrustações destas em suas paredes internas, algo que deve ser evitado. Em alguns casos, aditivos podem ser adicionados à matéria-prima de modo que a as cinzas se fundam a

temperatura mais baixa e tenham menor viscosidade em seu escoamento, fato que acarretaria na diminuição de seu tempo de residência, dificultando sua solidificação no interior do gaseificador.

A elevada presença de alcalinos em sua composição pode ocasionar corrosão nas paredes metálicas internas do gaseificador durante o escoamento das cinzas fundidas. Em geral, a elevada presença de terra na matéria-prima a ser gaseificada é um dos principais fatores que elevam a presença de alcalinos na matéria-prima. Dessa forma, é vital que a matéria-prima a ser gaseificada seja submetida a um processo de lavagem de qualidade de modo que a maior quantidade de terra possível seja removida e conseqüentemente, o teor de cinzas como um todo.

### **2.2.2.3 Exigência Quanto a Umidade da Matéria-Prima**

Para qualquer material carbonáceo com teor de umidade elevada, a transferência de calor ao mesmo é prejudicada ao ponto de a gaseificação em leito arrastado não ser desencadeada. Em geral, a umidade do material deve ser de, no máximo 15%. Alguns materiais, como o carvão mineral tipo linhito e alguns tipos de biomassa, apresentam umidade em torno de 45% – fato que exigiria que estes fossem submetidos a um processo de secagem para, então, poderem ser gaseificados em leito arrastado [34]. Outros materiais, como o carvão mineral tipo antracito, possuem, por natureza, umidade extremamente baixa (em torno de 3%), fato que os dispensa do processo de secagem.

### **2.2.3 Sistemas de Limpeza do Gás Pobre**

O gás pobre obtido a partir da gaseificação em leito arrastado, apesar de se apresentar com boa qualidade, não está livre de conter substâncias que dificultam sua posterior aplicação, como CO<sub>2</sub>, gases sulfurosos (H<sub>2</sub>S e COS) e material particulado (cinzas não fundidas, entre outros). A presença destas substâncias indesejáveis, muito em parte, é função das condições às quais o processo de gaseificação é conduzido.

Para a remoção de partículas sólidas, o gás pobre é submetido à ação sequencial e conjunta de ciclones, filtros de vela e lavadores de gás e precipitadores, respectivamente. O lavador de gás, em particular, tem especial participação no sistema de limpeza por também ser

o principal meio de remoção de eventuais traços de alcalinos, compostos halogenados (HCl e HF) e compostos nitrogenados (HCN, HNCO e NO<sub>x</sub>) presentes no gás pobre [35], [36], [37]. Para a remoção de gases sulfurosos e captura de CO<sub>2</sub>, o gás deve ser submetido a um processo de limpeza, que pode ser de dois tipos: sistemas CGCU ou HGCU.

Os sistemas CGCU (do inglês, *Cold Gas Clean Up*) são os mais difundidos atualmente. No presente trabalho, convencionou-se a denominação sistema de limpeza a frio para fazer referência a estes sistemas. Nestes sistemas o gás pobre, ao sair do gaseificador, é resfriado em torno de 40 [°C] por meio de um sistema de resfriamento com água circulante que, por sua vez, produz uma determinada quantidade de vapor saturado em decorrência da absorção de calor [38], [39], [40]. Nestes sistemas, o CO<sub>2</sub> e gases sulfurosos são absorvidos por solventes. Em função do solvente utilizado, o processo de limpeza executado pelo sistemas CGCU recebe nomenclaturas distintas que, por sua vez, caracterizam a tecnologia utilizada: monoetilamina (MEA), dietanolamina (DEA), trietanolamina (TEA), metildietanolamina (MDEA), polialquilenoglicol dimetil éter (processo Selexol), carbonato de propileno anidro (processo Fluor), metanol refrigerado (processo Rectisol), isopropanolamina (processo Sulfinol), entre outros [41].

Já os sistemas HGCU (do inglês, *Hot Gas Clean Up*) dispensam o resfriamento do gás pobre para a remoção de partículas sólidas e enxofre, razão pela qual estes sistemas são mais eficientes que os sistemas CGCU. Estes sistemas, no entanto, estão em fase de desenvolvimento e são demasiadamente caros, sendo usados em poucos projetos de gaseificação no mundo [35].

## 2.2.4 Plantas de Gaseificação

Após a limpeza, o gás pobre pode ser utilizado como matéria-prima na indústria para a obtenção de produtos químicos, combustíveis (líquidos ou gasosos) ou servir de combustível em centrais termelétricas para a produção de energia elétrica. A produção de energia elétrica, de modo geral, pode se dar tanto em plantas que produzem produtos químicos e combustíveis (garantindo a autossuficiência do processo produtivo) como em plantas destinadas somente a sua produção. Essa integração entre gaseificador, sistema de limpeza e processo industrial químico e/ou geração termelétrica vem a conceber as chamadas plantas de gaseificação.

Em qualquer um dos casos, a forma mais eficiente de se produzir energia elétrica a partir do gás pobre é através do aproveitamento deste em ciclo combinado Brayton-Rankine, concebendo os chamados sistemas integrados de gaseificação com ciclo combinado, que podem ser do tipo IGCC ou BIG-GTCC. Nos sistemas IGCC (do inglês, *Integrated Gasification Combined Cycle*), a matéria-prima usada na gaseificação é de origem fóssil, havendo plantas que utilizam carvão mineral, petróleo, coque de petróleo, asfalto, óleos pesados, entre outras. Já nos sistemas BIG-GTCC, a matéria-prima usada na gaseificação é a biomassa ou resíduos sólidos urbanos (RSU).

#### 2.2.4.1 Plantas IGCC

A primeira planta IGCC a operar em escala comercial foi a planta de *Lünen*, inaugurada em 1972 e localizada na antiga Alemanha Ocidental [42]. Este tipo de sistema surgiu como uma alternativa mais limpa para o aproveitamento energético do carvão mineral, que até então era feito somente através da queima em Ciclo Rankine. No aproveitamento do carvão mineral em Ciclo Rankine, o enxofre nele contido sai junto com os gases de combustão da caldeira à pressão atmosférica, sob a forma de  $SO_x$ . Já nos sistemas IGCC, o enxofre se faz presente no gás pobre sob as formas de  $H_2S$  e  $COS$  pressurizados, fato que torna sua remoção muito mais fácil quando comparado ao Ciclo Rankine [38]. Neste ponto é importante observar que a gaseificação em sistemas pressurizados não somente é importante no quesito compactação do sistema e fusão das cinzas, mas também devido a melhor eficiência no processo de limpeza do gás obtido.

Apesar de algumas ligeiras diferenças que podem haver entre as diversas plantas IGCC em operação atualmente, seu aspecto geral pode ser esquematizado da seguinte forma:

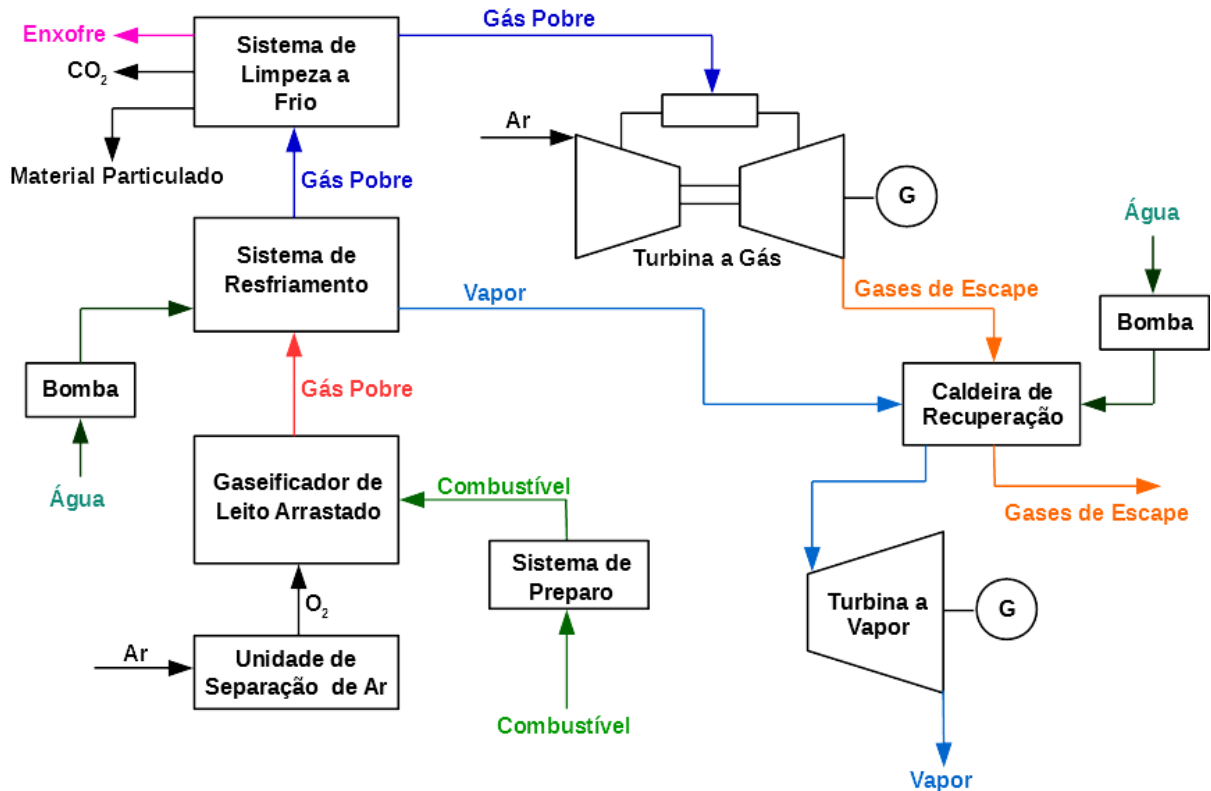


Figura 2.6: Esquema do funcionamento de um sistema IGCC [38], [39].

Observando-se o esquema da planta IGCC mostrado na Figura 2.6, nota-se que a matéria-prima, antes de ser gaseificada, passa por um conjunto sequencial de operações que convencionou-se chamar de sistema de preparo, cujo objetivo é adequar a matéria-prima às condições requeridas pelo processo de gaseificação em leito arrastado. Em plantas IGCC, esse processo de adequação pode ser feito de duas formas:

- Secagem do material, seguida de moagem de modo que a matéria-prima possua a granulometria requerida na gaseificação em leito arrastado;
- Adição de água à matéria-prima de modo que a mesma adquira o aspecto de um lodo viscoso, que será posteriormente encaminhado ao processo de gaseificação em leito arrastado.



### 2.2.4.2 Plantas BIG-GTCC

Atualmente não há plantas BIG-GTCC em operação [43]. A Tabela 2.1 mostra os projetos de plantas BIG-GTCC que já estiveram em fase de operação ou planejamento:

Tabela 2.1: Plantas BIG-GTCC que já estiveram em fase de operação ou planejamento [43].

Projeto (País)	Tecnologia	Capacidade	Status
ARBRE (GRB)	ABIGCC, Termiska Processador AB (TPS)	8 [MWe]	Falência em 2002, mudança de proprietário, incerto desde 2003.
EF, Bioelettrica (Itália)	ABIGCC antes, Lurgi PBIGCC depois, Carbona	12 [MWe]	Cancelada em 2003.
Chianti (Itália)	ABIGCC conceito, TPS	7.7 [MWe] 18 [MWth]	Sem mais informações.
Värnamo (Suécia)	PBIGCC, Foster Wheeler	6 [MWe] 9 [MWth]	Em operação por 3600 horas finalizado em 1999. Recentemente foram modificados os objetivos do projeto.
Andhra Pradesh (Índia)	PBIGCC, Carbona	12.5 [MWe]	Operação planejada em 2006
Güssing (Áustria) (não é BIG-GTCC)	Gaseificação com vapor combinada com MCI, Universidade Tecnológica de Viena	2 [MWe] 4.5 [MWth]	Em operação desde 2002

O relativo baixo porte dos sistemas idealizados justificou – por conta de aspectos econômicos – o uso de práticas desfavoráveis à produção de um gás pobre de qualidade e de fácil limpeza, como o uso do ar como agente gaseificante e operação em baixas pressões, com alguns gaseificadores operando até mesmo com pressão atmosférica.

Atualmente há algumas plantas IGCC que utilizam biomassa misturada a matérias-primas de origem fóssil, naquilo que se pode chamar de co-gaseificação. É caso das plantas

Demkolec (localizada em Buggenum, Holanda) e da SVZ Süstec (localizada em Schwarze Pumpe, Alemanha) [26].

A ideia inicial de desenvolver as plantas BIG-GTCC era, de fato, que estas se fossem uma evolução em relação as plantas IGCC, aproveitando as lições adquiridas ao longo dos anos para estes sistemas usando, no entanto, uma matéria-prima mais barata e mais favorável à gaseificação. Segundo Vassilev et al [44], os baixíssimos teores de nitrogênio e enxofre na composição elementar da biomassa em relação aos do carvão mineral a tornam mais vantajosa para o processo de gaseificação, de modo a produzir um gás mais limpo e com menor teor de inerte. Além disso, de acordo com os mesmos autores, o maior teor de oxigênio na composição elementar da biomassa quando comparada ao carvão mineral também se mostra uma vantagem, fato que ocasionaria menor consumo de agente gaseificante, tornando o processo de gaseificação mais econômico. O fato de a biomassa ser um recurso renovável também deve ser encarado como uma vantagem.

De fato, muitas das tecnologias e boas práticas desenvolvidas para sistemas IGCC podem ser diretamente utilizadas em sistemas BIG-GTCC, como os sistemas de limpeza utilizados para o gás pobre, os sistemas de alimentação para gaseificadores pressurizados, além das turbinas a gás adaptadas para gás de baixo PCI. Por outro lado, a dificuldade em adequar a biomassa às condições exigidas pelo gaseificador de leito arrastado foram determinantes para que todas as tentativas de implantação de sistemas BIG-GTCC até hoje feitas se dessem em sistemas mais simples e de menor porte, sem que houvesse a produção de um gás pobre de qualidade a ponto de tornarem a operação destes sistemas econômica e sustentável.

#### **2.2.4.3 Status das Plantas de Gaseificação**

Dados com respeito à produção mundial de gás pobre, de acordo com a organização *Gasification Technology Council* [45], podem ser esquematizados segundo a Tabela 2.2:

Tabela 2.2: Dados com respeito a produção mundial de gás pobre.

	Em Operação (2015)	Em Construção (2017)	Planejamento (2020)
Nº de Projetos	340	106	132
Nº de Gaseificadores	833	324	664
Produção de Gás Pobre [GWth]	148	97	113

Segundo Higman [26], por meio da Higman Consulting GmbH, as plantas de gaseificação se distribuem mundialmente segundo a Figura 2.7:

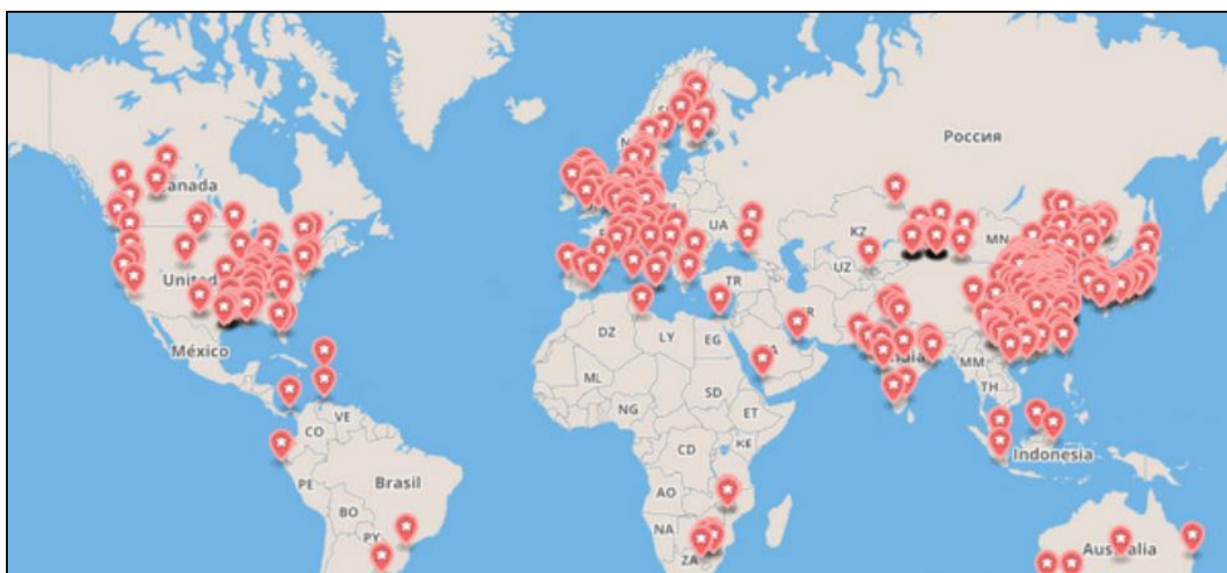


Figura 2.7: Distribuição mundial das plantas de gaseificação [26].

Como consequência dos fatos comentados no subitem anterior, a matéria-prima mais utilizada mundialmente na gaseificação é o carvão mineral e, segundo a revista especializada Corner Stone [46], o carvão mineral permanecerá como matéria-prima dominante na gaseificação pelas próximas décadas. Ainda segundo a Corner Stone [46], apesar de pouco significativa atualmente, a biomassa é a matéria-prima que apresenta o maior potencial de crescimento, juntamente com os resíduos sólidos urbanos (RSU). A Figura 2.8 mostra os resultados dos estudos realizados por Higman [26], por meio da Higman Consulting GmbH, que relata como se distribui a produção mundial de gás pobre por matéria-prima utilizada na gaseificação:

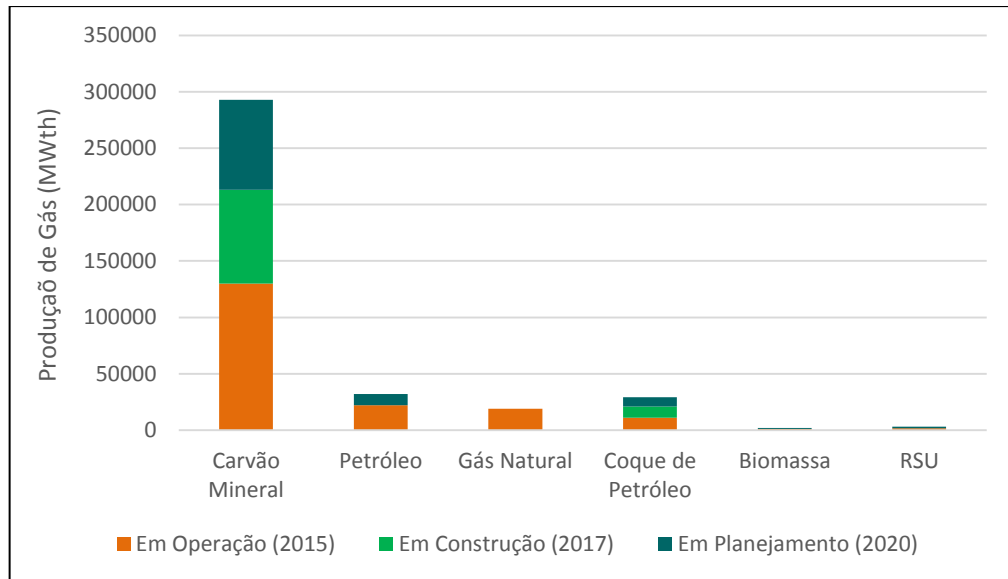


Figura 2.8: Produção mundial de gás pobre por matéria-prima utilizada [26].

Em geral, a maior parte da produção mundial de gás pobre é destinada à produção de produtos químicos e tudo indica que em um futuro próximo este cenário permanecerá inalterado [46]. De acordo com Higman [26], 25% da produção mundial de amônia e mais 30% da produção mundial de metanol são produzidos via gaseificação. Estudos realizados pelo mesmo autor também mostram como são aproveitados os Megawatts térmicos produzidos mundialmente, conforme pode-se observar na Figura 2.9:

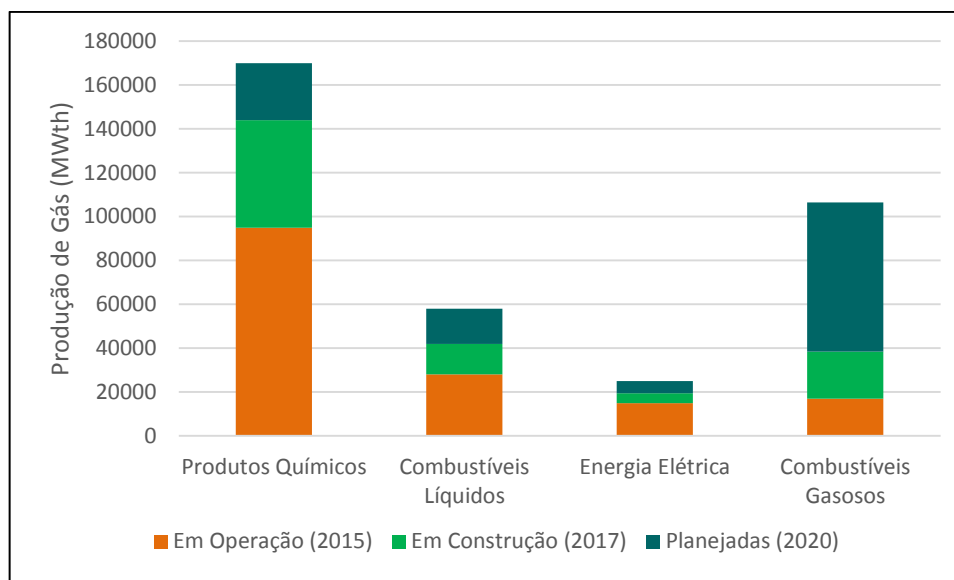


Figura 2.9: Distribuição mundial dos produtos obtidos em plantas de gaseificação [26].

Em contraste com a produção de produtos químicos e combustíveis, o aproveitamento do gás pobre para a produção de energia elétrica tem decaído rapidamente, inclusive, com a não concretização de muitos dos projetos propostos nos Estados Unidos. Segundo Corner Stone [46], o surgimento do gás natural abundante e barato tem sido um divisor de águas, tornando a gaseificação do carvão economicamente menos competitivo na América do Norte. Além disso, a exigente regulamentação ambiental dos EUA tem resultado na concretização de poucos, dos novos projetos de gaseificação à base de carvão que estavam sendo planejados. Os projetos que ainda continuam vivos foram reconfigurados para produzirem, além da energia elétrica, múltiplos produtos e captura de CO<sub>2</sub>, como é o caso da planta Texas Clean Energy Project. De acordo com a organização *Gasification Technology Council* [45], há a tendência para que surjam em um futuro relativamente próximo, plantas de gaseificação maiores que as atualmente utilizadas, assim como menores também.

Os projetos maiores a partir de agora tendem a se concentrar na Ásia e Oriente Médio, utilizando petróleo, coque de petróleo e carvão mineral como matéria-prima. A capacidade dos gaseificadores utilizados, no entanto, não tende a se alterar, mas sim a quantidade de unidades, que aumentaria. Ao mesmo tempo, em alguns países, como os Estados Unidos, a demanda por unidades de gaseificação menores e modulares com o intuito de produzir exclusivamente energia elétrica tem aumentado. Gaseificadores modulares ainda estão em desenvolvimento e teriam o intuito de aproveitar resíduos sólidos urbanos, biomassa e

resíduos industriais para gerar energia elétrica em locais como áreas rurais de países desenvolvidos ou bases militares temporárias.

### **2.2.5 Aspectos e Propriedades da Gaseificação dos Resíduos da Indústria Canavieira**

Em geral, o bagaço disponibilizado como resíduo após o término da moagem possui granulometria muito variada, que vão desde partículas finas com tamanho milimétrico até troços com alguns centímetros [47]. Já seu teor de umidade situa-se em torno de 50% devido ao processo de embebição [48]. Estas características fazem com que a gaseificação do bagaço de cana *in natura* em leito arrastado seja impraticável. Não obstante, os poucos trabalhos envolvendo a gaseificação do bagaço foram feitos em gaseificadores de leito fixo e leito fluidizado. Podem-se citar como exemplos os trabalhos de Hassuani et al [48] e Gabra et al [49], que citam somente a realização da secagem como preparo do bagaço antes de submetê-lo ao processo de gaseificação. Para que o uso do bagaço na gaseificação em leito arrastado seja viável, é necessário, portanto, que o mesmo seja submetido a um processo de pré-tratamento de modo que, ao final deste, esteja em condições similares ao carvão mineral utilizado em plantas IGCC, seja na forma sólida – com granulometria na faixa de 50 a 100 [ $\mu\text{m}$ ] – ou com o aspecto de um lama.

Já a palha disponibilizada às usinas possui granulometria variável e umidade de aproximadamente 15% [50]. Por se tratar de folhagem fina e leve, não há um sistema de secagem e trituração que a adeque às condições exigidas pelo gaseificador de leito arrastado. De fato, de acordo com Gabra et al [51], a palha mostra-se uma matéria-prima muito mais problemática para a gaseificação do que o bagaço. De acordo com estes autores, isso se deve ao seu alto teor de cinzas, aproximadamente o dobro do bagaço (em base seca). O alto teor de cinzas na matéria-prima, por sua vez, diminui a eficiência da gaseificação em leito arrastado, em decorrência da menor produção de megawatts térmicos de gás pobre.

De fato, a lavagem da cana possibilita a remoção de terra da mesma, ao passo que um sistema de lavagem eficiente para a palha ainda não é uma realidade comercial. Isso, de fato, contribui para que o bagaço possua menor teor de cinzas que a palha. Conseqüentemente, a gaseificação do bagaço em leito arrastado mostra-se mais viável que a da palha. Por esta razão, o presente trabalho irá considerar o aproveitamento da palha apenas para a queima em

plantas de cogeração, ao passo que o aproveitamento do bagaço para a gaseificação em leito arrastado será considerado, desde que o mesmo seja submetido a um pré-tratamento para adequar-se às condições exigidas pelo gaseificador de leito arrastado.

## **2.3 Preparo do Bagaço de Cana para a Gaseificação em Leito Arrastado**

Os métodos mais pesquisados para o preparo de biomassas de diversos tipos para a posterior gaseificação em leito arrastado advêm de rotas termoquímicas: a pirólise rápida e a torrefação. Em geral, ambos os processos têm por objetivo converterem a biomassa em um combustível de maior valor agregado, que possui maior PCI, além de melhores características de armazenamento e transporte em relação à biomassa original. Constata-se que os produtos obtidos de ambos os processos, a partir de diferentes tipos de biomassa, possuem composição química semelhantes.

O principal produto da pirólise rápida possui o aspecto de um líquido ou óleo viscoso, que pode alimentar gaseificadores pressurizados de leito arrastado mediante o uso de bombas de cavidade progressiva. Já o principal produto da torrefação é constituído de material sólido com aspecto quebradiço e hidrofóbico, fatores que facilitam sua moagem para que o produto obtido seja pulverizado e possa ser usado em sistemas de alimentação de gaseificadores pressurizados de leito arrastado. Tanto a pirólise rápida, como a torrefação guardam certas peculiaridades quanto às características que a biomassa deve ter para que o processo seja conduzido de maneira satisfatória. Os subitens que se seguem descrevem, de forma sucinta, ambos os processos sob o ponto de vista técnico e status de desenvolvimento.

### **2.3.1 Pirólise Rápida**

A pirólise da biomassa é definida como um processo termoquímico que consiste na sua decomposição mediante fornecimento de calor em uma atmosfera com total ausência de um agente oxidante (oxigênio puro ou do ar) ou com um suprimento tão reduzido deste agente, que nem a combustão, nem a gaseificação ocorrem de forma considerável. A decomposição ocasionada pela pirólise (conhecida de forma genérica como reações primárias) origina como produtos um composto carbonáceo sólido quebradiço e de aspecto escurecido,

constituído majoritariamente por cinzas e carbono fixo, além dos gases da pirólise, que são formados por gases condensáveis (alcatrão, água e hidrocarbonetos pesados) e gases não-condensáveis (CO, CO<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>, C<sub>2</sub>H<sub>2</sub>, C<sub>2</sub>H<sub>4</sub>, entre outros). A proporção de cada um destes produtos, no entanto, depende fundamentalmente do tipo pirólise, que pode ser lenta ou rápida, em função da taxa de aquecimento ao qual a biomassa é submetida. Na pirólise rápida, a taxa de aquecimento é superior a 300 [°C/min], enquanto na pirólise lenta este valor é de 5 a 7 [°C/min] [52].

Em ambos os casos, o núcleo do reator é aquecido até a temperatura de pirólise, cujo valor situa-se normalmente entre 500 e 600 [°C]. Este aquecimento pode se dar de forma direta ou indireta. Biomassas de diversos tipos, em geral, possuem baixos valores de condutividade térmica: aproximadamente 0,1 [W/m.K] ao redor das partículas e 0,05 [W/m.K] através das partículas, fato que dificulta a transferência de calor para o interior das mesmas [53]. Dessa forma, a taxa de aquecimento da biomassa é controlada principalmente pelo tamanho da partícula e sua umidade.

Na pirólise rápida, a elevada taxa de aquecimento se deve à granulometria reduzida e à baixa umidade da biomassa, cujos valores, são no máximo, 2 [mm] e 10%, respectivamente [54]. Neste caso, há o predomínio da cisão e da despolimerização de sua estrutura fibrosa nas reações primárias, favorecendo a produção de maiores proporções de gases da pirólise em detrimento do resíduo sólido carbonáceo que, por sua vez, no entanto, não se apresenta em quantidade desprezível.

Na pirólise lenta, a baixa taxa de aquecimento se deve à granulometria mais elevada – superior a 2 [mm] – e ao maior teor de umidade, situado na faixa entre 15 a 20% [53], [55]. Neste caso, há a predominância da desidratação, descarboxilação, desvolatilização e carbonização nas reações primárias, favorecendo a formação do composto carbonáceo sólido em maiores proporções, em detrimento dos gases da pirólise que, no entanto, não se apresentam em quantidade desprezível [29].

Tempos de residência longos (da ordem de minutos ou horas) ocasionam o craqueamento (reações secundárias) da fração correspondente aos gases condensáveis, originando gases mais leves e não-condensáveis (gases secundários), que se juntam aos gases não-condensáveis previamente existentes (gases primários). Já tempos de residência curtos (da ordem de segundos) possibilitam que seja feito o resfriamento dos gases da pirólise assim que estes são retirados do reator, de modo a condensar a fração correspondente aos gases condensáveis, originando o chamado líquido pirolítico.



A pirólise rápida vem normalmente associada a baixos valores de tempo de residência (< 3 [s]), maximizando, portanto, a produção de líquido pirolítico. Casos extremos da pirólise rápida são a pirólise flash e a pirólise ultrarrápida, que maximizam ainda mais a produção de líquidos com tempos de residência inferiores a 1 [s] e 0,5 [s], respectivamente [53]. Entretanto, nestes dois casos, seria necessário que a biomassa fosse submetida a granulometria inferior a 200 [µm], o que seria inviável do ponto de vista econômico.

Já a pirólise lenta pode vir associada a baixos ou elevados tempos de residência (da ordem de minutos ou horas) em função do produto que se deseja obter em maior quantidade a partir dos gases da pirólise – líquido pirolítico ou gases não-condensáveis, respectivamente. Um caso extremo de pirólise lenta é a carbonização, que ocorre em fornos e retortas para a produção de carvão vegetal a partir do uso de biomassa lenhosa como matéria-prima. Neste caso, o sistema é alimentado com toras de madeira com comprimentos entre 25 [cm] e 2[m] e umidade na faixa de 15 a 20% [56], [57].

De modo geral, em ambos os tipos de pirólise se obtém o resíduo carbonáceo sólido, líquido pirolítico e gases. Entretanto, não é apenas a porcentagem de cada um deles entre os produtos finais que é afetada em função do tipo de pirólise, mas também a qualidade de cada um destes produtos. De acordo com Hugo [53], o líquido pirolítico coletado da pirólise rápida possui aspecto homogêneo, recebendo a denominação óleo pirolítico ou bio-óleo. Já o líquido pirolítico da pirólise lenta é formado por duas fases distintas: óleo decantado e fase aquosa, que já não é de serventia para processos de gaseificação em leito arrastado, ao contrário do que ocorre com o óleo pirolítico proveniente da pirólise rápida, cuja produção passa a ser focada nos subitens que se seguem.

### **2.3.1.1 Características do Óleo Pirolítico**

O óleo pirolítico é um líquido marrom escurecido, com alto conteúdo de compostos oxigenados e água. A porcentagem de água em sua composição se situa na faixa de 15 a 35% em massa [58]. Já a porcentagem de oxigênio na composição elementar se situa na faixa de 40 a 50%, distribuído em mais de 300 componentes que já foram identificados [59]. Devido ao alto teor de água e compostos oxigenados, o óleo pirolítico é imiscível a hidrocarbonetos e seu poder calorífico é consideravelmente inferior ao de outros combustíveis fósseis.

Diminuir o teor de água no líquido pirolítico seria altamente desejável devido ao aumento da densidade energética, diminuição dos custos de transporte, além de questões

relacionadas à estabilidade da composição e acidez [60]. Por outro lado, diminuir este teor mostra-se inviável sob o ponto de vista da aplicabilidade, devido ao aumento de sua viscosidade. Para proporções de água abaixo de 15% em massa no óleo pirolítico, ocorrem aumentos exponenciais em sua viscosidade, fator que é indesejável para a utilização em motores de combustão interna e operações de bombeamento, que requerem elevada fluidez, como é o caso da alimentação de gaseificadores pressurizados [58]. Para a combustão em caldeiras, o problema da viscosidade, no entanto, não é significativo [61]. Já a diminuição do elevado teor de oxigênio do óleo pirolítico seria excelente para a aplicação do mesmo como combustível em meios de transporte.

Pode-se ainda reduzir a viscosidade do óleo pirolítico durante seu armazenamento mediante a adição de 10 a 20% de etanol. A adição de metanol também traz propriedades benéficas para seu armazenamento, como maior estabilidade [62]. A presença de ácidos carboxílicos no óleo pirolítico ocasionam a queda do pH em torno de 2 a 3. Este fato pode fazer com que o óleo pirolítico seja corrosivo, fato que pode ser ainda mais agravado em temperaturas elevadas. Logo, devem-se utilizar gaseificadores com paredes internas compostas com materiais mais resistentes à corrosão [63].

### **2.3.1.2 Status da Pirólise Rápida da Biomassa**

Segundo Suh [64], plantas voltadas para a produção de óleo pirolítico através da pirólise rápida ainda se encontram, predominantemente, em estágio inicial de desenvolvimento, havendo apenas projetos em escala de laboratório, plantas-piloto e plantas demo. Relatórios sobre estas unidades, no entanto, são escassas [65].

Em publicação da IEA Bioenergy [66], há o relato das tecnologias presentes nos modelos comerciais de pirolisadores e suas respectivas características. Descrevê-las, no entanto, foge do escopo do presente trabalho. Segundo Suh [64], a tecnologia mais difundida é a de leito fluidizado borbulhante, que em 2013, contava, em âmbito global, com apenas doze unidades em operação, das quais a maior delas era produzida pela empresa canadense Dynamotive e tinha capacidade de produção de até 8,0 [t/h] de óleo pirolítico.

Ainda segundo Suh [64], na maioria dos pirolisadores comercialmente disponíveis ocorre a transferência direta de calor, pois esta acarreta em maior eficiência ao processo da pirólise rápida. Não obstante, todos os reatores mencionados na publicação da IEA Bioenergy utilizam gases inertes para o processo, em maior ou em menor quantidade. A grande

desvantagem destes reatores, no entanto, reside no fato de que gases inertes se misturarem aos gases da pirólise, dificultando a condensação da fração condensável dos gases devido a maior área que os condensadores devem possuir. Os gases inertes utilizados, por sua vez, são aquecidos indiretamente a partir de uma fonte quente, que pode provir da queima da queima dos gases não-condensáveis da pirólise e/ou do resíduo carbonáceo sólido obtido. Quando a energia proveniente da queima dos resíduos gerados no processo da pirólise é suficiente para atender à demanda energética necessária para desencadear o processo, diz-se que a pirólise é auto-térmica. Segundo Begman [67], evita-se o uso de vapor d'água como fluido de transferência de calor pelo fato de o funcionamento do pirolisador ser atrelado ao funcionamento de uma caldeira, o que ocasionaria queda na confiabilidade do sistema como um todo.

Apesar das exigências quanto à granulometria da biomassa e das dificuldades em sua moagem, constata-se que muitos tipos de biomassa podem ser utilizados como matéria-prima da pirólise. Segundo Bridgwater [68], a maior parte dos experimentos e projetos que envolvem a pirólise rápida da biomassa foca na utilização de madeiras florestais que servem como matéria-prima à indústria como madeiras de pinheiro e eucalipto. Essa questão pode ser atribuída, provavelmente, ao fato de a maioria dos experimentos e projetos que envolvem a produção de óleo pirolítico por meio da pirólise rápida terem sido feitos na América do Norte e países europeus, que são locais onde esse tipo de biomassa é abundante em decorrência das condições climáticas favoráveis, além desses países possuírem um setor industrial que a utiliza como matéria-prima altamente desenvolvida e difundida – casos dos setores de papel e celulose, móveis, construção civil, cosméticos, entre outros. De acordo com o mesmo autor, além da madeira, testes foram feitos com licor negro, resíduos florestais e resíduos agrícolas (cascas, palha, caroço de azeitona, entre outros), contabilizando, ao todo, testes com mais de 100 diferentes tipos distintos de biomassa. Trabalhos envolvendo a pirólise rápida do bagaço de cana, no entanto, são relativamente escassos na literatura. O trabalho envolvendo o maior nível de detalhamento do tema foi feito por Hugo [53]. Uma importante conclusão de seu trabalho foi que a produção de óleo pirolítico a partir do bagaço é otimizada em 500 [°C]. Outros trabalhos no tema foram desenvolvidos por Yanik et al [69], Henrich [70], Drummond & Drummond [71], Tsai et al [72], todos com temperatura de pirólise com temperaturas bem próximas dos 500 [°C].

### **2.3.1.3 Status da Utilização do Óleo Pirolítico na Gaseificação em Leito Arrastado**

Atualmente, há poucos registros de plantas que envolvam a integração entre os processos de pirólise rápida e gaseificação em leito arrastado. A tecnologia encontra-se predominantemente em escala de laboratório, com algumas plantas-piloto. Alguns trabalhos envolvendo o tema podem ser citados como os de Leijenhorst et al [73], Venderbosch e Prins [74], Van Rossum [75], Carlsson et al [76], além de Chhiti et al [77].

### **2.3.2 Torrefação**

A torrefação é um caso particular de pirólise lenta, cuja temperatura final (denominada genericamente por temperatura de torrefação), segundo Basu [29], situa-se entre 200 a 300 [°C]. Outros autores, como Anders et al [78], situam a torrefação na faixa de temperatura entre 200 e 350 [°C]. O maior objetivo da torrefação da biomassa é produzir um composto sólido, que genericamente recebe a denominação biomassa torrefada. Do processo de torrefação obtém-se também, em menor proporção, os gases da torrefação, que por sua vez, são compostos por vapores condensáveis e não-condensáveis.

Segundo Basu [29], para uma mesma taxa de aquecimento, à medida que a temperatura de torrefação supera 300 [°C], a biomassa sofre graus mais severos de torrefação, que fazem que o processo vá cada vez mais, se aproximando da carbonização. A Figura 2.10 mostra o aspecto de lascas de madeira de pinho submetidas a diferentes graus de torrefação:



Figura 2.10: Lascas originais de madeira de pinho (A) e os correspondentes materiais torrefados. Marrom Claro (B) T=260 [°C]; t=25 min. Marrom Escuro (C) T=310 [°C]; t=8 min. Preto (D) T=310 [°C]; t=25 min.

Ao final do processo, os dados mais importantes a serem extraídos da biomassa torrefada são a massa e a energia retidas, que são fornecidos na forma de porcentagem em relação à biomassa originalmente utilizada. Segundo Bergman et al [79], ambos os valores são definidos e calculados em base seca e livre de cinzas:

$$M_{\text{retida}} = \frac{M_{\text{tor}}}{M_{\text{inicial}}} \quad (2.1)$$

$$E_{\text{retida}} = M_{\text{retida}} \times \frac{PCI_{\text{tor}}}{PCI_{\text{inicial}}} \quad (2.2)$$

### 2.3.2.1 Características da Biomassa Torrefada

Em relação à biomassa in natura, a biomassa torrefada possui maior densidade energética e dificuldade muito maior em absorver umidade do meio, fatores que facilitam seu armazenamento e transporte. Além desses fatores, a biomassa torrefada possui aspecto quebradiço, fato que contribui para que a energia gasta em sua moagem seja reduzida. Trabalhos de Phanphanich & Mani [80] e Arias et al [81] relatam que a capacidade em absorver umidade, assim como energia gasta no processo de moagem são enormemente

reduzidas com o aumento do grau de torrefação da biomassa. Os mesmos autores também relatam que o PCI da biomassa torrefada aumenta com o aumento do grau de torrefação.

O trabalho realizado por Pach et al [82], em particular, também fornece um nível de detalhamento interessante do processo de torrefação. O experimento foi processado com as utilizações de bagaço de cana, além de madeiras de videira e pinho, que foram submetidos separadamente à torrefação com a mesma taxa de aquecimento. Constatou-se que as composições elementares dos produtos finais obtidos são muito semelhantes – para a mesma temperatura de torrefação e mesmo tempo de residência – fato que reforça a ideia de que a torrefação uniformiza as composições químicas de diferentes biomassas. Observa-se também – com relação a composição elementar (em base seca e livre de cinzas) – que quanto maior o grau de torrefação, maior será a porcentagem de carbono, enquanto a de oxigênio cai, fato que reforça a ideia do aumento do PCI ao final do processo. A massa e a energia retidas também decaem quanto maior for o grau de torrefação.

Em termos comparativos, a Tabela 2.3 mostra o PCI e as composições elementares (em base seca e livre de cinzas) para diferentes tipos de carvão mineral e turfa:

Tabela 2.3: Quadro comparativo das composições elementares e PCI de diferentes tipos de carvão mineral, turfa e bagaço torrefado com as condições especificadas [34], [83].

<b>Combustível</b>	<b>C%</b>	<b>H%</b>	<b>O%</b>	<b>N%</b>	<b>S%</b>	<b>PCI (MJ/kg)</b>
<b>Antrácito</b>	91,8	3,6	2,5	1,4	0,7	36,2
<b>Betuminoso</b>	82,8	5,1	10,1	1,4	0,6	36,1
<b>Sub-Betuminoso</b>	76,4	5,6	14,9	1,7	1,4	31,8
<b>Linhito</b>	71	4,3	23,2	1,1	0,4	26,7
<b>Turfa</b>	55,7	5,4	36,9	1,5	0,5	22,8
<b>Bagaço Torrefado</b>	52,8	5,5	41,5	0,44	-	21,98

De fato, o bagaço torrefado que foi explicitado na Tabela 2.3 encontra-se no limiar das condições de torrefação, fato que o fez aproximar-se da turfa.

### **2.3.2.2 Status da Torrefação de Biomassa**

Plantas voltadas para a produção de biomassa torrefada ainda se encontram em estágio inicial de desenvolvimento, havendo apenas projetos em escala de laboratório, plantas-piloto e plantas demonstrativas. Relatórios sobre essas unidades, no entanto, são igualmente escassos. Kleinschmidt [84] e Koppejan [85] relatam os modelos comerciais de torrefadores atualmente em operação, onde nota-se predomínio dos reatores de leito fixo e rotativos (direto e indireto). Descrever seus respectivos funcionamentos, no entanto, foge ao escopo do presente trabalho.

Diversos tipos de biomassas também já foram utilizadas como matéria-prima da torrefação, no entanto, há relativamente poucos trabalhos envolvendo a torrefação do bagaço de cana. Podem ser citados, neste caso, os trabalhos de Pach et al [82], Jorapur & Rajvanshi [86], Ramos e Paula [87], Pinchuai et al [88], Chen & Sheen [89], Hobson [90] e Daniyanto et al [91].

### **2.3.2.3 Status da Utilização da Biomassa Torrefada na Gaseificação em Leito Arrastado**

Atualmente, há poucos relatórios ou trabalhos que envolvam a integração entre os processos de torrefação e gaseificação em leito arrastado. A tecnologia encontra-se predominantemente em escala de laboratório, com algumas plantas-piloto. Alguns trabalhos envolvendo o tema podem ser citados como os de Strandberg [92], Couhert et al [93], Dudynski e Kwiatkowski [94], Chen et al [95], além de Weiland et al [96].

Em dezembro de 2012, no entanto, foi anunciado o Projeto Wood Spirit, que tem por objetivo a construção da primeira planta de gaseificação com as características mencionadas no município de Delfzijl, Holanda. Esta planta terá por objetivo produzir 400 ton/ano de metanol a partir do gás obtido na gaseificação, via rota BTL. Um financiamento de €199 milhões foi concedido à execução da obra que, até a data do presente trabalho, ainda não entrou em operação [97].

## **2.4 Conclusões Preliminares**

Por meio da revisão bibliográfica, constata-se que as tendências do setor canavieiro brasileiro para os próximos anos é que a colheita da cana-de-açúcar seja totalmente

mecanizada e que a produtividade na produção de cana por hectare aumente. Esses fatores estimulam o setor a buscar a solução mais eficiente possível para a maximização de excedentes de energia elétrica diante do aumento da quantidade de palha e bagaço disponibilizados à usina. Por outro lado, grandes usinas tendem a predominar nos leilões de energia elétrica para os próximos anos, devido à maior atratividade econômica para a venda de energia barata e competitiva. Novas usinas, portanto, dificilmente tendem a seguir a concepção do uso de sistema de cogeração tradicional de médio/pequeno porte.

Tendo isso em vista, as opções mais visadas pelo setor seguem duas vertentes distintas: sistemas BIG-GTCC com gaseificadores de leito arrastado e sistemas de cogeração modernos (com moendas 100% eletrificadas, produção de vapor com elevado nível entálpico e uso de turbinas a vapor de condensação/extração). Conforme mencionado, há algumas usinas com sistema de cogeração moderno já em operação, por outro lado, não há usinas com sistema BIG-GTCC em operação. Ambos os tipos de usina, de fato, só se justificam para projetos de grande porte, com moagem elevada, processos otimizados com baixo consumo de vapor e grupos geradores de alta potência. Deve-se levar em conta que, conforme descrito, a perda de massa no sistema BIG-GTCC é elevada ao longo do processo (até que se obtenha o gás pobre) e, portanto, seu uso também só se justificaria para usinas de grande porte.

Comparar ambas as tecnologias, portanto, se faz necessário, de modo que se saiba qual rumo as grandes usinas do setor a serem construídas a partir de agora, devem, de fato, seguir.



## CAPÍTULO 3 – DEFINIÇÃO DOS ESTUDOS DE CASO E DESCRIÇÃO DA ANÁLISE TERMODINÂMICA

Seguindo a tendência do setor canavieiro brasileiro, o presente trabalho propõe comparar as duas tecnologias mais estudadas para a maximização de eletricidade: plantas de cogeração modernas e plantas BIG-GTCC com gaseificadores de leito arrastado e comparar ambas, com as plantas de cogeração tradicionais, comumente mais difundidas no setor sucroalcooleiro brasileiro. Conforme mostrado na revisão bibliográfica, o bagaço *in natura* não pode ser aproveitado diretamente no sistema BIG-GTCC com gaseificador de leito arrastado, devendo ser submetido, antes, a um pré-tratamento: torrefação ou pirólise. Como não se sabe, de antemão, qual deles é o melhor pré-tratamento, o presente trabalho fará estudos de caso envolvendo sistemas BIG-GTCC com estas duas tecnologias em separado, de modo a determinar qual é a mais viável.

Considera-se que o sistema BIG-GTCC, sozinho, não é capaz de suprir as respectivas demandas de vapor e eletricidade nos processos produtivos de destilarias anexas e autônomas. Por esta razão, será considerado que o sistema BIG-GTCC operará em conjunto com um sistema de cogeração moderno para a produção conjunta de vapor e eletricidade demandados pelo processo. Em todos os estudos de caso, segue-se a tendência do setor, com a prática da colheita mecanizada sem pré-queima, fato que disponibilizará a utilização da palha como recurso energético na usina, exceção será feita para os estudos de caso com plantas de cogeração tradicionais. Considera-se que a palha – devido às limitações já mencionadas para a gaseificação em leito arrastado – será aproveitada somente na planta de cogeração, mediante sua queima em caldeiras.

Os subitens que se seguem apresentarão os estudos de caso que irão combinar as duas tecnologias mencionadas no aproveitamento da biomassa disponibilizada como resíduo no setor canavieiro: sistemas de cogeração modernos e sistemas BIG-GTCC. A seguir, será apresentada a análise termodinâmica, que será usada para avaliar qual o melhor estudo de caso sob os pontos de vista da primeira e segunda lei.

### 3.1 Descrição dos Estudos de Caso com Sistema de Cogeração Moderno

Dois casos com uso exclusivo de sistema de cogeração moderno são definidos: um com uma destilaria autônoma e outro com uma destilaria anexa, que recebem as denominações COG-AUT e COG-ANEX, respectivamente. Convencionou-se que ambos utilizam um sistema de cogeração moderno e que o sistema de colheita de cana praticado é o mecanizado, fato que disponibiliza o bagaço e a palha como recurso energético. Considera-se que parte do bagaço é estocado para partidas da usina em períodos de manutenção, enquanto o restante, em sua totalidade, é utilizado na cogeração, assim como a palha. A Figura 3.1 mostra as transformações mássicas que ocorrem ao longo do processo nos casos COG-AUT e COG-ANEX:

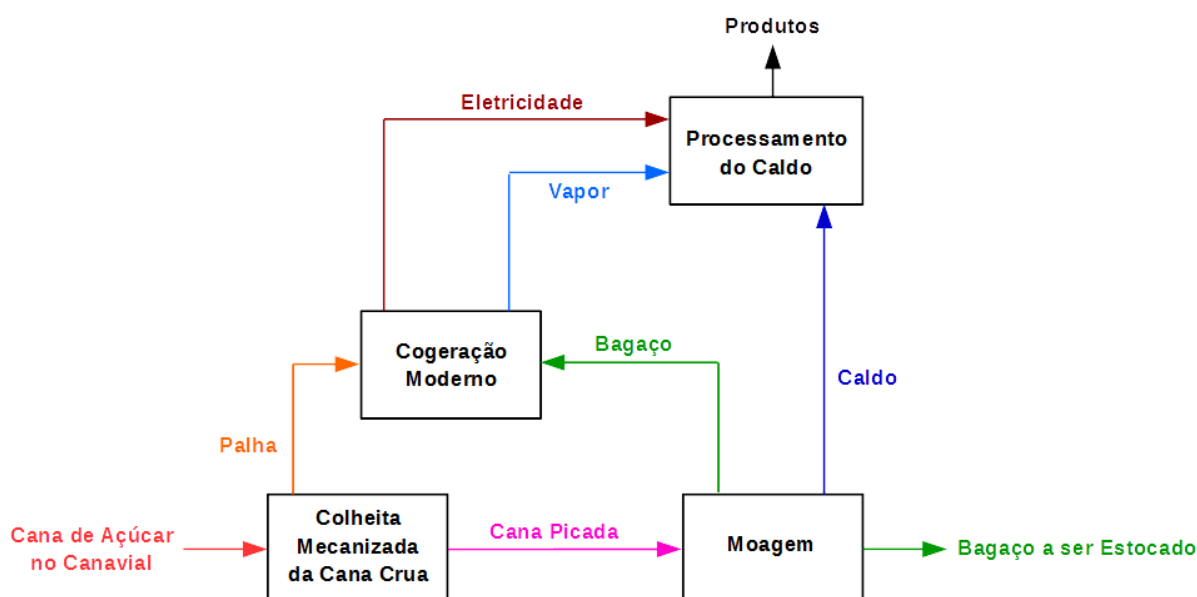


Figura 3.1: Diagrama qualitativo referente às transformações mássicas nos estudos de caso COG-AUT e COG-ANEX.

O diagrama representativo presente na Figura 3.1 representa tanto o caso com destilaria autônoma quanto o caso com destilaria anexa. A única diferenciação entre eles, em termos qualitativos, refere-se à diversidade de produtos obtidos no processamento do caldo, pois na destilaria anexa há um produto a mais: o açúcar. Aspectos quantitativos e parâmetros

operacionais de cada um dos subprocessos e, conseqüentemente, da unidade produtiva como um todo (para cada estudo de caso), serão desenvolvidos no capítulo posterior.

### **3.2 Descrição dos Estudos de Caso com Sistema de Cogeração Moderno + Sistema BIG-GTCC**

Quatro casos com uso de sistema de cogeração moderno operando conjuntamente com um sistema BIG-GTCC são definidos em função da destilaria ser anexa ou autônoma e em função do pré-tratamento do BIG-GTCC ser pirólise ou torrefação. Conseqüentemente, faz-se uso das denominações BIGCC-PIR (AUT), BIGCC-PIR (ANEX), BIGCC-TOR (AUT) e BIGCC-TOR (ANEX).

Convenciona-se que ambos utilizam um sistema de cogeração moderno e que o sistema de colheita de cana praticado é o mecanizado, fato que disponibiliza o bagaço e a palha como recurso energético. Considera-se que parte do bagaço é estocado para partidas da usina em períodos de manutenção, enquanto o restante, em sua totalidade, é igualmente dividido entre a cogeração e o BIG-GTCC. A palha, em sua totalidade, é utilizada na cogeração, somente. A Figura 3.2 mostra as transformações mássicas que ocorrem ao longo do processo nos casos BIGCC-PIR (AUT), BIGCC-PIR (ANEX), BIGCC-TOR (AUT) e BIGCC-TOR (ANEX):

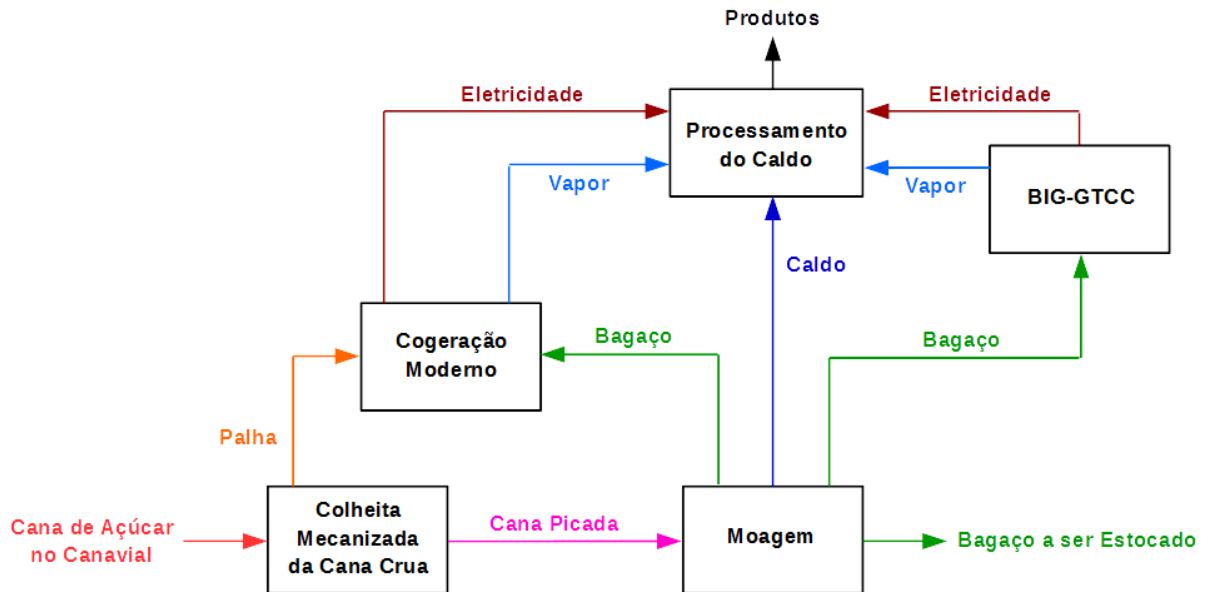


Figura 3.2: Diagrama qualitativo referente às transformações mássicas nos estudos de caso com pré-tratamento por torrefação e pirólise rápida.

O diagrama presente na Figura 3.2 representa casos com destilaria anexa e autônoma com sistema BIG-GTCC. Analogamente, em termos qualitativos, o açúcar, é o único produto adicional que pode variar em função da destilaria ser anexa ou autônoma. Além disso, em termos qualitativos, também pode haver diferenciação em função do tipo de pré-tratamento utilizado no sistema BIG-GTCC: torrefação ou pirólise. Independentemente do tipo de sistema BIG-GTCC usado, no entanto, os produtos finais (vapor e eletricidade) serão os mesmos.

### 3.3 Descrição dos Estudos de Caso de Referência (Cogeração Tradicional)

Todos os casos anteriormente descritos serão comparados com dois casos de referência REF-AUT e REF-ANEX, correspondentes a uma destilaria anexa e uma destilaria autônoma, respectivamente. Em ambos os casos, tem-se por objetivo representar, da forma mais fiel possível, a tecnologia mais difundida no setor atualmente, que consiste no uso de plantas de cogeração tradicional com turbinas de contrapressão para acionamento do gerador e das moendas, semelhante à mostrada na Figura 2.2. Além disso, é considerado o uso da prática da

colheita com pré-queima, de modo a eliminar toda a palha, fato que obriga a usina a fazer apenas uso do bagaço como recurso energético na planta de cogeração, havendo naturalmente, uma sobra de bagaço a ser quantificada. Figura 3.3 mostra as transformações mássicas que ocorrem ao longo do processo nos casos de referência:

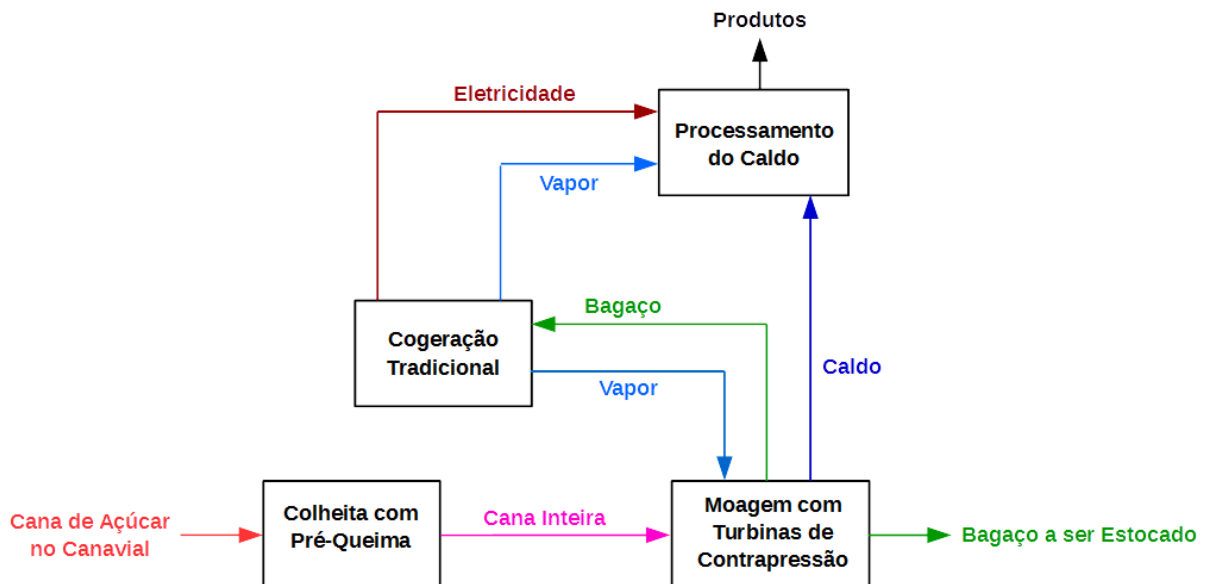


Figura 3.3: Diagrama qualitativo referente às transformações mássicas nos estudos de caso REF-AUT e REF-ANEX.

O diagrama representativo presente na Figura 3.3 representa tanto o caso com destilaria autônoma quanto o caso com destilaria anexa. A única diferenciação entre eles, em termos qualitativos, refere-se à diversidade de produtos obtidos no processamento do caldo, pois na destilaria anexa há um produto a mais: o açúcar. Aspectos quantitativos e parâmetros operacionais de cada um dos subprocessos e, conseqüentemente, da unidade produtiva como um todo (para cada estudo de caso), serão desenvolvidos no capítulo posterior.

### 3.4 Definição dos Estudos de Caso

A Tabela 3.1 mostra os estudos de caso tomados por base no presente trabalho:

Tabela 3.1: Estudos de caso Propostos.

Estudo de Caso	Subplantas	Características
REF-AUT	Processo Produtivo (Destilaria Autônoma)	Produtividade de Etanol: 90 [l/t <sub>cana</sub> ]; Consumo de vapor: 380 [kg/t <sub>cana</sub> ]; Consumo de Elétrico: 12 [kWh/t <sub>cana</sub> ]; Moendas Acionadas por Turbina a Vapor
	Planta de Cogeração Tradicional	Parâmetros de vapor: 65 [bar] e 480 [°C]; Combustível: somente bagaço; Turbina a vapor de contrapressão
REF-ANEX	Processo Produtivo (Destilaria Anexa)	Produtividade de Etanol: 50 [l/t <sub>cana</sub> ]; Consumo de vapor: 420 [kg/t <sub>cana</sub> ]; Consumo de Elétrico: 18 [kWh/t <sub>cana</sub> ]
	Planta de Cogeração Tradicional	Parâmetros de vapor: 65 [bar] e 480 [°C]; Combustível: somente bagaço; Turbina a vapor de contrapressão
COG-AUT	Processo Produtivo (Destilaria Autônoma)	Produtividade de Etanol: 90 [l/t <sub>cana</sub> ]; Consumo de vapor: 380 [kg/t <sub>cana</sub> ]; Consumo de Elétrico: 12 [kWh/t <sub>cana</sub> ]; Moendas Eletrificadas
	Planta de Cogeração Moderna	Parâmetros de vapor: 100 [bar] e 530 [°C]; Combustível: bagaço e palha; Turbina a vapor de condensação/extração
COG-ANEX	Processo Produtivo (Destilaria Anexa)	Produtividade de Etanol: 50 [l/t <sub>cana</sub> ]; Consumo de vapor: 420 [kg/t <sub>cana</sub> ]; Consumo de Elétrico: 18 [kWh/t <sub>cana</sub> ]; Moendas Eletrificadas
	Planta de Cogeração Moderna	Parâmetros de vapor: 100 [bar] e 530 [°C]; Combustível: bagaço e palha; Turbina a vapor de condensação/extração
BIGCC-PIR (AUT)	Processo Produtivo (Destilaria Autônoma)	Produtividade de Etanol: 90 [l/t <sub>cana</sub> ]; Consumo de vapor: 380 [kg/t <sub>cana</sub> ]; Consumo de Elétrico: 12 [kWh/t <sub>cana</sub> ]; Moendas Eletrificadas
	Planta de Cogeração Moderna	Parâmetros de vapor: 100 [bar] e 530 [°C]; Combustível: bagaço e palha; Turbina a vapor de condensação/extração
	Planta BIG-GTCC	Pré-tratamento: pirólise rápida
BIGCC-PIR (ANEX)	Processo Produtivo (Destilaria Anexa)	Produtividade de Etanol: 50 [l/t <sub>cana</sub> ]; Consumo de vapor: 420 [kg/t <sub>cana</sub> ]; Consumo de Elétrico: 18 [kWh/t <sub>cana</sub> ]; Moendas Eletrificadas
	Planta de Cogeração Moderna	Parâmetros de vapor: 100 [bar] e 530 [°C]; Combustível: bagaço e palha; Turbina a vapor de condensação/extração
	Planta BIG-GTCC	Pré-tratamento: pirólise rápida
BIGCC-TOR (AUT)	Processo Produtivo (Destilaria Autônoma)	Produtividade de Etanol: 90 [l/t <sub>cana</sub> ]; Consumo de vapor: 380 [kg/t <sub>cana</sub> ]; Consumo de Elétrico: 12 [kWh/t <sub>cana</sub> ]; Moendas Eletrificadas
	Planta de Cogeração Moderna	Parâmetros de vapor: 100 [bar] e 530 [°C]; Combustível: bagaço e palha; Turbina a vapor de condensação/extração
	Planta BIG-GTCC	Pré-tratamento: torrefação
BIGCC-TOR (ANEX)	Processo Produtivo (Destilaria Anexa)	Produtividade de Etanol: 50 [l/t <sub>cana</sub> ]; Consumo de vapor: 420 [kg/t <sub>cana</sub> ]; Consumo de Elétrico: 18 [kWh/t <sub>cana</sub> ];
	Planta de Cogeração Moderna	Parâmetros de vapor: 100 [bar] e 530 [°C]; Combustível: bagaço e palha; Turbina a vapor de condensação/extração
	Planta BIG-GTCC	Pré-tratamento: torrefação

Demais dados relevantes com respeito aos estudos de caso adotados serão mostrados no capítulo seguinte, referente às considerações dos subprocessos que compõe cada planta.

## 3.5 Análise Termodinâmica

A análise termodinâmica para cada um dos estudos de caso propostos é dividida em duas partes: uma análise energética e uma análise exérgica. Os subitens que se seguem têm por objetivo descrever sucintamente o princípio de ambas as análises, assim como, o objetivo de cada uma delas.

### 3.5.1 Análise Energética

A análise energética baseia-se na Primeira Lei da Termodinâmica. Seu objetivo, portanto, consiste em determinar, a partir da energia inicial do bagaço e da palha, quanto é aproveitado ao final do processo. Para essa análise, em todos os estudos de caso propostos, serão feitos usos dos seguintes indicadores de desempenho:

- **Eficiência Global da Planta:** mede a eficiência da planta considerada por meio da razão entre a soma das energias associadas aos produtos de maior interesse da usina (etanol, açúcar e eletricidade) e a soma das energias dos combustíveis disponíveis (palha e bagaço). Nos casos de referência, a energia da palha não será considerada. Seu valor é dado pela expressão (3.1):

$$\eta = \frac{E_{\text{eletricidade}} + E_{\text{etanol}} + E_{\text{açúcar}}}{E_{\text{palha}} + E_{\text{bagaço}}} \times 100 \text{ [%]} \quad (3.1)$$

- **Eficiência Global no Aproveitamento da Cana-de-Açúcar:** mede a eficiência do aproveitamento da cana-de-açúcar por meio da razão entre a soma das energias associadas aos produtos de maior interesse da usina (etanol, açúcar e eletricidade) e a energia da própria cana-de-açúcar presente no canavial. Seu valor é dado pela expressão (3.2):

$$\eta = \frac{E_{\text{eletricidade}} + E_{\text{etanol}} + E_{\text{açúcar}}}{E_{\text{cana-de-açúcar}}} \times 100 [\%] \quad (3.2)$$

- **Índice de Eletricidade Excedente por Moagem:** mede a razão entre a eletricidade produzida e a quantidade de cana picada processada na usina. Seu valor é dado pela expressão (3.3):

$$I_{\text{exced}} = \frac{\text{Eletricidade Excedente}}{\text{Moagem Horária de Cana Picada}} \text{ em [MWh/t}_{\text{cana}}] \quad (3.3)$$

### 3.5.2 Análise Exergética

A exergia pode ser entendida como a máximo trabalho que pode ser obtida a partir de um fluxo energético que escoar em determinadas condições físico-químicas até atingir as condições do ambiente de referência – também chamado de estado morto [98]. No presente trabalho, as condições de referência do ambiente considerado são:

Tabela 3.2: Estado-referência adotado para a análise exergética.

Elemento Considerado	Valor
Temperatura [°C]	25
Pressão [bar]	1,01

Na ausência de efeitos de ordem nuclear, magnética, elétrica e de tensão de superfície, a exergia B total de um sistema pode ser dividida em quatro componentes: exergia física ( $B^{\text{PH}}$ ), exergia cinética ( $B^{\text{KN}}$ ), exergia potencial ( $B^{\text{PT}}$ ) e exergia química ( $B^{\text{CH}}$ ), ou seja:

$$B = B^{\text{PH}} + B^{\text{KN}} + B^{\text{PT}} + B^{\text{CH}} \quad (3.4)$$



Considera-se que a exergia inicial de um fluxo de energia pode ser destruída ou degradada, o que é um resultado direto das irreversibilidades ocorridas em um dado sistema. No presente trabalho, considera-se que as exergias cinética e potencial são desprezíveis em relação a soma das exergias química e física nas plantas que compõe os estudos de caso.

Para a análise exergética, torna-se importante saber como a exergia é destruída em cada equipamento ou subprocesso que constitui o sistema. Ao final desta análise, deseja-se obter a porcentagem de exergia disponível e como ela se distribui entre os produtos em cada estudo de caso, assim como a porcentagem de exergia destruída e como ela é destruída em cada um dos subprocessos que compõe a análise.

### **3.6 Definição da Moagem das Usinas nos Estudos de Caso**

Para os casos de referência, conforme mencionado, utilizam-se moagens e parâmetros de vapor menores. O presente trabalho toma como base uma unidade de médio porte: a Usina Ferrari pertencente ao grupo COPERSUCAR, cuja moagem é de 500 [t/h] e parâmetros de vapor são de 65 [bar] e 480 [°C] [99].

Para os demais estudos de caso, conforme mencionado, deve-se tomar uma moagem considerável para que se tenha insumo energético necessário para todos os subprocessos. O presente trabalho toma por base as destilarias autônoma e anexa de Eldorado e Santa Luzia, respectivamente. Ambas as usinas pertencem ao grupo Odebrecht Agroindustrial e ocupam o posto de sexta maior usina do país em quantidade de cana processada. A moagem de ambas é de 1200 [t/h] e os parâmetros de vapor são de 100 [bar] e 530 [°C] [100],[101].

Ressalta-se que em todos os estudos de caso será feito consumo de vapor de escape otimizado nos processos: 380 [kg de vapor/ $t_{cana}$ ] para os casos com destilaria autônoma e 420 [kg de vapor/ $t_{cana}$ ] para os casos com destilaria anexa [48], [102]. Maiores detalhes quanto as configurações das usinas adotadas nos estudos de caso serão mostradas no capítulo a seguir.

## **CAPÍTULO 4 – CONSIDERAÇÕES RELATIVAS AOS SUBPROCESSOS QUE INTEGRAM OS ESTUDOS DE CASO**

O presente capítulo tem por objetivo estabelecer as considerações feitas para a análise dos estudos de caso propostos no capítulo anterior. Para a análise energética, são considerados os balanços mássico e energético de cada um dos subprocessos que integram as plantas referentes aos estudos de caso, onde parte desses balanços são feitos neste capítulo e parte é feita no software Gatecycle 6.1.2. Para a análise exergetica, este capítulo apresenta considerações com respeito as exergias física e química específicas adotadas para aos produtos e insumos em cada um dos subprocessos.

No presente capítulo, todas as propriedades termodinâmicas da água, em seus diferentes estados (líquido comprimido, líquido/vapor saturado e vapor superaquecido), são extraídos do livro de Van Wylen [103]. Já todas as propriedades termodinâmicas referentes a gases são extraídas do livro Gas Handbook, publicado pela AGA [104].

### **4.1 Considerações Adotadas na Colheita Mecanizada da Cana Crua**

Com a tendência ao advento da prática da colheita mecanizada da cana crua, a cana-de-açúcar é colhida por colhedoras. A separação entre a palha e a cana picada pode ser feita na usina ou através da ação da própria colhedora, por meio de três rotas distintas:

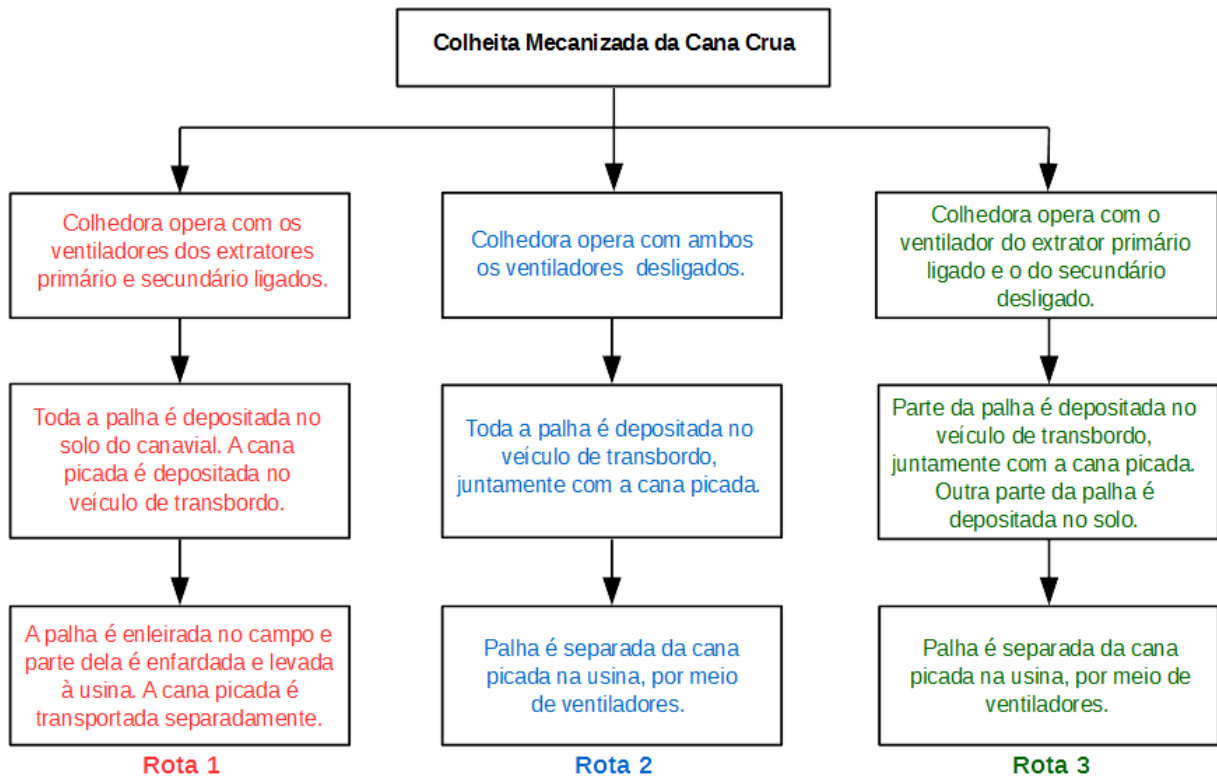


Figura 4.1: Rotas de separação entre a palha e a cana picada.

#### 4.1.1 Adoção da Rota de Separação entre a Palha e a Cana Picada

No Brasil, atualmente, a Rota 1 é a mais praticada entre as poucas usinas que promovem o aproveitamento energético da palha devido à melhor eficiência de sua separação da cana picada, além de não acarretar em consumo adicional de energia elétrica em unidades de separação na usina. Por estas razões, esta rota de separação será adotada no presente trabalho.

#### 4.1.2 Adoção da Porcentagem de Palha deixada no Canavial

Na rota escolhida, as colhedoras de cana lançam a palha no canavial (juntamente com certas impurezas) através dos extratores primário e secundário. Segundo Nunes Jr. [105], a manutenção da palha no canavial promove vantagens e desvantagens. Segundo o mesmo autor, o ideal é que se otimize a porcentagem da palha a ser deixada no canavial, de modo que as desvantagens sejam atenuadas e, ao mesmo tempo, que os benefícios citados sejam

perceptíveis. Estudos do CTC divulgados pelo CGEE [106] sugerem que essa porcentagem, em massa, da palha a ser deixada no campo deve ser 50%. Maués [107] sugere que esse percentual seja de 25%. Não há ainda, portanto, um consenso acerca do limite de palha que ali pode ser deixado. Em todos os estudos de caso do presente trabalho, no entanto, convencionou-se que 50% da palha é deixada no campo, enquanto o restante é utilizado como combustível na usina.

### 4.1.3 Balanço Mássico e Energético

A partir dos dados considerados, é possível fazer um balanço mássico e energético da colheita mecanizada da cana crua, relacionando, para cada tonelada de cana-de-açúcar colhida, os demais produtos considerados que serão levados à usina. Considera-se que a palha obtida da colheita mecanizada da cana crua corresponde a 14% da cana-de-açúcar, em massa [106].. A Figura 4.2 mostra o resultado do balanço sugerido:

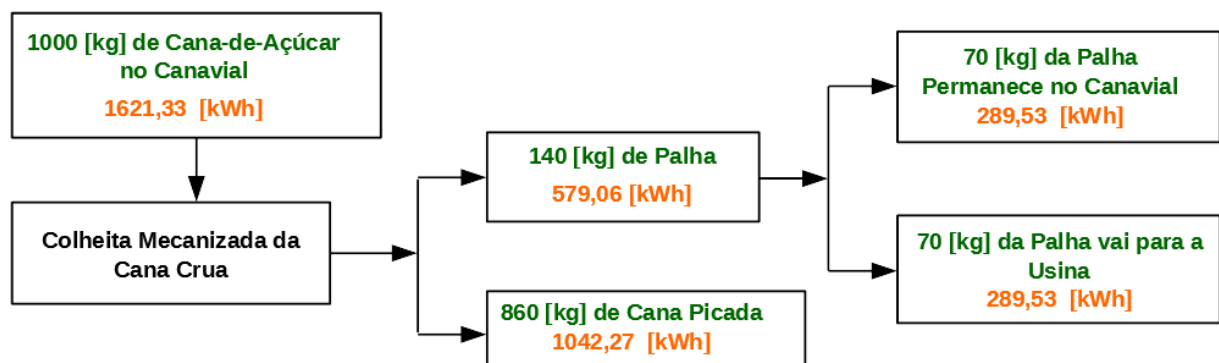


Figura 4.2: Balanço mássico e energético da colheita mecanizada da cana crua.

Sendo a cana picada o produto de maior interesse do processo de colheita, é possível relacioná-la com a quantidade de palha obtida a partir do balanço mássico anteriormente mostrado. Em geral, para cada tonelada de cana picada obtida na colheita, obtém-se 164 [kg] de palha, dos quais 82 [kg] são deixados no solo do canavial e os outros 82 [kg] são encaminhados à usina.

### 4.1.4 Determinação da Exergia Química Específica da Palha

Em todos os estudos de caso será feito o uso de toda a quantidade de palha que é encaminhada à usina, cujo aproveitamento se dará no sistema de cogeração da mesma. Para a análise exérgica de cada estudo de caso, é imperativo, portanto, a determinação da exergia química da palha. Pelo fato de a palha se tratar de um combustível sólido, pode-se fazer o uso da expressão proposta por Szargut [108], que permite a obtenção de sua exergia química específica por meio da equação (4.1):

$$e_{combustível} = (L \cdot Z_W + PCI_{combustível}) \cdot \beta + Z_W \cdot e_{água} \quad (4.1)$$

Onde:

$e_{combustível}$  – Exergia química específica do combustível considerado em [kJ/kg];

$L$  – Entalpia de vaporização da água a 25 [°C] em [kJ/kg];

$Z_W$  – Umidade do combustível considerado em %;

$PCI_{combustível}$  – Poder calorífico inferior do combustível considerado em [kJ/kg];

$e_{água}$  – Exergia química específica da água em [kJ/kg].

O fator adimensional  $\beta$ , por sua vez, é dado por outra equação, que utiliza as porcentagens dos elementos que fazem parte da composição elementar do combustível sólido considerado. Seu valor é dado pela expressão 4.2:

$$\beta = \frac{1,044 + 0,016 \cdot \frac{H\%}{C\%} - 0,03493 \cdot \frac{O\%}{C\%} \cdot \left[ 1 + 0,0531 \cdot \frac{H\%}{C\%} \right] + 0,0493 \cdot \frac{N\%}{C\%}}{1 - 0,4124 \cdot \frac{O\%}{C\%}} \quad (4.2)$$

A Tabela 4.1 mostra as considerações feitas para o cálculo da exergia química específica da palha:

Tabela 4.1: Exergia química da palha disponibilizada à usina [109], [108].

C %	38,87%
H %	4,69%
N %	0,55%
O %	34,02%
S %	0,08%
Cinzas %	6,8%
Entalpia de Vaporização da Água a 25 [°C] [kJ/kg]	2442
PCI da Palha [kJ/kg]	14890
Umidade da Palha (%)	15%
Exergia Química Específica da Água Líquida (kJ/kg)	50
<b>Exergia Química da Palha (kJ/kg)</b>	<b>17648,64</b>

## 4.2 Considerações Adotadas para o Processo Produtivo

Na análise termodinâmica do presente trabalho, considera-se que o processo produtivo se subdivide em dois subprocessos, que consistem em uma unidade de preparo e moagem e uma unidade de processamento do caldo.

Na unidade de preparo e moagem, a cana picada obtida no processo da colheita mecanizada da cana crua é enviada à usina e submetida a uma etapa sequencial de preparo construído por lavagem, picagem (ou trituração) e desfibrção. Após ser submetida a este conjunto de ações, a cana é submetida a etapa de moagem, onde a mesma é comprimida entre os rolos girantes das moendas para que haja extração do caldo misto. A unidade de preparo e moagem fornece como produtos o caldo e o bagaço e é idêntica tanto para os estudos de caso com destilaria autônoma, quanto para os estudos de caso com destilaria anexa.

Na unidade de processamento do caldo, o caldo obtido na unidade de preparo e moagem (também denominado caldo misto) é processado em um conjunto sequencial de subprocessos, que pode variar em função do tipo de destilaria considerada no estudo de caso (anexa ou autônoma). Nos estudos de caso com destilaria autônoma, a unidade de processamento do caldo representa o conjunto sequencial de subprocessos para a obtenção do

etanol. Já nos estudos de caso com destilaria anexa, a unidade de processamento do caldo representa o conjunto sequencial de subprocessos para a obtenção de etanol e açúcar, considerando que 50% do caldo (em massa) é direcionado para a produção de açúcar e os outros 50% para a produção de etanol.

Os subitens que se seguem visam descrever as considerações adotadas para o processo produtivo para as destilarias autônomas e anexas tomadas como base nos estudos de caso.

## **4.2.1 Considerações Relativas à Unidade de Preparo e Moagem**

Os subitens que se seguem mencionam as considerações adotadas na etapa de preparo e moagem para todos os estudos de caso, pois trata-se de uma etapa idêntica tanto nas destilarias anexas e destilarias autônomas.

### **4.2.1.1 Considerações Acerca das Características do Bagaço Obtido na Unidade de Preparo e Moagem**

Nos balanços mássico e exergético, é fundamental que se tenha o valor do PCI do bagaço de cana, assim como sua exergia química específica. Sua exergia física é desprezada. Para a determinação de seu PCI, utiliza-se a formulação divulgada em publicação da SASTA [110], que leva em conta as porcentagens de umidade, cinzas e brix determinadas em ensaios de amostra do bagaço e fornece uma boa aproximação dos valores contidos na literatura:

$$\text{PCI} = 18260 - 207,63 \cdot (\% \text{ umidade}_{\text{amostra}}) - 182,6 \cdot (\% \text{ cinzas}_{\text{amostra}}) - 31,14 \cdot (\% \text{ brix}_{\text{amostra}}) \text{ [kJ/kg]} \quad (4.3)$$

Com base nos teores de umidade, cinzas e brix sugeridos pela publicação da SASTA [110], a Tabela 4.2 mostra o cálculo do PCI do bagaço:

Tabela 4.2: Cálculo do PCI do bagaço.

Umidade da Amostra de Bagaço (%)	50%
Cinzas da Amostra de Bagaço (%)	4%
Brix da Amostra de Bagaço (%)	2%
<b>PCI do Bagaço [kJ/kg]</b>	<b>7500</b>

Já a exergia química específica do bagaço é dada pela expressão (4.2), com a adoção dos dados mostrados na Tabela 4.3:

Tabela 4.3: Cálculo da exergia química específica do bagaço.

C %	23,0%
H %	3,0%
N %	0,45%
O %	21,5%
S %	0,05%
Cinzas %	2,00%
Beta	1,169
Entalpia de Vaporização da Água a 25 [°C] [kJ/kg]	2442
Umidade do Bagaço (%)	50%
PCI do bagaço [kJ/kg]	7500
Exergia Química Específica da Água Líquida [kJ/kg]	50
<b>Exergia Química do Bagaço (kJ/kg)</b>	<b>10161,53</b>

#### 4.2.1.2 Balanço Mássico e Energético da Unidade de Preparo e Moagem

De acordo com LEAL [102], para cada tonelada de cana processada na moagem, contando com a embebição, obtém-se 280 [kg] de bagaço e 1020 [kg]. Em todos os estudos de caso, conforme mencionado, considera-se que as moendas são eletrificadas. Todo esse



processo se dá às custas do consumo de eletricidade, cujo valor adotado, em todos os estudos de caso, é de 16 [kWh/t<sub>cana</sub>] [106]. Considera-se o PCI do caldo como sendo de 2,55 [MJ/kg] [111].

Para todos os estudos de caso, portanto, o balanço mássico e energético da unidade de preparo e moagem, por tonelada de cana picada processada, é representado esquematicamente pela Figura 4.3:

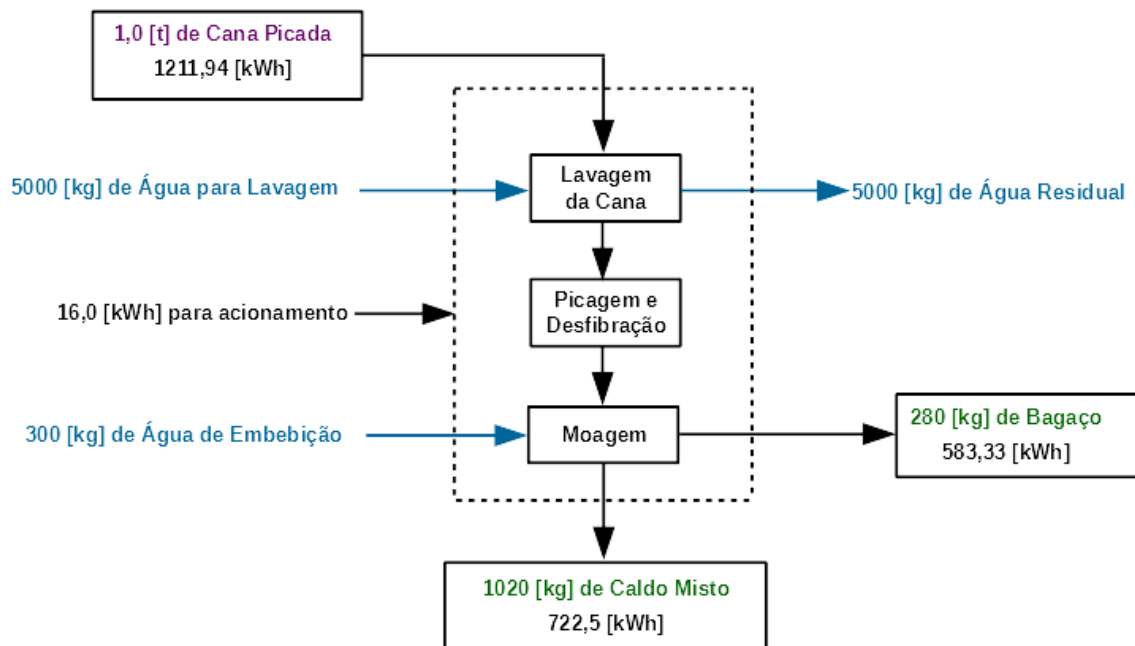


Figura 4.3: Balanço mássico e energético da etapa de preparo e moagem [102].

#### 4.2.2 Considerações Relativas às Unidades de Processamento do Caldo nos Estudos de Caso com Destilaria Autônoma

Com base nos trabalhos de LEAL [110] e do CGEE [106], para os casos com destilaria autônoma, o balanço mássico que representa as transformações mássicas ao longo da unidade de processamento do caldo obtido a partir de cada tonelada de cana é representado na Figura 4.4:

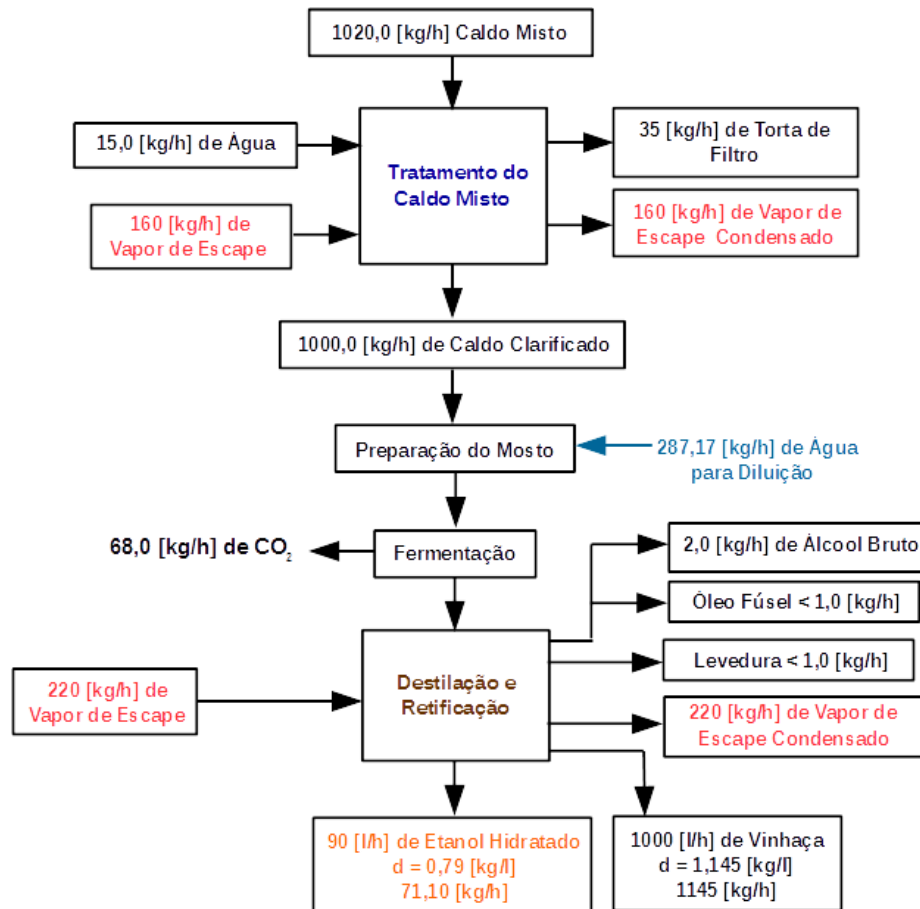


Figura 4.4: Diagrama esquemático do balanço mássico da unidade de processamento do caldo em destilarias autônomas [110].

#### 4.2.2.1 Balanço Mássico e Energético

De acordo com o diagrama representado pela Figura 4.4, constata-se que, para cada tonelada de cana processada, o processo consome 380 [kg] de vapor saturado extraído da turbina de condensação/extração do sistema de cogeração. Tendo em vista a exigência do processo produtivo, no presente trabalho, considera-se que este vapor de escape tem pressão de 2,5 [bar], conforme sugere publicação do CGEE [106]. Ainda de acordo com o diagrama, nota-se que, para cada tonelada de cana processada, são consumidos 287,17 [kg] de água.

Deve-se ressaltar, no entanto, que o balanço mássico mostrado na Figura 4.4 é demasiado complexo para a inclusão do balanço energético correspondente às transformações mássicas. É mais conveniente, neste caso, considerar esta etapa como sendo um volume de controle, com fluxos de entradas e saídas. Para tal, são adotados os seguintes dados, que são mostrados na Tabela 4.4:

Tabela 4.4: Valores adotados para o balanço mássico e energético nas destilarias autônomas dos estudos de caso.

Elemento Considerado	Valor Adotado	Referência
Pressão do Vapor do Processo [bar]	2,5	[106]
Eletricidade Consumida [kWh/t <sub>cana</sub> ]	12	[106]
PCI da Vinhaça [MJ/kg]	0,45	[112], [113]
PCI da Torta de Filtro [MJ/kg]	4,6	[114]
PCI do Etanol [MJ/litro]	20,623	[115]

Demais resíduos (leveduras, álcool bruto, óleo fúsel e CO<sub>2</sub>) são considerados como se fossem um único resíduo, cujo fluxo mássico resultante totaliza a soma dos fluxos mássicos de cada um deles – resultando, aproximadamente, 71 [kg/h]. Considera-se que o conteúdo energético associado aos demais resíduos e o condensado é encontrado por diferença.

Levando-se em conta as considerações mencionadas, é possível elaborar uma versão simplificada do esquema mostrado na Figura 4.3, de modo a incluir os balanços mássico e energético em um mesmo esquema, conforme mostra a Figura 4.5:

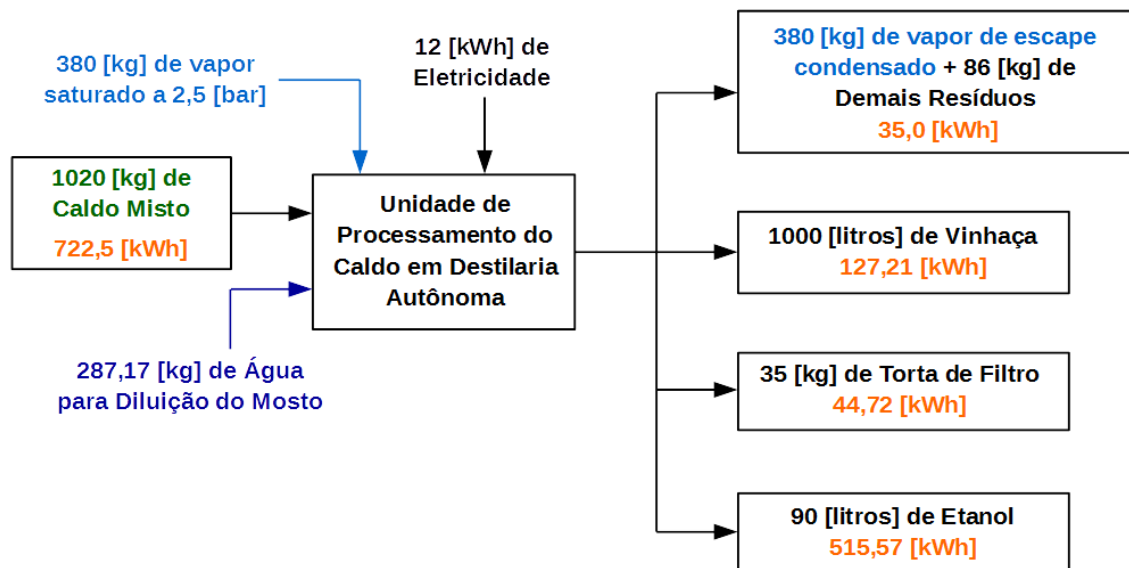


Figura 4.5: Esquema do balanço mássico e energético associados às transformações mássicas ocorridas na unidade de processamento do caldo em destilaria autônoma.

### **4.2.3 Considerações Relativas às Unidades de Processamento do Caldo nos Estudos de Caso com Destilaria Anexa**

Com base nos trabalhos de LEAL [110], para os casos com destilaria anexa, o balanço mássico que representa as transformações mássicas ao longo da unidade de processamento do caldo obtido a partir de cada tonelada de cana é representado pela Figura 4.6:

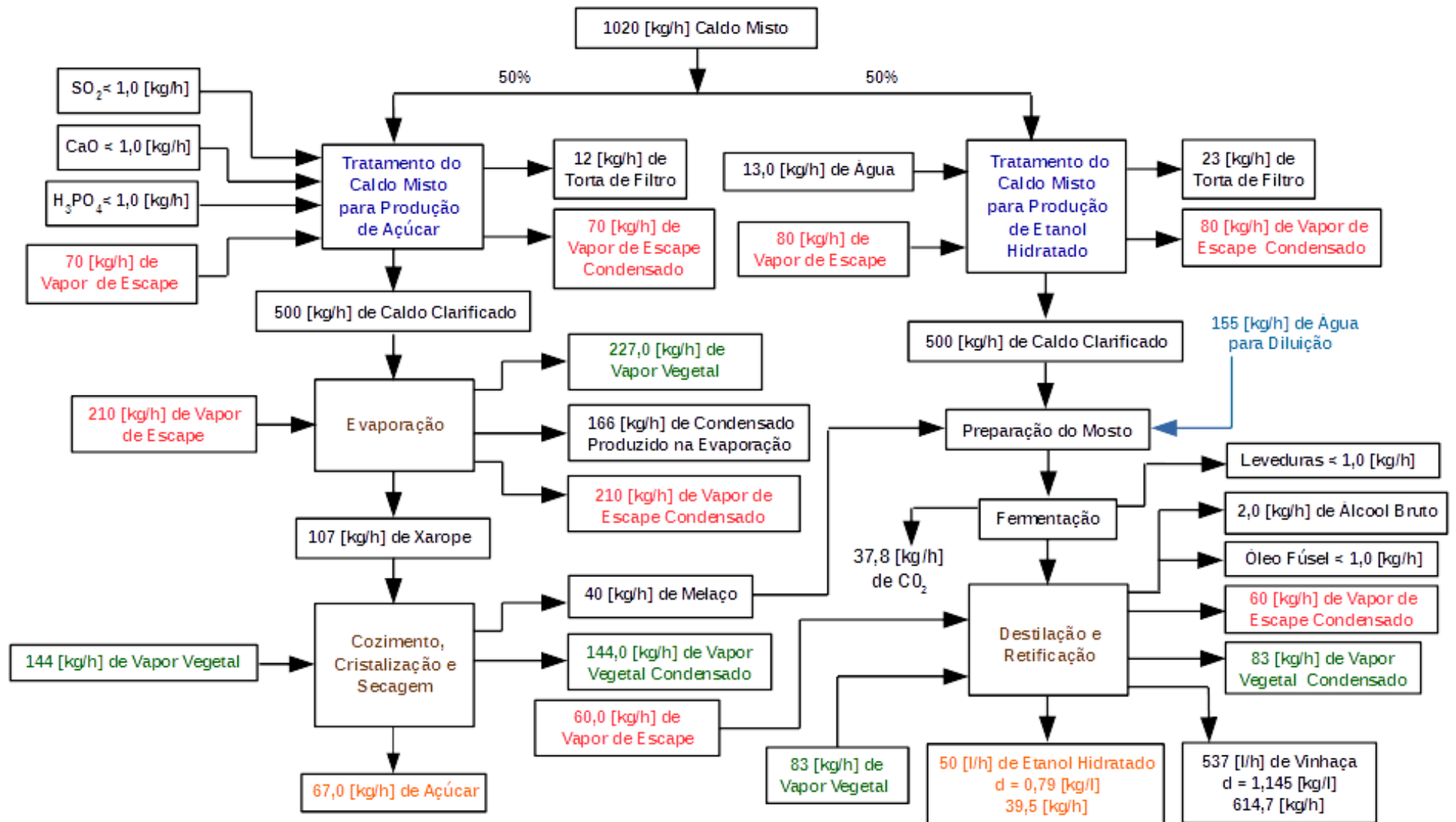


Figura 4.6: Diagrama esquemático da unidade de processamento do caldo em destilarias anexas [110].

### 4.2.3.1 Balanço Mássico e Energético

De acordo com o diagrama apresentado na Figura 4.6, constata-se que metade do caldo é direcionado à produção de etanol e a outra metade à produção de açúcar. Para cada tonelada de cana processada, o processo consome 420 [kg] de vapor saturado extraído da turbina de condensação/extração do sistema de cogeração. Ainda de acordo com o diagrama, nota-se que, para cada tonelada de cana processada, são consumidos 168 [kg] de água, quase metade do consumo em destilarias autônomas – fato que se deve, muito em parte, ao uso do vapor vegetal. De acordo com publicação do CGEE [106], considera-se que o processamento do caldo misto até a obtenção dos produtos de interesse, são consumidos 18 [kWh/t<sub>cana</sub>] de eletricidade.

Analogamente ao que foi feito para o processamento do caldo em destilarias autônomas, é conveniente também fazer um esquema representativo das transformações mássicas do caldo para os estudos de caso com destilarias anexas. Para isso, são feitas as mesmas considerações presentes na Tabela 4.4. Adicionalmente, por haver produção de açúcar, é necessário considerar seu PCI cujo valor adotado foi de 16,54 [MJ/kg] [116]. Com isso, é possível elaborar uma versão simplificada do esquema mostrado na Figura 4.6, de modo a incluir os balanços mássico e energético do processamento do caldo obtido na moagem de cada tonelada de cana em um mesmo esquema, conforme mostra a Figura 4.7:

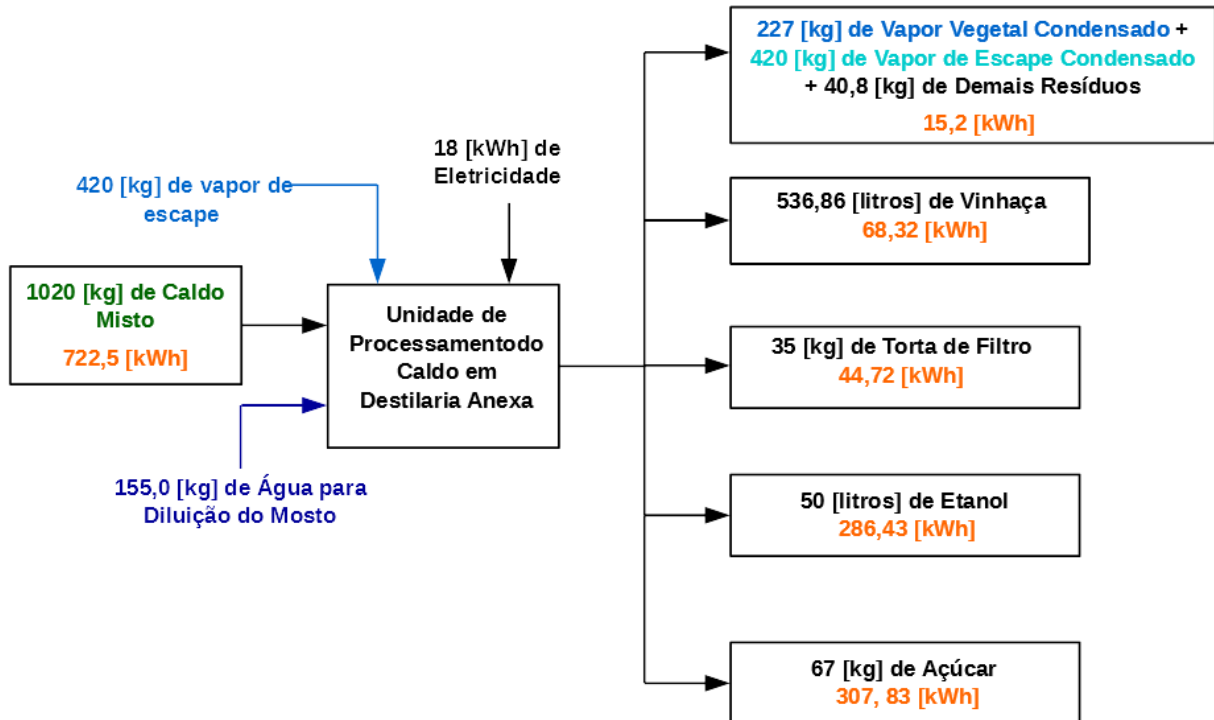


Figura 4.7: Esquema do balanço mássico e energético associados às transformações mássicas ocorridas na unidade de processamento do caldo em destilaria anexa.

#### 4.2.4 Considerações para a Análise Exergética dos Processos Produtivos

A exergia química específica associada aos insumos e produtos do processo produtivo das destilarias anexas e autônomas adotadas na análise exergética toma por base o trabalho Oliveira [117]. No caso dos demais resíduos (leveduras, álcool bruto, óleo fúsel e  $\text{CO}_2$ ), a rigor, a exergia química específica resultante seria dada pela média ponderada entre as massas produzidas e as respectivas exergias químicas específicas de cada entidade. Devido a disparidade entre a produção de  $\text{CO}_2$  em relação aos demais resíduos; considera-se, portanto, as exergias química e física específicas do  $\text{CO}_2$  como estando associada a esse conjunto de resíduos, de modo a simplificar a análise. Os valores adotados são mostrados na de é mostrada na Tabela 4.5:

Tabela 4.5: Valores adotados para as exergias químicas específicas dos insumos e produtos associados às destilarias anexas e autônomas estudadas.

Substância Considerada	Exergia Química Específica [kJ/kg]
Caldo da Cana	2751
Etanol	27217
Açúcar	17485
Torta de Filtro	162
Vinhaça	84
Demais Resíduos (Leveduras, Álcool Bruto, Óleo Fúsel, CO <sub>2</sub> )	451,6
Vapor d'água	527,78
Água	50

Para todos os insumos e produtos mencionados na Tabela 4.5, a parcela correspondente à exergia física é desprezada, exceto para o vapor de escape e para os demais resíduos (leveduras, álcool bruto, óleo fúsel e CO<sub>2</sub>). Considera-se que as propriedades necessárias ao cálculo da exergia física dos demais resíduos são atribuídas ao CO<sub>2</sub> e que este é produzido a pressão de 1,01 [bar] e temperatura de 35 [°C] [12]. Para o cálculo da exergia física específica do vapor do processo e dos demais resíduos considera-se a expressão (4.5):

$$e_{fis} = (h - h_0) - T_0 \cdot (s - s_0) \quad (4.5)$$

Onde:

$h$  – entalpia da substância na pressão e temperatura considerada em [kJ/kg];

$h_0$  – entalpia da substância na pressão e temperatura de referência em [kJ/kg];

$T_0$  – temperatura de referência em [K];

$s$  – entropia da substância na pressão e temperatura considerada em [kJ/kg.K];

$s_0$  – entropia da substância na pressão e temperatura de referência em [kJ/kg.K];



### 4.3 Considerações Adotadas para as Plantas de Cogeração Modernas

O balanço mássico e energético das plantas de cogeração será feito por meio do software Gatecycle 6.1.2, já considerando as quantidades de palha e bagaço obtidas na moagem adotada, de 1200 [t/h] de cana. O balanço exergético é efetuado após os resultados da simulação, quando se já tem em mãos dados com respeito a pressão, temperatura, entalpia e entropia referentes aos fluxos mássicos nas entrada e saída de cada equipamento que compõe o sistema. A Tabela 4.6 mostra as demais considerações feitas para a simulação:

Tabela 4.6: Parâmetros considerados para a caldeira de cogeração nos estudos de caso.

<b>Parâmetros Considerados</b>	<b>Valor</b>	<b>Referência</b>
Pressão do Vapor Produzido pela Caldeira [bar]	100	[118]
Temperatura do Vapor Produzido pela Caldeira [°C]	530	[118]
Eficiência da Caldeira (com base no PCI)	85 %	[106]
Eficiência das Bombas	85%	[106]
Eficiência da Turbina a Vapor de Condensação/Extração	89%	[119]
Pressão do Vapor Extraído para o Desaerador [bar]	3,0	[106]
Pressão do Vapor no Estágio Final da Turbina a Vapor [bar]	0,1	[118]

### 4.4 Considerações Adotadas para os Casos com Plantas BIG-GTCC

Na simulação do sistema BIG-GTCC, deve-se levar em conta que o software Gatecycle não possui blocos correspondentes a diversos equipamentos que fazem parte do sistema secadores, torrefadores, pirolisadores, gaseificadores e unidades de separação de ar. A partir do ponto onde o gás pobre sai do gaseificador até a obtenção do vapor e eletricidade do processo já é possível de se utilizar o software Gatecycle, com as devidas particularidades em função do gás obtido a partir da gaseificação dos produtos da pirólise e da torrefação.

Os subitens que se seguem, portanto, visam especificar as considerações feitas até a obtenção do gás pobre mediante a escolha dos equipamentos adequados (sempre se levando em conta modelos comercialmente difundidos), juntamente com os respectivos balanços mássico e energético, além das considerações feitas para a análise exergética. A partir da obtenção do gás pobre, o sistema é passível de ser simulado no software Gatecycle 6.1.2. Considerações para que essa simulação seja feita também serão consideradas.

#### **4.4.1 Unidade de Secagem do Bagaço**

Segundo Celestino [120], a secagem é o processo de remoção (total ou parcial) da água e/ou qualquer outro líquido impregnado em uma amostra de um material sólido por meio da vaporização destes em temperaturas inferiores aos seus respectivos pontos de ebulição. Deve-se ressaltar que, da definição de secagem, a água e/ou demais líquidos removidos, ao final do processo, devem estar obrigatoriamente no estado de vapor, senão o processo em questão não é considerado secagem. De fato, há outras formas de eliminar água de um produto sem que esse seja submetido a um processo de secagem: são os métodos mecânicos de extração de água, casos da filtração, centrifugação ou extração sólido-líquido (caso da decantação), entretanto, estes processos não são classificados como secagem, já que a água ou líquido retirados nestes processos não se encontram no estado de vapor.

O presente trabalho, em particular, adota a quantidade de toneladas de água removidas por hora para especificar a capacidade do secador. Para a moagem adotada de 1200 [t/h], são disponibilizados 151 [t/h] de bagaço (com 50% de umidade) para a planta BIG-GTCC, em todos os estudos de caso que a utilizam: BIGCC-PIR (AUT), BIGCC-PIR (ANEX), BIGCC-TOR (AUT) e BIGCC-TOR (ANEX). Considera-se que a umidade final do bagaço em todos os estudos de caso é determinada unicamente em função do tipo de pré-tratamento executado posteriormente à secagem (pirólise ou torrefação). Para os estudos de caso com pirólise a umidade final adotada para o bagaço é de 10%, o que implica na remoção de 67,11 [t/h] de água. Já para os estudos de caso com torrefação, a umidade final adotada para o bagaço será de 20%, o que implicaria na remoção de 56,63 [t/h] de água.

#### 4.4.1.1 Seleção do Tipo de Secador e Adoção das Condições do Processo de Secagem

Segundo Mujamdar [121], a capacidade dos secadores disponíveis no mercado pode ser fornecida pelo fabricante de três maneiras. A primeira delas é mediante o fornecimento da quantidade máxima de toneladas de água removidas por hora. Outra forma é através do fornecimento da razão entre a quantidade máxima de toneladas de água removidas por hora e a área interna do secador. Por fim, a capacidade do secador também pode ser fornecida pela razão entre a quantidade máxima de toneladas de água removidas por hora e o volume interno do secador.

Tendo em conta a quantidade de água a ser removida e a natureza fibrosa do bagaço, seguindo o critério de seleção adotado por Puhl e Nitzke [122], nota-se que os secadores que se adequam às condições requeridas são os secadores rotativos direto e indireto, pneumático e de leito fluidizado. Dentre estes tipos de secadores, o presente trabalho fará uso do secador de tambor rotativo direto que, por sua vez, é adequado para o aproveitamento dos gases de combustão produzidos pelas caldeiras de cogeração. A elevada vazão de gases pode ser acomodada mediante o uso de um número maior de unidades de secagem. A Figura 4.8 mostra o esquema de funcionamento de um secador deste tipo:

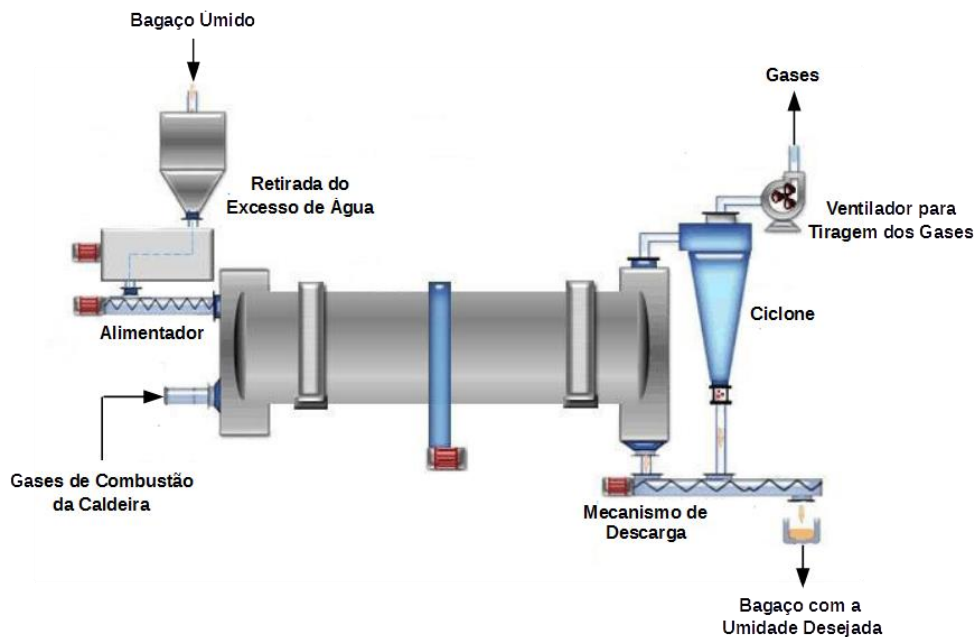


Figura 4.8: Esquema de funcionamento de secador de tambor rotativo direto [123].

Tendo em conta a quantidade de umidade a ser removida por hora em cada estudo de caso, constata-se que há diversos fabricantes que disponibilizam modelos de secador de tambor rotativo com capacidades que permitam a utilização de um número viável de unidades: Zhengzhou Taicheng Mining Machinery, Secadores Biomax, Secadores Lippel, Xinguang Mining Machinery, Henan Feng De Machinery Manufacturing, FTM Dryers, Andritz Drying Solutions, Aeroglide Rotary & Conveyor Dryers, Solagen Rotary Dryers, Dieffenbacher Drum Dryers, Energy Unlimited Rotary Systems, M-E-C Rotary Dryers, entre outros [124], [125], [126]. Por meio de uma média nos consumos fornecidos pelos fabricantes citados, adota-se que o consumo de eletricidade por parte dos secadores dá-se em torno de 19 [kWh/t<sub>água</sub>].

Segundo Maples [127], é razoável a adoção de temperaturas de 500 [K] e a pressão como sendo a atmosférica, que no presente trabalho corresponde a 1,01 [bar]. É considerado que toda remoção de umidade do bagaço necessária ocorre a temperatura constante, que é a temperatura de bulbo úmido do agente secante (gases de combustão da caldeira). De acordo com Luikov [128], o valor da temperatura de secagem pode ser encontrado a partir do Diagrama de Mollier-Ramzin para o ar na pressão atmosférica, por meio da projeção do ponto correspondente à entalpia e temperatura do agente secante – no momento em que este entra em contato direto com material a ser secado – através da linha de entalpia constante até a linha de saturação deste gás. Segundo o mesmo autor, a utilização do diagrama de Mollier-Ramzin para o ar a pressão atmosférica pode ser estendida até mesmo a determinação da temperatura de bulbo úmido de gases de combustão sem que grandes erros sejam cometidos. Para a determinação da temperatura de secagem fez-se uso do Diagrama de Mollier-Ramzin presente no livro de Pavlov et al [129]. Seguindo o procedimento proposto por Luikov [128], a temperatura de secagem encontrada foi de 45 [°C], valor que será o adotado no presente trabalho.

De acordo com relatório publicado pelo NREL [130], para secadores rotativos diretos, a temperatura de saída do agente secante é em torno de 110 [°C], para que não haja risco de condensação de ácidos e resinas. Considera-se que essa será a temperatura de entrada e saída dos gases em todos os estudos de caso. Eventuais perdas de carga ao longo do processo também são desprezadas. As diferentes umidades requeridas pelos processos de torrefação e pirólise serão obtidas em função do tempo ao qual a secagem ocorrerá. Em geral, este tempo é geral de dez a trinta minutos, em função da velocidade na qual os gases passam ao longo do secador, que é controlada por ventiladores [130]. Estudos mais detalhados que relacionem a

operação dos ventiladores com o tempo para se chegar à umidade final desejada em cada estudo de caso foge do escopo do presente trabalho

Por fim, é considerado que a temperatura da umidade vaporizada é a mesma do agente secante ao final do processo de secagem. Esta consideração, de fato é razoável, pois a umidade removida sai misturada aos gases de combustão que fazem o papel do agente secante. Ao final da secagem, considera-se também que o bagaço se encontra um pouco além da temperatura de secagem, com 75 [°C]. Essa temperatura, entretanto, ainda é distante da temperatura de auto-ignição, cujo valor, segundo Mortari et al [131], que situa-se em torno de 256 [°C]. A Tabela 4.7 mostra as condições adotadas para o processo de secagem:

Tabela 4.7: Condições estabelecidas para o processo de secagem do bagaço nos casos com pré-tratamento por torrefação e pirólise rápida.

Grandeza Considerada	Valor
Temperatura do Bagaço no Início da Secagem [°C]	25
Temperatura do Bagaço no Final da Secagem [°C]	75
Temperatura do Agente Secante no Início da Secagem [°C]	226,85
Temperatura do Agente Secante no Final da Secagem [°C]	110
Consumo de Eletricidade na Secagem [kWh/t água removida]	19,0

#### 4.4.1.2 Balanço Mássico e Energético

No Anexo B são estimadas a quantidade, assim como as composições molar e mássica dos gases provenientes da caldeira. Constata-se que, para a quantidade de bagaço e palha encaminhados à cogeração, são produzidos 414,26 [kg/s], conforme é mostrado no Anexo A. Já a composição mássica e molar dos gases de combustão obtidos, também determinada no Anexo A, é mostrada na Tabela 4.8:

Tabela 4.8: Composições mássica e molar dos gases provenientes da caldeira de cogeração.

<b>Gás Considerado</b>	<b>Composição Molar</b>	<b>Composição Mássica</b>
CO <sub>2</sub>	14,17%	22,04%
H <sub>2</sub> O	22,18%	14,12%
N <sub>2</sub>	57,76%	57,17%
O <sub>2</sub>	5,88%	6,65%
SO <sub>2</sub>	0,01%	0,02%

No anexo C é calculada a máxima quantidade de energia que os gases de combustão da caldeira – entre as temperaturas de entrada e saída do secador – pode fornecer, cujo valor é de 58,78 [MJ]. De acordo com publicação baseada em trabalhos experimentais divulgada em conjunto por ELETROBRÁS/ Ministério de Minas e Energia [15], a energia demanda na secagem do bagaço com umidade de 50% até a umidade de 10% é de 1,05 [GJ/t bagaço]. Considerando a quantidade de 151 [t/h] de bagaço que é encaminhada para a planta BIG-GTCC em todos os estudos de caso que a envolvem, constata-se que a demanda energética da secagem, no pior dos casos é de 44 [MJ]. A transferência de calor, neste caso deveria, portanto, possuir eficiência em torno de 75%, que é um valor razoável para uma transferência de calor por contato direto, como é a que ocorre nos secadores de tambor rotativo diretos. Constata-se, portanto, que o conteúdo energético dos gases de combustão provenientes da caldeira de cogeração é suficiente para promover a secagem do bagaço no pior dos casos, que é a pirólise. A utilização de um combustível adicional para auxiliar a secagem do bagaço durante desde a partida da usina, até que esta entre em regime permanente de funcionamento deve ser prevista.

Considerando os respectivos teores de cinzas, umidade e Brix ao final da secagem, calcula-se o PCI do bagaço por meio da expressão (4.3). Constata-se que o PCI do bagaço encaminhado para a pirólise é de 15,5 [MJ/kg], enquanto o PCI do bagaço encaminhado para a torrefação é de 13,46 [MJ/kg].

A Figura 4.9 mostra o balanço mássico e energético da secagem para os estudos de caso que envolvem a pirólise rápida:

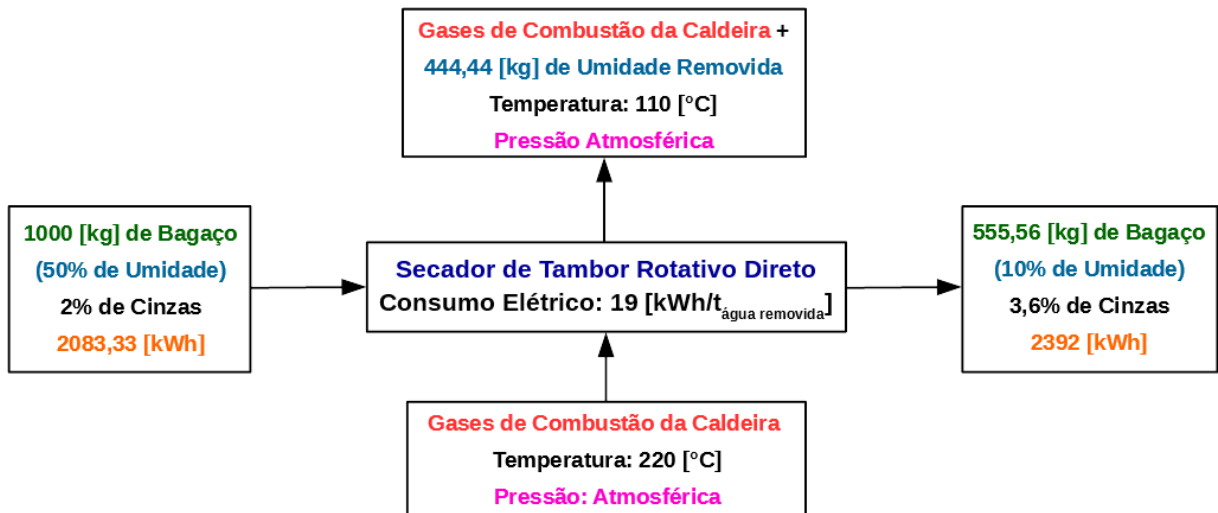


Figura 4.9: Balanço mássico e energético da secagem do bagaço destinado a pirólise rápida.

A Figura 4.10 mostra o balanço mássico e energético da secagem para os estudos de caso que envolvem a torrefação:

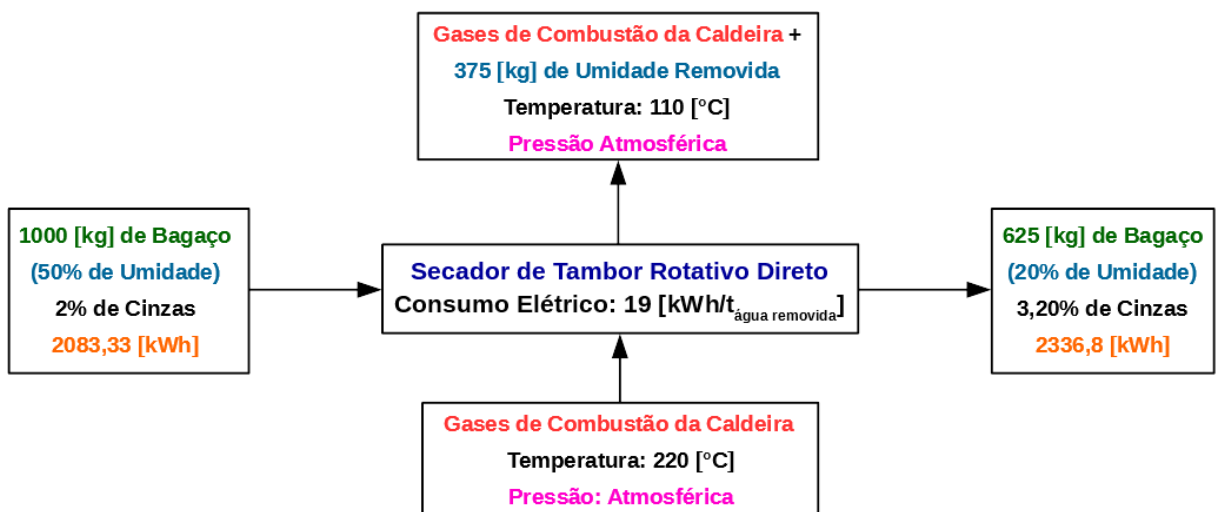


Figura 4.10: Balanço mássico e energético da secagem do bagaço destinado à torrefação.

#### 4.4.1.3 Considerações para a Análise Exergética

Para a análise exergética da unidade de secagem, é considerado que seu insumo é dado pela variação de exergia dos gases de combustão provenientes da caldeira entre o início e o

final do processo. Já o produto é dado pela variação de exergia do bagaço entre o início o final da secagem.

A exergia química específica da mistura gasosa formadora dos gases de combustão é calculada por meio da expressão 4.6:

$$e^{CH} = \sum(N_i \cdot Y_i) + \bar{R} \cdot T_0 \cdot \sum[N_i \cdot \ln(N_i)] \text{ em [kJ/kmol]} \quad (4.6)$$

Onde:

$N_i$  – fração molar do gás  $i$  na mistura gasosa;

$Y_i$  – Exergia química padrão do gás  $i$ ;

$\bar{R}$  – Constante universal dos gases = 8,31 [kJ/kmol.K];

$T_0$  – Temperatura de referência em [K].

Já para o cálculo da exergia física dos gases de combustão em cada planta de cogeração mencionada (em kJ/kmol), faz-se uso da expressão 4.7:

$$e^{PH} = c_p \cdot (T - T_0) - T_0 \left[ c_p \cdot \ln\left(\frac{T}{T_0}\right) - R \cdot \ln\left(\frac{p}{p_0}\right) \right] \text{ em [kJ/kmol]} \quad (4.7)$$

Onde:

$c_p$  – Calor específico da mistura gasosa [kJ/kmol.K];

$T$  – Temperatura da mistura gasosa [K];

$T_0$  – Temperatura de referência [K];

$p$  – Pressão da mistura gasosa [bar];

$p_0$  – pressão de referência [bar];

Mediante o uso das composições molares adotadas na Tabela 4.8, juntamente com dados presentes no livro de Kotas [98] e Manual de Gases da AGA [104], são obtidos os



valores das exergias física e química específicas para o gás pobre por meio das expressões (4.6) e (4.7). Os resultados são mostrados na Tabela 4.9:

Tabela 4.9: Exergias química e física específicas dos gases de combustão da caldeira de cogeração, para os estudos de caso com planta BIG-GTCC.

Elemento Considerado	Temperatura de 227 [°C]	Temperatura de 110 [°C]
<b>Exergia Química Específica [kJ/kg]</b>	101,97	101,97
<b>Exergia Física Específica [kJ/kg]</b>	53,69	11,34

Já a exergia química específica do bagaço com a umidade final desejada para a pirólise e para a torrefação é dada pela expressão (4.2), mediante a adoção dos dados mostrados nas Tabelas 4.10:

Tabela 4.10: Dados para a obtenção da exergia química específica do bagaço a ser encaminhado para a pirólise e para a torrefação.

Elemento Considerado	Casos com Pirólise	Casos com Torrefação
C %	41,40%	36,80%
H %	5,40%	4,80%
N %	0,81%	0,72%
O %	38,70%	34,40%
S %	0,09%	0,08%
Cinzas %	3,60%	3,20%
Beta	1,168878008	1,168878008
Entalpia de Vaporização da Água (kJ/kg) a 25 [°C]	2442	2442
Umidade do Bagaço (%)	10%	20%
Exergia Química da Água Líquida (kJ/kg)	50	50
<b>Exergia Química Específica do Bagaço (kJ/kg)</b>	<b>18361,04</b>	<b>16314,91</b>

## **4.4.2 Considerações para os Estudos de Caso com Pirólise Rápida**

### **4.4.2.1 Moagem e Peneiramento como Preparo para a Pirólise Rápida**

Conforme mencionado, a pirólise rápida se passa com elevada taxa de transferência de calor. Para que isso ocorra, é necessário que a umidade da matéria-prima se situe em torno de 10% e que sua granulometria seja em torno de 1 a 2 [mm] [54]. O bagaço proveniente da etapa de preparo e moagem possui, no entanto, elevada granulometria, apresentando-se sob a forma de troços com vários centímetros. É preciso, portanto, reduzir a granulometria do bagaço (com 10 % de umidade) para a faixa requerida, de modo a garantir que a elevada taxa de transferência de calor presente na pirólise rápida, de fato, ocorra.

Considerando a escassez de resultados quanto à eletricidade gasta na moagem do bagaço até granulometrias desta faixa, o presente trabalho adota uma postura pessimista, tomando por base o consumo de eletricidade para moer o caule do milho até granulometrias da faixa entre 0,2 a 2 [mm], valor este, requerido para o processo produtivo de etanol celulósico a partir desta matéria-prima. Segundo Amarasekara [115], este valor é de 3,2 [kWh/t<sub>bagaço seco</sub>].

De acordo com Garcia-Perez et al [132], partículas de granulometria menores que 1 [mm] possuem teor de cinzas superiores às de maior tamanho, fato que exige o peneiramento do bagaço moído obtido de modo a separar somente as partículas na faixa entre 1 a 2 [mm]. O autor não menciona, entretanto, possível consumo de eletricidade decorrente desta etapa. Devido a isso, o presente trabalho despreza a eletricidade consumida no peneiramento.

### **4.4.2.2 Adoção das Condições da Pirólise**

Uma vez que o bagaço disponibilizado pela moagem foi submetido a um processo de secagem até a umidade final em torno de 10%, para então ser moído e peneirado de modo a adquirir granulometria na faixa de 1 a 2 [mm], o mesmo deve ser encaminhado ao pirolisador.

Conforme mencionado, os reatores de leito fluidizado borbulhante são difundidos no mercado, não somente quanto ao número de unidades em atividade, como também na quantidade de óleo pirolítico produzido. Nestes reatores, a fluidização é promovida por um

gás inerte que escoam por entre as partículas de biomassa, arrastando-as com velocidade superior à velocidade mínima de fluidização. O baixo teor de umidade e a reduzida granulometria da biomassa associadas com a alta temperatura do leito e com a abundância da quantidade de inertes garantem a alta taxa de transferência de calor demandada pela pirólise rápida. A Figura 4.11 mostra o esquema simplificado de funcionamento deste tipo de pirolisador:

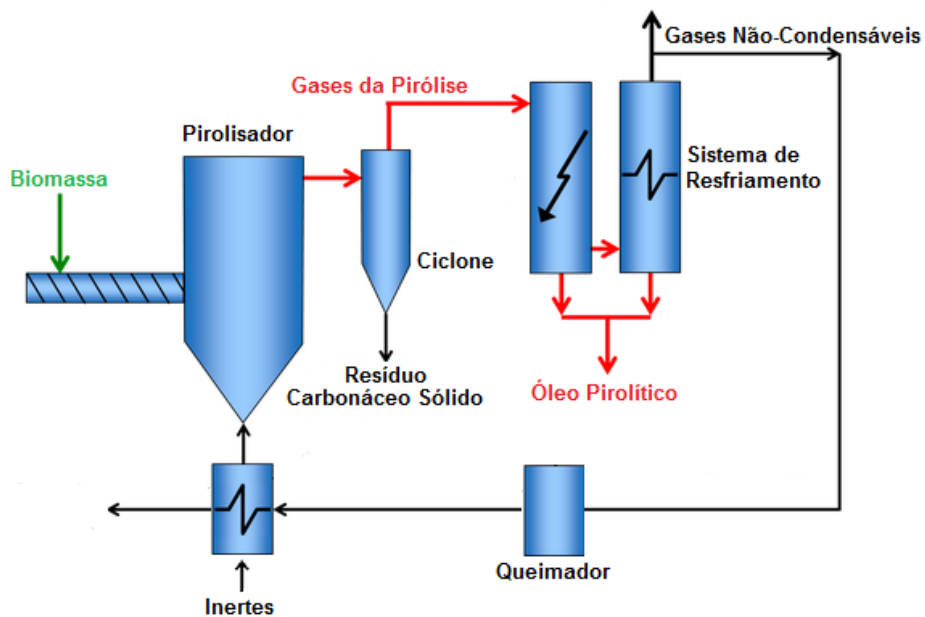


Figura 4.11: Funcionamento de um pirolisador de leito fluidizado borbulhante.

No interior do reator ocorre apenas a decomposição da biomassa em um produto bifásico (gás – sólido). Este, ao sair do pirolisador, passa por um ou mais ciclones, para que o resíduo carbonáceo sólido seja separado dos gases da pirólise (gases condensáveis e gases não-condensáveis). É somente com a passagem dos gases da pirólise pelo sistema de resfriamento (que consiste, na prática, em um condensador) que o óleo pirolítico é formado, em decorrência da condensação da fração condensável dos gases.

Um parâmetro crítico na operação destes pirolisadores é a alta demanda de inertes para o processo de fluidização, que devem se apresentar em quantidade abundante para que a transferência de calor se processe com a rapidez desejada. Além disso, segundo Stubington [133], certos cuidados devem ser tomados para limitar a umidade dos inertes, fato que pode ocasionar o craqueamento dos gases condensáveis, diminuindo a quantidade de óleo pirolítico produzido. No trabalho de Hugo [53], feito em um pirolisador de leito fluidizado

borbulhante, constata-se que, para cada unidade de massa de bagaço, foram utilizadas três de gás nitrogênio puro como inerte. Para plantas de maior porte, como é o caso dos estudos de caso propostos, este nitrogênio deve ser obtido a partir de uma unidade de separação de ar. Demais características adotadas com relação à condução do processo de pirólise rápida e ao pirolisador utilizado são mostradas na Tabela 4.11:

Tabela 4.11: Condições adotadas para a pirólise do bagaço [53], [64].

Umidade do Bagaço (% em massa) <sup>1</sup>	10%
Granulometria do Bagaço [mm] <sup>1</sup>	1 a 2
Temperatura da Pirólise [°C] <sup>1</sup>	500
Tempo de Residência [s] <sup>1</sup>	2,0
Fluxo Mássico de N <sub>2</sub> /Fluxo Mássico de Bagaço <sup>1</sup>	3
Capacidade Máxima de Produção de Óleo Pirolítico [t/h] <sup>2</sup>	8,0
Tipo de Reator <sup>2</sup>	Leito Fluidizado Borbulhante
Pressão no Reator <sup>2</sup>	Atmosférica
Fabricante/País <sup>2</sup>	Dynamotive/Canadá

<sup>1</sup> Valores extraídos do trabalho de Hugo [53].

<sup>2</sup> Suh [64]

#### 4.4.2.3 Energia Demandada pela Pirólise Rápida

Seguindo como referência o trabalho de Hugo [53], considera-se que a energia demandada pela pirólise rápida é uma soma entre as seguintes parcelas de energia:

- Energia demandada para o aquecimento do bagaço (com 10% de umidade), da temperatura ambiente até 500 [°C];
- Energia necessária para a decomposição do bagaço seco. Hugo [53], constatou que para o bagaço este valor corresponde a 375 [kJ/kg];
- Energia demandada para a vaporização dos 10% de umidade do bagaço a 100 [°C];

- Energia demandada para o aquecimento do gás nitrogênio da temperatura ambiente até 500 [°C].

Com base nas parcelas de energia mencionadas, a energia total demandada pela pirólise rápida é dada pela soma de todas elas, por meio da equação que se segue:

$$Q = M_{bagaço} \cdot C_{p\text{ méd}} \cdot \Delta T + M_{bagaço\ seco} \cdot \Delta H_{decomp} + M_{água} \cdot \Delta H_{água} + M_{nitro} \cdot C_{p\text{ méd}} \cdot \Delta T \quad (4.8)$$

O valor do calor específico médio do bagaço entre as temperaturas de 25 a 500 [°C] é encontrado levando-se em conta o trabalho de Van de Welden [134], que afirma que, na média, o calor específico da biomassa a 500 [°C] é 15% maior que seu valor a 25 [°C]. Propriedades da água são extraídas do livro de Van Wylen et al [103]. Já as propriedades do nitrogênio são extraídas do Manual de Gases publicado pela AGA [104]. A energia demandada pela pirólise rápida de cada tonelada de bagaço com 10% de umidade é calculada e exibida na Tabela 4.12:

Tabela 4.12: Energia demanda na pirólise rápida de cada tonelada de bagaço.

<b>Operação Considerada</b>	<b><math>\dot{m}</math> [t/h]</b>	<b><math>C_p</math> médio [MJ/t.K]</b>	<b><math>\Delta H</math> [MJ/t]</b>	<b><math>\Delta T</math> [K]</b>	<b>Q [MJ/h]</b>
Aquecimento do Bagaço	1,0	1,46	-	475	693,5
Decomposição do Bagaço	0,90	-	375	-	337,5
Mudança de Fase da Água	0,10	-	2300,00	-	230
Aquecimento do N <sub>2</sub>	3,0	1,05	-	475	1496,25
<b>Energia Total [MJ/t bagaço 10%]</b>	-	-	-	-	<b>2714,12</b>

#### 4.4.2.4 Energia Retirada pelo Resfriamento dos Gases da Pirólise

Conforme visto, no reator de leito fluidizado borbulhante, o óleo pirolítico é formado externamente graças ao resfriamento dos gases da pirólise, razão pela qual, a determinação da energia necessária para este processo é de extrema importância. Seguindo como referência o

trabalho de Hugo [53], analogamente ao que ocorre com a energia necessária para desencadear o processo da pirólise rápida, o resfriamento dos gases também é estimado a partir da soma da retirada de parcelas de energia, que são relacionadas às etapas descritas abaixo:

- Resfriamento do óleo pirolítico da temperatura de 500 [°C] até a temperatura ambiente;
- Mudança de fase do óleo pirolítico (em base seca);
- Mudança de fase da umidade contida no óleo pirolítico;
- Resfriamento dos gases da pirólise (gases condensáveis e gases não-condensáveis).

A energia retirada no resfriamento dos gases da pirólise produzidos no processamento de cada tonelada de bagaço com 10% de umidade é calculada e exibida na Tabela 4.13:

Tabela 4.13: Energia retirada no resfriamento e condensação dos gases da pirólise, para cada tonelada de bagaço com 10% de umidade processada.

<b>Operação Considerada</b>	<b><math>\dot{m}</math></b> [t/h]	<b><math>C_p</math> médio *</b> [kJ/kg.K]	<b><math>\Delta H^*</math></b> [kJ/kg]	<b><math>\Delta T</math></b> [K]	<b>Q</b> [MJ/h]
Resfriamento do Óleo Pirolítico	0,65	2,43	-	475	750,26
Mudança de Fase do Óleo	0,52	-	609,93	-	317,16
Mudança de Fase da Água	0,13	-	2300,00	-	299,0
Resfriamento dos Gases da Pirólise	0,25	1,12	-	475	178,12
Resfriamento do Nitrogênio	3,0	1,05	-	475	1496,25
<b>Energia Total [MJ/t bagaço 10%]</b>	-	-	-	-	<b>3246,66</b>

\*Valores extraídos do trabalho experimental de Hugo [53].

Em seu experimento envolvendo a pirólise do bagaço, Hugo [53] utilizou um circuito externo com nitrogênio líquido para promover a retirada da quantidade de energia necessária para o resfriamento. Esse procedimento, em uma planta de grande porte, no entanto, certamente se mostraria demasiado caro.

Segundo Peters et al [135], o resfriamento dos gases da pirólise também pode ser feito por meio da utilização de um circuito externo com água que, na prática, equivale a um conjunto torre de resfriamento – condensador de uma central termelétrica. Para a planta de pirólise presente no trabalho deste autor, o sistema de resfriamento foi dimensionado para que o aumento de temperatura por parte da água utilizada fosse de 10 [°C].

Com base neste valor de aumento de temperatura por parte da água e na energia que deve ser retirada no resfriamento, a Tabela 4.14 mostra o cálculo da quantidade de água demandada no resfriamento dos gases da pirólise, para cada tonelada de bagaço (com 10% de umidade) processado:

Tabela 4.14: Determinação da quantidade de água demandada pelo sistema de resfriamento dos gases da pirólise.

Calor Demandado pelo Resfriamento [MJ]	3246,66
Eficiência do Sistema (%)	0,8
Variação de Temperatura da Água [°C]	10
Calor Específico Médio entre 25 e 35 [°C] [kJ/kg.K]	4,187
<b>Quantidade de Água Demanda no Resfriamento [kg/t bagaço 10%]</b>	<b>97,04</b>

#### 4.4.2.5 Balanço de Massa e de Energia nos Casos que Envolvem a Pirólise do Bagaço de Cana

Diante das condições anteriormente adotadas, o balanço mássico e energético da pirólise do bagaço de cana é representado pela Figura 4.12:

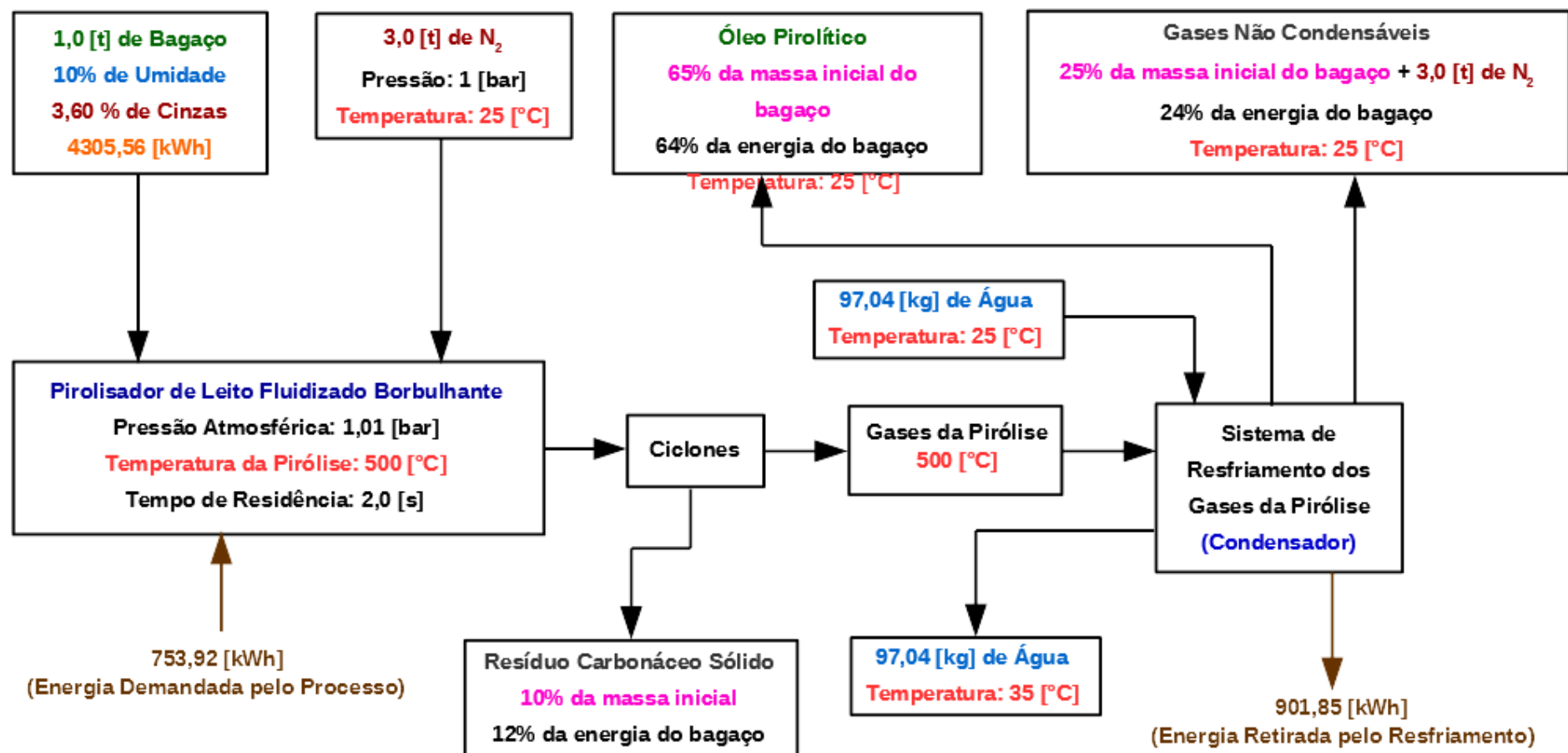


Figura 4.12: Balanço mássico e energético da unidade de pirólise.



É importante destacar, neste ponto, que os gases não condensáveis e o resíduo carbonáceo sólido contém, juntos, 35% da energia do bagaço que foi encaminhado à pirólise. Considerando cada tonelada de bagaço, constata-se que essa energia é de 1506,94 [kWh], valor consideravelmente superior aos 753,92 [kWh] demandados para desencadear o processo. Em suma, a energia proveniente da combustão dos resíduos da pirólise mostra-se capaz de desencadear o processo de pirólise rápida adotado no presente trabalho. No entanto, a utilização de um combustível adicional durante a partida deve ser prevista na operação.

#### 4.4.2.6 Considerações para a Análise Exergética

A exergia química específica do óleo pirolítico é calculada a partir da composição elementar proveniente do trabalho experimental realizado de Hugo [53]. A mesma é mostrada na Tabela 4.15:

Tabela 4.15: Composição elementar adotada para o óleo pirolítico.

C %	37,6%
H %	4,2%
N %	0,4%
O %	37,6%
S %	0,05%
Umidade %	20%
Cinzas %	0,1%
Beta	1,106
Entalpia de Vaporização da Água (kJ/kg)	2442
Exergia Química Padrão da Água (kJ/kg)	50
Umidade do Óleo Pirolítico (%)	20%
PCI do Óleo Pirolítico (kJ/kg)	16,40
<b>Exergia Química do Óleo Pirolítico (kJ/kg)</b>	<b>18686,04</b>

### 4.4.3 Considerações para os Estudos de Caso com Torrefação

#### 4.4.3.1 Adoção das Condições da Torrefação

Com base nos pirolisadores apresentados na Tabela 2.4, nota-se que os reatores de tambor rotativo são os mais consolidados na atualidade. Seu funcionamento é análogo ao do secador de tambor rotativo. Diante da impossibilidade de utilizar bagaço com granulometria superior aos valores entre 1 a 2 [mm], a baixa taxa de transferência de calor deve é garantida pelo uso do aquecimento indireto e percentuais de umidade superiores aos utilizados na pirólise para que a transferência de calor se processe de forma lenta. Características com relação à condução do processo de torrefação, assim como do torrefador utilizado são mostradas na Tabela 4.16:

Tabela 4.16: Condições adotadas para a torrefação do bagaço de cana [82], [85], [84].

Temperatura da Torrefação (°C)	280
Tempo de Residência (h)	1,0
Porcentagem da Energia Retida no Bagaço Torrefado <sup>1</sup>	82,93%
Porcentagem da Massa Retida no Bagaço Torrefado <sup>1</sup>	68,6%
Tipo de Torrefador	Tambor Rotativo Indireto
Capacidade de Produção de Bagaço Torrefado (t/h)	7,0
Fabricante/País	CDS (Grã-Bretanha)

<sup>1</sup> Base seca e livre de cinzas [82] .

#### 4.4.3.2 Energia Demandada pela Torrefação

Uma aproximação da energia demanda pelo processo de torrefação da biomassa, segundo Batidzirai [136], pode ser determinada pela expressão a seguir:

$$E_{TOR} = \frac{(m_{TOR} \times PCI_{TOR} - m_{Bagaço\ 20\%} \times PCI_{Bagaço\ 20\%}) + m_{GASES} \times PCI_{GASES}}{\eta_{TOR}} \quad (4.9)$$

A Tabela 4.17 traz os valores a serem substituídos na expressão (4.9), de modo a obter-se a energia demanda pela torrefação, para cada tonelada de bagaço com 20% de umidade processados:

Tabela 4.17: Energia demandada pelo processo de torrefação do bagaço de cana nas condições propostas [136].

Energia do Bagaço Torrefado (MJ/h)	11590,17
Megawatts Térmicos do Bagaço a 20% de Umidade (MJ/h)	13460,8
Megawatts Térmicos dos Gases da Torrefação (MJ/h)	2385,68
Eficiência da Torrefação	70%
<b>Energia Demandada pela Torrefação (MJth/t bagaço 20%)</b>	<b>735,78</b>

#### 4.4.3.3 Energia Demandada pela Moagem do Bagaço Torrefado

O bagaço torrefado ainda deve, obrigatoriamente, ser submetido a um processo de moagem para que adquira a granulometria requerida pelo processo de gaseificação em leito arrastado. A energia demandada pela moagem do bagaço torrefado assim como as considerações feitas para obtê-la são mostradas na Tabela 4.18:

Tabela 4.18: Energia elétrica demandada para a moagem do bagaço nas condições requeridas para a gaseificação em leito arrastado [137].

Tamanho Final da Partícula	100 [μm]
Consumo de Eletricidade na Moagem [kW <sub>e</sub> /MW <sub>th</sub> Bagaço Torrefado]	10 a 20
Valor Adotado [kW <sub>e</sub> /MW <sub>th</sub> Bagaço Torrefado]	15
<b>Eletricidade Consumida na Moagem [kWh<sub>e</sub>/t Bagaço Torrefado 20%]</b>	<b>83,82</b>

#### 4.4.3.4 Balanço de Massa e de Energia

Diante das considerações feitas e com base em relatório divulgado por Lee [138], o balanço mássico e energético do processo de torrefação pode ser representado de acordo com a Figura 4.13:

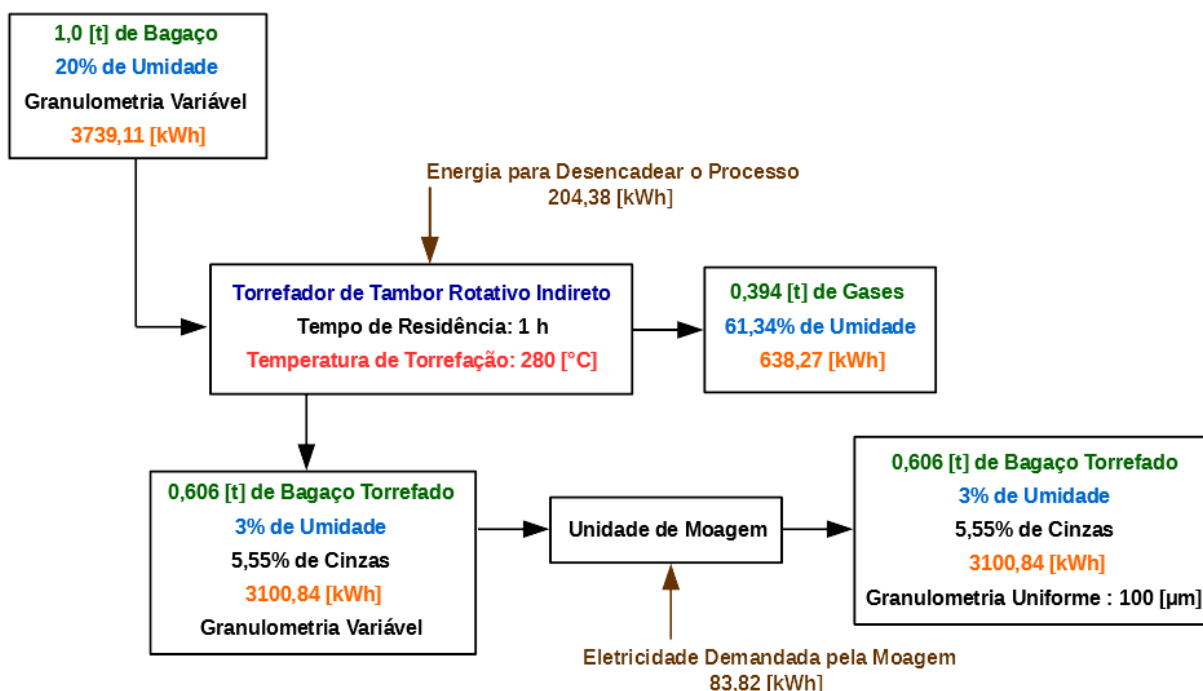


Figura 4.13: Balanço mássico e energético da torrefação.

É importante ressaltar que a energia associada ao fluxo dos gases da torrefação é consideravelmente maior que a energia demandada para desencadear o processo. Em suma, a energia proveniente da combustão dos gases da torrefação mostra-se capaz de desencadear o processo de torrefação adotado no presente trabalho. Essa prática já foi comprovada em alguns trabalhos experimentais do ECN [60], [72], [139]. Apesar disso, a utilização de um combustível adicional durante a partida deve ser prevista na operação.

#### 4.4.3.5 Considerações para a Análise Exergética

A exergia química específica do bagaço torrefado é calculada a partir da composição elementar do obtida a partir do trabalho experimental realizado por Pach et al [82]. A mesma é mostrada na Tabela 4.19:

Tabela 4.19: Composição elementar adotada para o bagaço torrefado.

C %	48,78%
H %	4,9%
N %	0,36%
O %	38,34%
S %	0,01%
Cinzas %	5,55%
Beta	1,138
Entalpia de Vaporização da Água (kJ/kg)	2442
Umidade do Bagaço Torrefado (%)	3,00%
Exergia Química da Água Líquida (kJ/kg)	50
<b>Exergia Química do Bagaço Torrefado (kJ/kg)</b>	<b>22989,31</b>

#### 4.4.4 Considerações Adotadas para a Unidade de Separação de Ar

As unidades de separação de ar são sistemas que tem como objetivo separar os gases predominantes na composição do ar atmosférico (oxigênio, nitrogênio e argônio), de modo que, ao final do processo, estes tenham a pureza necessária para que sejam utilizados em aplicações comerciais. Estas unidades podem ser criogênicas ou não-criogênicas. Smith e Klosek [140] afirmam, no entanto, que as unidades criogênicas são mais eficientes e economicamente viáveis para a produção de grandes quantidades de oxigênio, nitrogênio e argônio na forma líquida e/ou gasosa. Os mesmos autores mencionam, inclusive, o extensivo uso dessas unidades para o fornecimento de oxigênio puro para a gaseificação em leito arrastado de diversas usinas IGGC atualmente em operação. Para todos os estudos de caso do presente trabalho que envolvem a torrefação adota-se, portanto, o uso de deste tipo de

unidade. As considerações adotadas para esta unidade são mostradas nos subitens que se seguem.

A Figura 4.14 mostra o esquema de funcionamento simplificado de uma unidade de separação de ar criogênica genérica, com a produção de qualquer uma das combinações de gases mencionadas, na forma liquefeita e na forma gasosa:

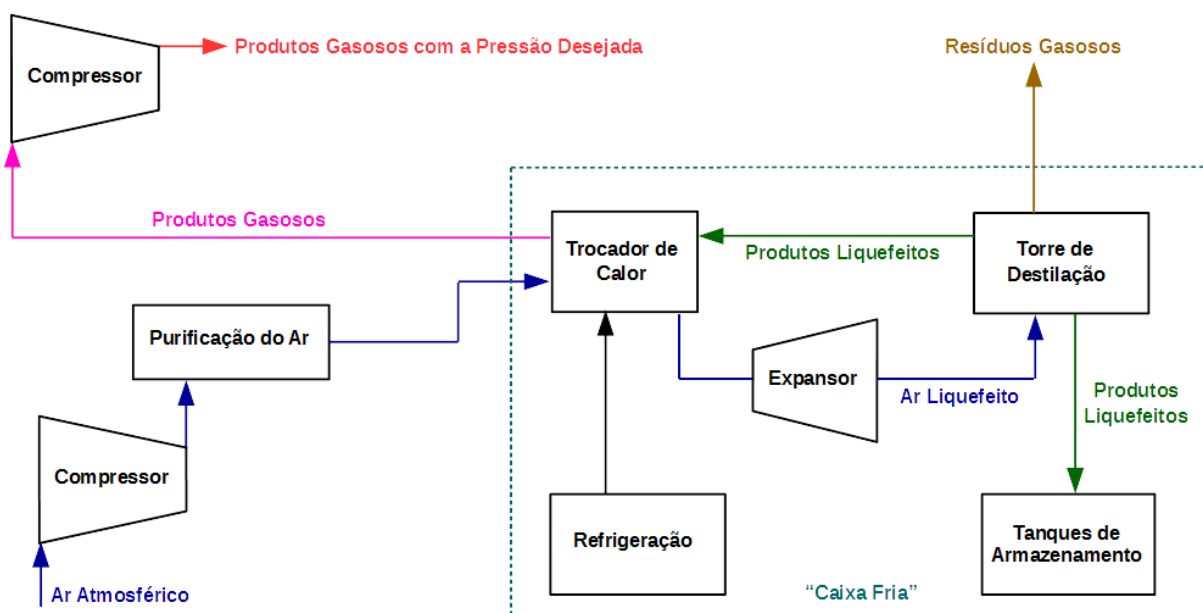


Figura 4.14: Esquema de funcionamento de uma unidade de separação de ar criogênica genérica com a produção conjunta de produtos líquidos e gasosos.

Quanto à quantidade de gases produzidos, nota-se em sites de alguns fabricantes (como Air Products; BDM Cryofusion & Mandressi Italia; Siad Macchine Impianti) que há módulos catalogados dessas unidades (com capacidade de produção pré-fixada), no entanto, todas essas empresas mencionam que podem produzir módulos específicos (fora da capacidade mencionada em seus respectivos catálogos) que se adequem ao processo produtivo ao qual a unidade criogênica irá alimentar [141], [142].

#### 4.4.4.1 Considerações Acerca do Consumo de Oxigênio na Gaseificação

Experimentos visando relacionar o valor ótimo da razão de equivalência com o correspondente consumo específico de oxigênio na gaseificação em leito arrastado foram

feitos por Chen et al [95]. O autor realizou experimentos para o bambu *in natura*, bambu torrefado e carvão mineral, de modo a estabelecer um quadro comparativo entre eles. Destaca-se que a razão de equivalência é dada pela razão entre a quantidade de oxigênio usada na gaseificação e a quantidade de oxigênio que seria usada na combustão.

Constata-se que a torrefação do bambu no trabalho de Chen et al [95] chegou a temperatura final de 280 [°C] com tempo de residência de uma hora, condição idêntica à torrefação do bagaço tomada como referência nos estudos de caso. Ao final do processo, constata-se também que o bambu torrefado apresentou composição elementar muito semelhante ao do bagaço torrefado adotado como referência no presente trabalho.

Os valores ótimos de razão de equivalência encontrados para o bambu *in natura*, bambu torrefado e carvão mineral foram de 0,692; 0,434 e 0,357; respectivamente. Já os valores de consumo específico de oxigênio correspondentes foram de 0,7; 0,7 e 0,9; respectivamente. De fato, o consumo específico de oxigênio de 0,9 para a gaseificação do carvão mineral pode ser comprovado observando-se os consumos de gás oxigênio e matéria-prima publicamente disponíveis em relatórios de diversas plantas IGCC existentes – em algumas delas a relação é exatamente 0,9 enquanto, em outras, aproximadamente este valor [39], [40], [143].

De acordo com Chen et al [95], o maior teor de oxigênio na composição elementar do bambu torrefado quando comparado ao carvão mineral – cujos valores são 36,13% e 26,16%, respectivamente – justifica o maior consumo específico de gás oxigênio na gaseificação do carvão mineral. Os teores de oxigênio nas composições elementares do bagaço torrefado e do óleo pirolítico adotados como base do presente trabalho são de 37,95% e 37,6%, respectivamente, sendo, portanto, muito próximos ao teor de oxigênio do bambu torrefado. Este fato, permite, portanto, a utilização do consumo de 0,7 toneladas de oxigênio para cada tonelada de bagaço torrefado e óleo pirolítico a serem processados nos respectivos estudos de caso que os envolvem.

#### **4.4.4.2 Consumo de Energia Elétrica da Unidade Criogênica**

O consumo de eletricidade nas unidades criogênicas para o processo de separação de ar (até a obtenção dos produtos no estado liquefeito) é utilizado, principalmente, para o funcionamento das bombas, compressores e regeneradores de calor. Segundo Alsultannty e

Al-Shammari [144], o valor médio de consumo de eletricidade nesta etapa é de 0,33 [MWh] por tonelada de oxigênio líquido produzido. Os autores, consideram que o oxigênio proveniente da unidade sai na temperatura ambiente e pressão de 1,5 [bar]. O presente trabalho adota os mesmos parâmetros de pressão e temperatura para os produtos líquidos produzidos na unidade criogênica, para cada estudo de caso.

No entanto, em geral, as plantas IGCC atuais operam com gaseificadores pressurizados na faixa de 25 a 60 [bar] [143]. Mediante uma estimativa dos Megawatts térmicos produzidos pelo gaseificador e a dimensão da turbina a gás correspondente, o presente trabalho adota, para todos os estudos de caso o valor de 30 [bar]. O consumo total de eletricidade gasto para a produção do oxigênio gasoso a ser utilizado na gaseificação é dado, portanto, pela soma da energia gasta na separação do ar e na compressão do mesmo até desde a pressão de 1,5 [bar] até a pressão de 30 [bar]. O trabalho gasto para a compressão do oxigênio pode ser estimado pela expressão 4.10:

$$\dot{W}_{\text{comp}} = \dot{m}_{\text{O}_2} \cdot R \cdot T_{\text{amb}} \cdot \left( \frac{n}{n-1} \right) \left[ \left( \frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right] \quad (4.10)$$

Para o cálculo do trabalho exigido na compressão de cada tonelada/hora de oxigênio por meio da expressão (4.10), são adotadas as considerações mostradas na Tabela 4.20:

Tabela 4.20: Demais dados adotados para o cálculo da energia elétrica necessária para a compressão de cada tonelada/hora de oxigênio.

Constante do Oxigênio [kJ/kmol.K]	0,26
Relação de pressões ( $p_2/p_1$ )	20
Índice da Politrópica	1,15
Eficiência do Sistema de Compressão (%)	85%
Eficiência do Acionamento (%)	88%
Fator de Potência	0,88
Energia Elétrica Consumida [MWh/ $t_{\text{O}_2}$ ]	0,2



Assim, o consumo total de eletricidade por parte da unidade criogênica, para o presente trabalho, será de 0,53 [MWh/t<sub>O2</sub>].

#### 4.4.4.3 Balanço Mássico e Energético da Unidade Criogênica nos Casos com Torrefação

Nos estudos de caso que envolvem a torrefação, demanda-se oxigênio puro para a gaseificação na proporção de 0,7 toneladas para cada tonelada de bagaço torrefado. Segundo Baukal [145], o fluxo mássico de resíduo gasoso é em torno de 80% da massa de ar que é usada como matéria-prima na unidade. De acordo com o mesmo autor, este resíduo consiste basicamente de gás nitrogênio, com cerca de 1 a 5% de oxigênio, em massa, diluído. Entretanto, este resíduo não pode ser aproveitado comercialmente. Isso se deve ao fato de que aplicações comerciais que fazem o uso do nitrogênio demandam que este possua níveis de pureza elevado.

Baseando-se nos parâmetros de consumo de produção e consumo de eletricidade anteriormente mencionados, o balanço mássico e energético das unidades de separação de ar criogênicas, para os casos com torrefação, é representado na Figura 4.15:

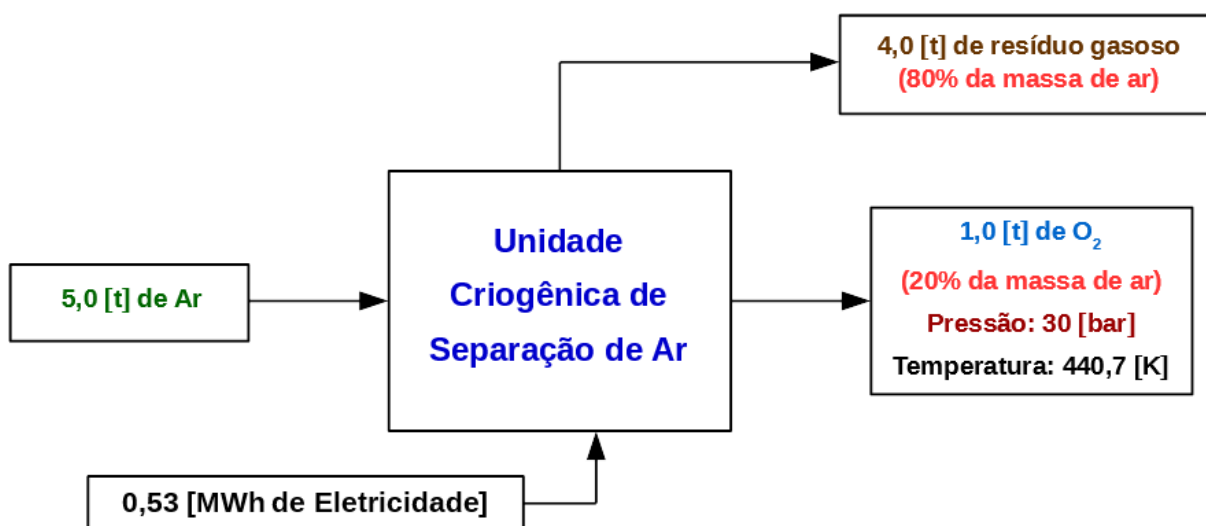


Figura 4.15: Balanço mássico e energético da unidade criogênica utilizada nos casos que envolvem a torrefação.

#### 4.4.4.4 Balanço Mássico e Energético da Unidade Criogênica nos Casos com Pirólise

Nos estudos de casos que envolvem a pirólise, são demandados oxigênio para a gaseificação do óleo pirolítico em leito arrastado e nitrogênio para atuar como inerte nos pirolisadores de leito fluidizado borbulhante. Segundo Baukal [145], unidades que produzem somente oxigênio e unidades que realizam a co-produção de oxigênio e nitrogênio não diferem entre si de forma significativa. O autor menciona que a produção de gás nitrogênio puro é somente função da adição de capacidade de destilação sem aumento significativo no consumo de energia elétrica na compressão do ar que alimenta o processo. Ainda de acordo com Baukal [145], a proporção, em massa, de nitrogênio produzido nestas unidades é de 65% da quantidade de ar que serve como matéria-prima para o processo, enquanto as proporções de oxigênio e resíduo gasoso chegam a 20% e 15%, respectivamente.

Conforme mencionado anteriormente, foram adotadas as proporções de 0,7 toneladas de oxigênio para cada tonelada de óleo pirolítico a ser gaseificado e três toneladas de nitrogênio para cada tonelada de bagaço a ser pirolisado. De fato, a demanda por nitrogênio é muito maior que a de oxigênio. O sistema deve ser dimensionado, portanto, para suprir, prioritariamente, a demanda de nitrogênio. Isso ocasionará um excedente de produção de oxigênio, que deve ser armazenado na forma líquida em tanques, podendo ser, posteriormente, comercializado.

No balanço mássico e energético é considerado que o consumo de eletricidade total da unidade criogênica é dado pela soma dos consumos de eletricidade gastos na separação de ar e na compressão da fração de oxigênio encaminhado à gaseificação, que totaliza 0,86 [MWh] para tonelada/hora de oxigênio encaminhado para a gaseificação. A Figura 4.16 mostra o balanço mássico e energético adotado para as unidades criogênicas nos casos com pirólise:

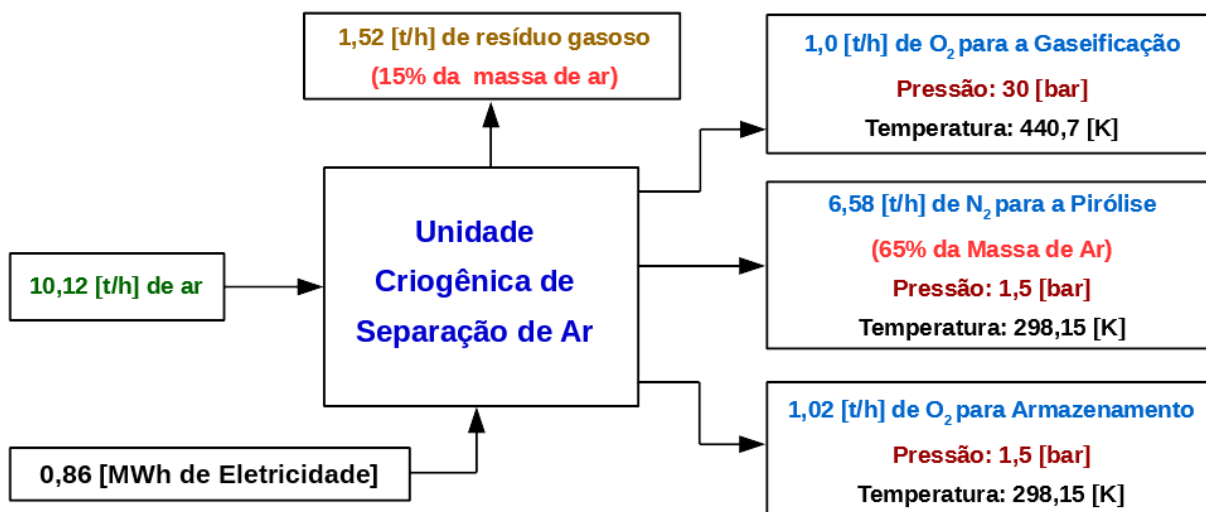


Figura 4.16: Balanço mássico e energético da unidade criogênica utilizada nos casos que envolvem a pirólise rápida.

## 4.4.5 Considerações Adotadas para a Gaseificação

### 4.4.5.1 Considerações Acerca do Sistema de Alimentação do Gaseificador

Considera-se que a alimentação do gaseificador com óleo pirolítico ou com bagaço torrefado aproveita as tecnologias utilizadas para a alimentação de lodo formado a partir do carvão mineral e carvão mineral pulverizado, respectivamente. O detalhamento dos sistemas de alimentação de matéria-prima em gaseificadores pressurizados atualmente utilizados, no entanto, foge ao escopo do presente trabalho.

### 4.4.5.2 Considerações Acerca da Temperatura de Gaseificação Adotada

As cinzas do bagaço podem ser consideradas o fator crítico sob o ponto de vista do aproveitamento do mesmo na gaseificação em leito arrastado. O maior problema relacionado a elas reside no fato de que a temperatura do gaseificador deve ser ajustada para que a maior parcela das cinzas se fundam e adquiram a fluidez necessária de modo que saiam do

gaseificador rapidamente sem se solidificarem, fato que ocasionaria corrosão e incrustações nas paredes internas do gaseificador.

Segundo Honig [146], as cinzas do bagaço de cana possuem baixa temperatura de fusão quando comparadas com as cinzas de outros combustíveis. De modo geral, a temperatura de fusão das cinzas de um combustível é fortemente influenciada pela composição química destas cinzas. De uma amostra de bagaço para outra, a composição química das cinzas também pode variar consideravelmente devido à anisotropia do bagaço, características edafo-climáticas, impurezas adquiridas nas operações de colheita, carregamento e transporte da cana, entre outras razões. Diversos autores já reportaram a composição química percentual das cinzas de amostras bagaço, conforme é apresentado na Tabela 4.21:

Tabela 4.21: Composição das cinzas do bagaço de cana.

<b>SO<sub>3</sub></b>	<b>P<sub>2</sub>O<sub>5</sub></b>	<b>SiO<sub>2</sub></b>	<b>Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub></b>	<b>Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub></b>	<b>CaO</b>	<b>MgO</b>	<b>Na<sub>2</sub>O</b>	<b>K<sub>2</sub>O</b>	<b>TiO<sub>2</sub></b>	<b>Referência</b>
2,08	2,72	46,61	14,14	17,69	4,47	3,33	0,79	4,15	2,63	[147]
0,9	1,13	41,87	20,90	22,25	3,5	1,45	0,26	2,59	3,87	[148]
-	-	62,6	2,4	3,3	4,5	-	2,8	2,9	-	[149]
8,24	5,96	49,2	0,43	0,98	4,9	3,48	0,66	24,1	0,07	[150]
-	0,93	72,29	6,16	7,99	4,16	2,34	0,95	4,49	0,55	[151]
0,4	0,89	45,88	15,45	20,55	4,31	3,22	0,96	1,67	3,77	[152]
3,5	3	48,8	1,9	6,4	3,9	5,5	0,8	18,9	-	[153]

De acordo com Honig [146], quanto maior for o valor da razão  $\alpha$  mostrada na expressão 4.11., maior a temperatura de fusão das cinzas do bagaço:

$$\alpha = \frac{\% \text{SiO}_2 + \% \text{Al}_2\text{O}_3}{\% \text{Fe}_2\text{O}_3 + \% \text{CaO} + \% \text{MgO} + \% \text{Na}_2\text{O} + \% \text{K}_2\text{O}} \quad (4.11)$$

Para um número elevado de amostras de bagaço, Honig [146] estabeleceu uma correspondência entre a relação  $\alpha$  e a respectiva temperatura de fusão das cinzas de cada amostra, cujo resultado foi expresso graficamente por meio da Figura 4.17:

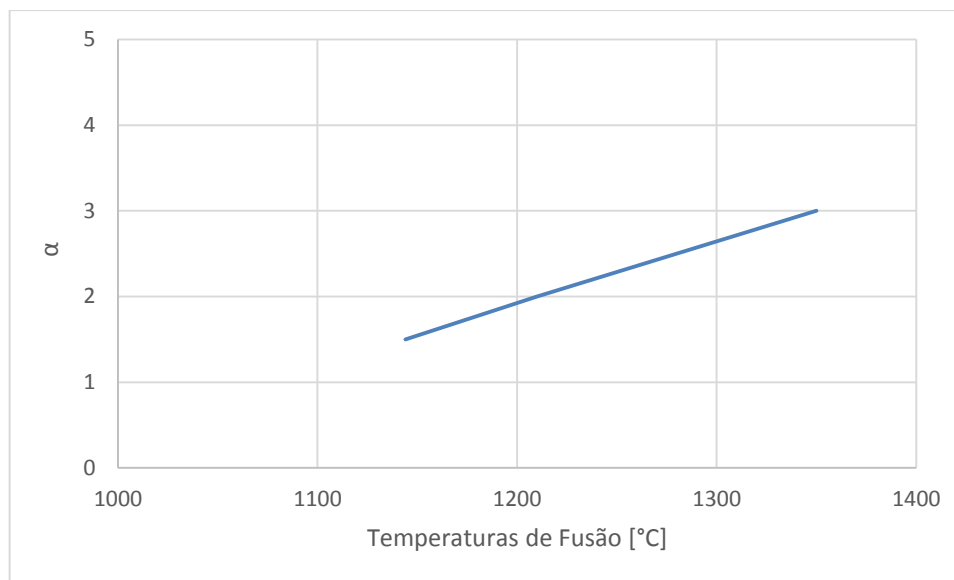


Figura 4.17: Correspondência entre a relação  $\alpha$  e a temperatura de fusão para amostras distintas de bagaço de cana.

Como resultado da correlação, Honig [146] estabeleceu a temperatura de fusão das cinzas do bagaço varia entre 1210 e 1350 [°C]. No entanto, para aplicações envolvendo a gaseificação (em leito arrastado) de produtos resultantes da submissão do bagaço a processos termoquímicos, não somente importa a temperatura de fusão das cinzas, mas também a viscosidade que essas cinzas fundidas possuirão, visto que seu tempo de residência no interior do gaseificador deve ser baixo. De acordo com Fredericci et al [154], a temperatura ótima que atenderia a estes quesitos seria de 1350 [°C]. Segundo o mesmo autor, temperaturas ainda maiores seriam desejáveis devido à questão da menor viscosidade, entretanto, essa prática penalizaria o sistema energeticamente, além aumentar o custo operacional. No presente trabalho, adota-se, portanto, a temperatura do gaseificador como sendo de 1350 [°C] em todos os estudos de caso.

Em todo caso, enfatiza-se que as cinzas do bagaço de cana se tratam de um componente que apresenta uma composição que pode ser considerada “aleatória” e, portanto, de comportamento relativamente imprevisível no que diz respeito à temperatura de fusão. Em todas as referências tomadas por base na Tabela 4.18 nota-se uma clara predominância de SiO<sub>2</sub> na composição das cinzas, fato que indica que a presença elevada de terra é o fator que mais contribui para que seu teor seja elevado no bagaço. O processo de lavagem da cana que antecede a moagem é, portanto, de fundamental importância para a remoção de boa parte da

terra e assim, evitar o alto teor de cinzas no bagaço. Desenvolver métodos de lavagem da cana ainda mais eficientes, portanto, torna-se imperativo para que o aproveitamento do bagaço na gaseificação em leito arrastado seja consolidado.

#### **4.4.5.3 Considerações Acerca da Composição Molar do Gás Pobre nos Estudos de Caso**

Devido à escassez de trabalhos envolvendo a gaseificação em leito arrastado do bagaço torrefado e do óleo pirolítico obtido a partir do bagaço, adota-se a composição do molar obtida na gaseificação em leito arrastado destes produtos obtidos a partir de outros tipos de biomassa, desde o produto torrefado e o óleo pirolítico utilizados nas respectivas operações tenham composições similares às do bagaço torrefado e óleo pirolítico adotados como referência no presente trabalho.

Para os casos que envolvem a gaseificação do bagaço torrefado, adota-se como referência o trabalho de Strandberg [92]. Para os casos envolvendo a gaseificação do óleo pirolítico, adota-se como referência o trabalho de Leijenhurst et al [73]. Constata-se que ambas as matérias-primas utilizadas nestes processos foi o pinho e os respectivos produtos obtidos (que foram posteriormente gaseificados em leito arrastado) possuem composição elementar semelhante ao do bagaço torrefado e ao óleo pirolítico adotados como referência no presente trabalho.

O processo de gaseificação da madeira de pinho torrefado em leito arrastado realizado por Strandberg [92] foi conduzido em condições distintas daquelas adotadas como referência: temperatura de 1200 [°C] e pressão de 2,5 [bar], com o uso de gás oxigênio como agente gaseificante. Já o processo de gaseificação do óleo pirolítico obtido a partir do pinho foi conduzido em um gaseificador de leito arrastado com pressão de 4 [bar] e temperatura de 1250 [°C], com a utilização de gás oxigênio como agente gaseificante.

A utilização de pressões baixas, em ambos os experimentos, pode ser justificada devido ao fato do gás produzido não ter sido encaminhado para nenhum aproveitamento posterior, havendo somente interesse na análise de sua composição química. Além disso, a gaseificação foi conduzida em um equipamento de laboratório, que demanda custos mais baixos de consumo de energia bem como operacionais, tanto do ponto de vista técnico como do ponto de vista de segurança.

Segundo Higman [27], valores mais elevados de pressão na gaseificação ocasionam a diminuição da presença de  $\text{CH}_4$  na composição molar do gás pobre, entretanto, esta porcentagem sempre é pequena, independentemente da pressão de operação na qual o processo de gaseificação em leito arrastado ocorra. Dessa forma, a operação com pressões elevadas não afeta a composição molar do gás pobre de forma significativa. Por outro lado, segundo trabalhos experimentais desenvolvidos por Tremel [155], na faixa de temperaturas entre 1200 e 1350 [°C], a composição do gás pobre não varia de forma muito significativa, fato que permite a utilização da temperatura de 1350 [°C], que se adequa melhor a uma boa condição de fluidez das cinzas do bagaço.

Por fim, observa-se que o valor da razão de equivalência ótima determinada no trabalho de Chen et al [95] foi de 0,434, que é muito próximo dos valores de 0,44 obtido por Strandberg [92] e 0,45 obtido por Leijenhurst et al [73]. Assim, é razoável admitir que a gaseificação da madeira torrefada no trabalho de Strandberg [92] e do óleo pirolítico da madeira no trabalho de Leijenhurst et al [73] foram processadas com um consumo específico de oxigênio de, aproximadamente 0,7 – mesmo valor que o valor adotado como base no presente trabalho.

Tais evidências tornam razoável, portanto, atribuir a composição do gás obtidos nos experimentos de Strandberg [92] e Leijenhurst et al [73] para os estudos de caso com a gaseificação de bagaço torrefado e óleo pirolítico para as condições de temperatura, pressão e consumo específico de oxigênio pré-estabelecidas nos subitens anteriores.

As composições molares adotadas como base para o gás pobre obtido na gaseificação em leito arrastado do bagaço torrefado e do óleo pirolítico, juntamente com seus respectivos valores de PCI (obtidos no software Gatecycle 6.1.2) são mostrados na Tabela 4.22:

Tabela 4.22: Composições molares adotadas para o gás pobre nos estudos de caso com pirólise e com torrefação.

<b>Gases Presentes no Gás Pobre</b>	<b>Casos com Torrefação</b>	<b>Casos com Pirólise</b>
CO %	54,0%	46,0%
H <sub>2</sub> %	27,0%	30,0%
CO <sub>2</sub> %	18,0%	23,0%

CH <sub>4</sub> %	1,0%	1,0%
<b>PCI [MJ/kg]</b>	<b>9,52</b>	<b>8,87</b>

#### 4.4.5.4 Balanço de Mássico e Energético na Gaseificação em Leito Arrastado

Tanto na gaseificação do óleo pirolítico quanto na do bagaço torrefado, considera-se que as cinzas, em sua totalidade, se fundem no processo. Para ambos os casos, adota-se ainda, com base nos trabalhos de Rocha [156], que a eletricidade consumida no processo de gaseificação foi adotada é de 8,1 [kWh/MW<sub>th</sub> de gás produzido], valor no qual é destinado a acionamentos e sistema de alimentação do gaseificador de leito arrastado.

Diante das considerações anteriormente feitas, a Figura 4.18 mostra o balanço mássico e energético da gaseificação de cada tonelada de óleo pirolítico em leito arrastado:

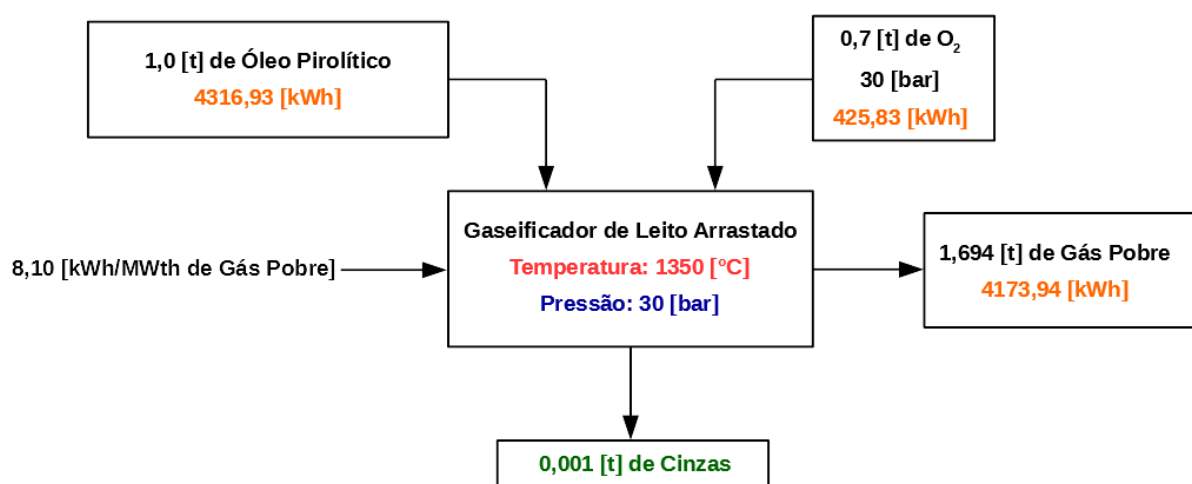


Figura 4.18: Balanço de massa e energia na gaseificação em leito arrastado do óleo pirolítico.

Já o balanço mássico e energético o balanço mássico e energético da gaseificação de cada tonelada de bagaço torrefado em leito arrastado é mostrado na Figura 4.19:



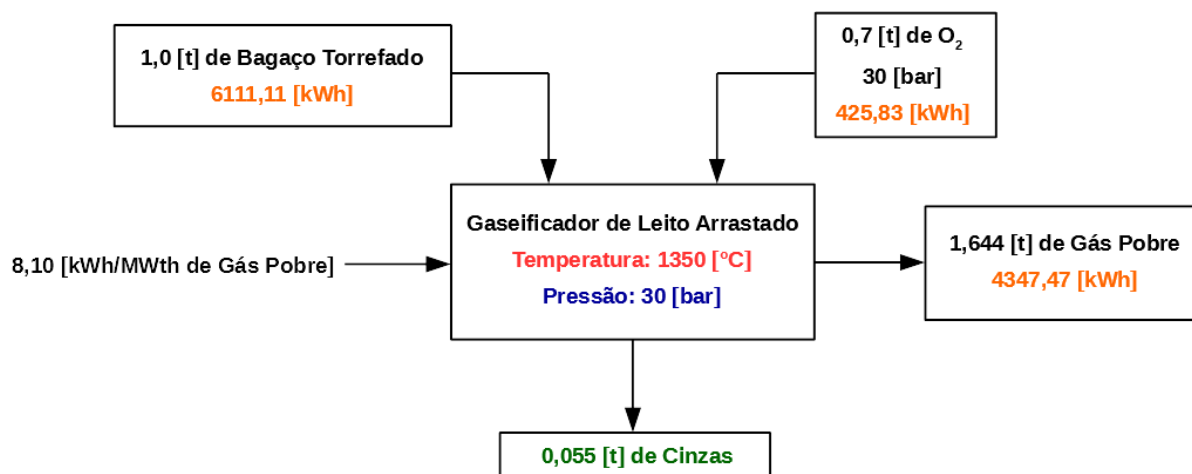


Figura 4.19: Balanço de massa e energia na gaseificação em leito arrastado do bagaço torrefado.

#### 4.4.5.5 Considerações para a Análise Exergética

Mediante o uso da composição molar adotada na Tabela 4.21 e dados presentes nos livros de Szargut [108] e Manual de Gases de AGA [104], são obtidos os valores das exergias física e química específicas para o gás pobre por meio das expressões (4.6) e (4.7). Os resultados são mostrados na Tabela 4.23:

Tabela 4.23: Exergia específica do gás pobre ao sair do gaseificador.

Elemento Considerado	Casos com Torrefação	Casos com Pirólise
Exergia Química Específica [kJ/kg]	9335,09	8734,47
Exergia Física Específica [kJ/kg]	1718,70	1754,52
<b>Exergia Específica do Gás Pobre [kJ/kg]</b>	<b>11053,79</b>	<b>10488,99</b>

## 4.4.6 Parte do Sistema BIG-GTCC Simulada no Gatecycle

### 4.4.6.1 Considerações Adotadas para o Sistema de Resfriamento

Por serem mais difundidos do mercado, o presente trabalho adota os sistemas de limpeza a frio para promover a limpeza do gás pobre, fato que torna essencial a prática do resfriamento do gás. Seguindo os relatórios técnicos operacionais das plantas IGCC de Tampa e Wabash River, divulgados pelo DOE, o gás pobre sai com temperatura em torno de 40 [°C] [38], [39].

O sistema de resfriamento pode ser modelado no Gatecycle como sendo uma única caldeira de recuperação, onde o gás pobre entra com a temperatura de 1350 [°C] e sai com a temperatura requerida de 40 [°C] [38], [39]. Ainda de acordo com os relatórios mencionados, o vapor produzido pelo sistema de resfriamento é saturado. Perdas de pressão por parte do gás são desconsideradas. Demais considerações para a modelagem do sistema de resfriamento no software Gatecycle são mostradas na Tabela 4.24:

Tabela 4.24: Considerações adotadas para o sistema de resfriamento do gás pobre.

Pressão do Vapor Produzido [bar]	85
Temperatura do Vapor Produzido [°C]	229,23
Temperatura do Gás Pobre ao Sair do Sistema [°C]	40
Eficiência do Sistema %	85%

Mediante o uso das composições molares adotadas na Tabela 4.21; juntamente com dados presentes no livro de Szargut [108] e Manual de Gases de AGA [104] são obtidos os valores das exergias física e química específicas para o gás pobre por meio das expressões (4.7) e (4.8). Os resultados são mostrados na Tabela 4.25:

Tabela 4.25: Exergia específica do gás pobre ao sair do sistema de resfriamento, para os estudos de caso que envolvem a pirólise rápida e a torrefação.

<b>Grandeza Considerada</b>	<b>Casos com Pirólise</b>	<b>Casos com Torrefação</b>
Exergia Química Específica [kJ/kg]	8734,47	9335,09
Exergia Física Específica [kJ/kg]	354,11	354,40
<b>Exergia Específica do Gás Pobre [kJ/kg]</b>	<b>9088,58</b>	<b>9689,49</b>

#### 4.4.6.2 Considerações Adotadas para o Sistema de Limpeza do Gás

Em geral, não há uma tecnologia mais consolidada que as demais, muito embora, o processo Rectisol seja, ligeiramente, o mais utilizado na atualidade pelas plantas IGCC [143], [156]. Por esta razão, este sistema será utilizado no presente trabalho. Maiores detalhes quanto ao seu funcionamento são encontrados nos trabalhos de Rocha [156] e Padurean et al [157]. Segundo Leibbrandt [158], o processo Rectisol possui demanda energia térmica (na forma de vapor) e eletricidade, cujos parâmetros são mostrados na Tabela 4.26:

Tabela 4.26: Demanda de energia térmica e eletricidade no processo Rectisol.

Consumo de vapor a 4,8 [bar] e 180 [°C] [kg/(kmol de H <sub>2</sub> S + CO <sub>2</sub> removido)]	6,97
Consumo de Eletricidade [kWh/(kmol de H <sub>2</sub> S + CO <sub>2</sub> removido)]	0,528

Trabalhos visando a gaseificação de biomassa em larga escala, como o de Larsson et al [159], costumam desprezar a quantidade de enxofre a ser removida no gás, em função do baixíssimo teor de enxofre presente na biomassa. Mesmo procedimento será adotado no presente trabalho. Para a determinação da composição do gás pobre após sua passagem pelo sistema de limpeza, considera-se como base o relatório divulgado pela Comissão Europeia de Energia [42]. O documento cita a composição molar do gás pobre – após sua passagem pelo sistema de limpeza – em diversas plantas IGCC existentes. O documento menciona que essa composição pode variar em função do tipo de matéria-prima e do sistema de limpeza utilizado, que podem variar de planta para planta. Em particular, nas plantas IGCC de Wabash

River e Tampa, constata-se que a porcentagem de CO<sub>2</sub> na composição molar como sendo de 10%, mesmo valor adotado para o presente trabalho.

Essas considerações permitem considerar que a diferença entre os fluxos mássicos de gás pobre no início e ao final do processo de limpeza seja dada pela quantidade de CO<sub>2</sub> retirada. Com isso, as composições molares do gás pobre após a passagem pelo sistema de limpeza, para os casos com pirólise e com torrefação, são dadas na Tabela 4.27:

Tabela 4.27: Composição do gás pobre após passagem pelo sistema de limpeza, para os casos com pirólise rápida e torrefação.

<b>Gás Considerado</b>	<b>Casos com Pirólise</b>	<b>Casos com Torrefação</b>
CO%	53,77%	59,27%
H <sub>2</sub> %	35,06%	29,63%
CO <sub>2</sub> %	10,00%	10,00%
CH <sub>4</sub> %	1,17%	1,10%

Mediante o uso das composições molares adotadas na Tabela 4.26, juntamente com dados presentes no livro de Szargut [108] e Manual de Gases da AGA [104], são obtidos os valores das exergias física e química específicas para o gás pobre por meio das expressões (4.6) e (4.7). Os resultados são mostrados na Tabela 4.28:

Tabela 4.28: Exergia específica do gás pobre ao sair do sistema de limpeza, para os estudos de caso que envolvem a pirólise rápida e a torrefação.

<b>Grandeza Considerada</b>	<b>Casos com Pirólise</b>	<b>Casos com Torrefação</b>
Exergia Química Específica [kJ/kg]	11796,30	11109,19
Exergia Física Específica [kJ/kg]	413,57	386,58
<b>Exergia Específica do Gás Pobre [kJ/kg]</b>	<b>12209,87</b>	<b>11495,77</b>

#### 4.4.6.3 Considerações Adotadas para o Grupo Gerador com Turbina a Gás

Considera-se que o grupo gerador é formado pelo conjunto turbina a gás, regulador de velocidade e gerador. A turbina a gás em questão é adaptada para utilizar gás de baixo PCI, mediante diversas modificações no projeto do modelo utilizado para operar com gás natural [42], [160]. De acordo com Correa Neto [160], uma turbina adaptada para trabalhar com gás de baixo PCI opera, em regime permanente, com uma vazão mássica de combustível de 5 a 8 vezes maior que a vazão nominal (utilizando gás natural). No fim das contas, a maior vazão mássica de ar e combustível se sobressai à baixa qualidade do combustível e a potência produzida pela turbina adaptada para gás de baixo PCI chega a ser até 25% maior que a versão convencional que utiliza gás natural [161]. Em trabalhos experimentais envolvendo turbinas da GE operando em unidades IGCC, Brdar e Jones [162], relacionaram o aumento de potência da turbina adaptada para gás de baixo PCI com o aumento da vazão dos gases de escape. Como resultado, foi observado que para uma vazão mássica de gases de escape de 14% maior que no modelo convencional, houve acréscimo de potência de, aproximadamente, 20% por parte da turbina adaptada para gás de baixo PCI. Segundo os autores citados, a temperatura dos gases de exaustão que saem da turbina é próxima de 560 [°C].

A relação entre temperatura dos gases de exaustão, vazões mássicas de combustível e gases de exaustão e potência da turbina a gás são, de fato, passíveis de serem modeladas no software Gatecycle. Demais modificações no projeto da turbina convencional para que esta opere com gás de baixo PCI não são passíveis de serem modeladas no software Gatecycle e, portanto, nem serão mencionadas no presente trabalho. Ressalta-se que simular o funcionamento de uma turbina a gás adapta

Mediante uma estimativa dos Megawatts térmicos produzidos no gaseificador em cada estudo de caso, buscou-se um modelo comercial de turbina a gás que já tenha sido adaptado para uso com gás de baixo PCI em alguma unidade IGCC já existente. O modelo de turbina escolhido foi o GE MS6001FA. Segundo catálogo de turbinas fornecido pela própria GE o modelo em questão é, de fato, utilizado para produzir eletricidade em plantas IGCC [163]. Com base no catálogo citado, a Tabela 4.29 fornece os dados operacionais do modelo de turbina selecionado sem quaisquer modificações para o uso de gás de baixo PCI:

Tabela 4.29: Dados operacionais do modelo convencional de turbina GE MS6001FA.

Potência Nominal [MW]	75,9
Heat Rate [kJ/kWh]	10330
Razão de Pressão	15,7:1
Fluxo Mássico de Gases de Exaustão [kg/s]	204
Rotação [rpm]	5254
Temperatura dos Gases de Exaustão [°C]	604
Consumo Estimado de Gás Natural [kg/s]	4,3

#### 4.4.6.4 Demais Considerações Adotadas

A Tabela 4.30 mostra as demais considerações adotadas para a simulação da planta BIG-GTCC no software Gatecycle 6.1.2:

Tabela 4.30: Demais considerações feitas para a simulação da planta BIG-GTCC no Gatecycle 6.1.2.

Eficiência da Caldeira de Recuperação	85%
Pressão do Vapor Produzido pela Caldeira de Recuperação [bar]	85
Temperatura do Vapor Produzido pela Caldeira de Recuperação [°C]	480
Temperatura dos Gases ao Saírem da Caldeira de Recuperação [°C]	180
Eficiência da Turbina a Vapor de Contrapressão	78%

## 4.5 Considerações para os Casos de Referência

Para os casos de referência, considera-se, conforme mencionado, que a cana inteira se equivale, em termos energéticos à cana picada. Considera-se que toda a palha é eliminada na

queima feita antes da colheita e que somente o bagaço é utilizado como recurso energético na planta de cogeração. Demais considerações são mostradas na Tabela 4.31:

Tabela 4.31: Considerações adotadas para os casos de referência.

Pressão do Vapor Extraído para a Turbina de Acionamentos [bar]	20
Eficiência da Caldeira	80%
Eficiência das Turbinas de Alta e Baixa Pressão	80%
Eficiência da Turbina de Acionamentos	65%
Moagem [t/h]	500

## 4.6 Considerações Adotadas para os Grupos Geradores

Para todos os grupos geradores, sejam eles com turbina a vapor ou com turbinas a gás, foram adotadas ainda perdas na transmissão e perdas no gerador, cujos valores devem ser fornecidos ao Gatecycle e que, portanto, influenciam a energia total excedente produzida e entregue à rede. As considerações feitas quanto a isso são mostradas na Tabela 4.32:

Tabela 4.32: Informações com respeito ao grupo gerador fornecidas ao software Gatecycle.

Perdas Mecânicas no Regulador de Velocidade (%)	2%
Fator de Potência do Gerador	0,90
Rendimento do Gerador (%)	97%

## **CAPÍTULO 5 ANÁLISE E DISCUSSÃO DOS RESULTADOS**

Os resultados das análises energética e exergética de todos os estudos de caso foram obtidos por meio dos balanços exergético, mássico e energético mostrados no capítulo anterior, juntamente com as simulações no software Gatecycle 6.1.2.

Os subitens que se seguem mostram os resultados das análises para cada estudo de caso considerado.

### **5.1 Caso REF-AUT (Destilaria Autônoma + Planta de Cogeração Tradicional)**

O aspecto da planta para o caso REF-AUT, já com os pontos de interesse demarcados para a análise exergética, é mostrado na Figura 5.1:



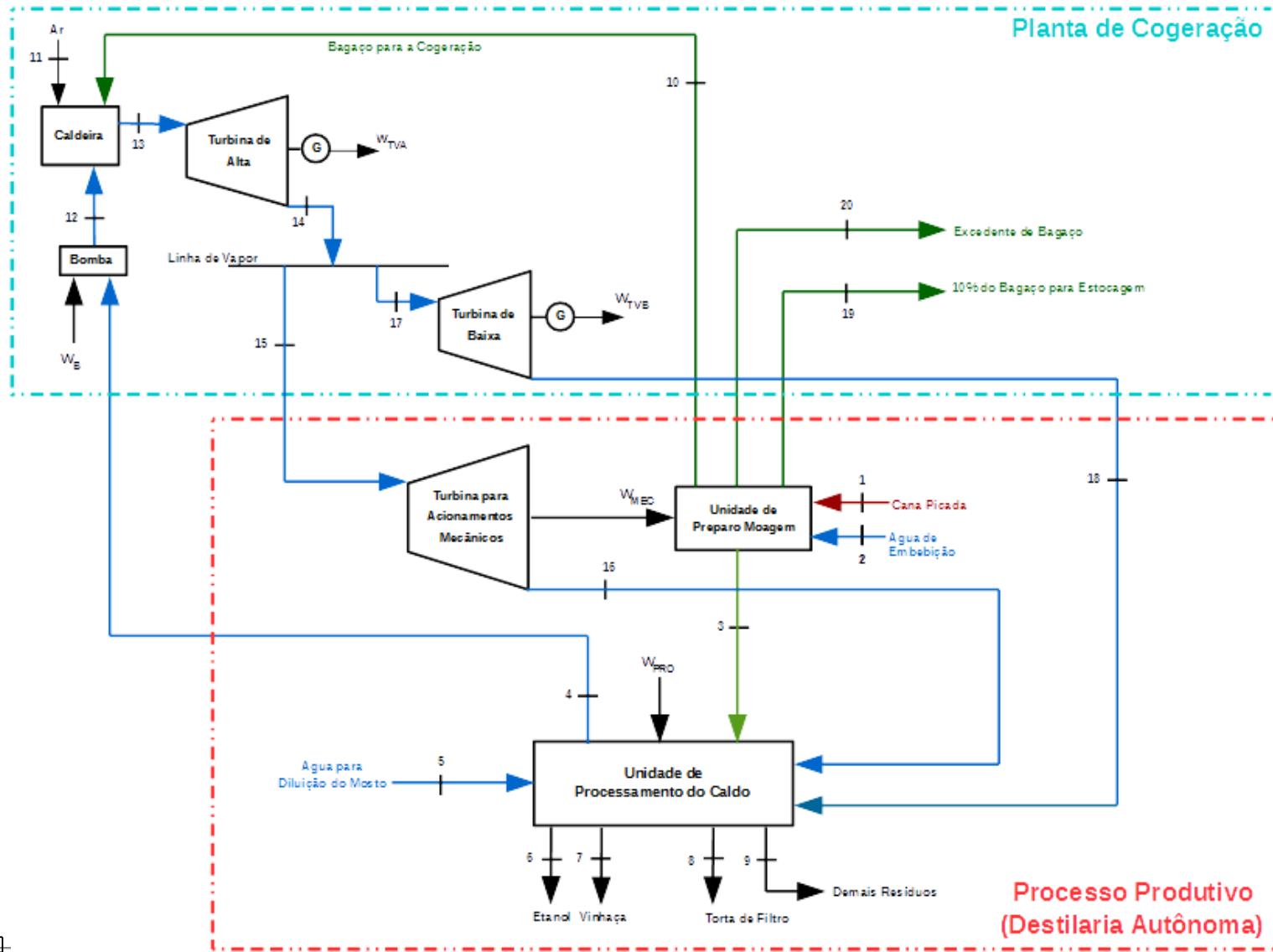


Figura 5.1: Aspecto da planta estudada no caso REF-AUT.

Como resultado imediato das simulações, obtém-se a eletricidade produzida pelas turbinas a vapor do sistema de cogeração. Para a determinação da eletricidade excedente, no entanto, é necessário subtrair este valor do consumo nos equipamentos da cogeração, assim como os subprocessos que compõe a planta. Com a determinação deste valor, os indicadores baseados na primeira e segunda lei são obtidos.

Tabela 5.1: Cálculo da eletricidade excedente no caso REF-AUT.

Elemento Considerado	Símbolo	Valor [MW]
Eletricidade Produzida na Turbina a Vapor de Alta	$\dot{W}_{TVA}$	13,8
Eletricidade Produzida na Turbina a Vapor de Baixa	$\dot{W}_{TVB}$	8,7
Eletricidade Consumida pela Bomba	$\dot{W}_B$	0,8
Eletricidade Consumida no Processo Produtivo	$\dot{W}_{PRO}$	6,0
<b>Eletricidade Excedente [MW]</b>	<b><math>\dot{W}_{EXC}</math></b>	<b>15,7</b>

### 5.1.1 Indicadores da Análise Energética

Para melhor visualização dos fluxos energéticos ao longo da planta do caso REF-AUT, é feito um diagrama de Sankey da mesma, que é mostrado na Figura 5.2:

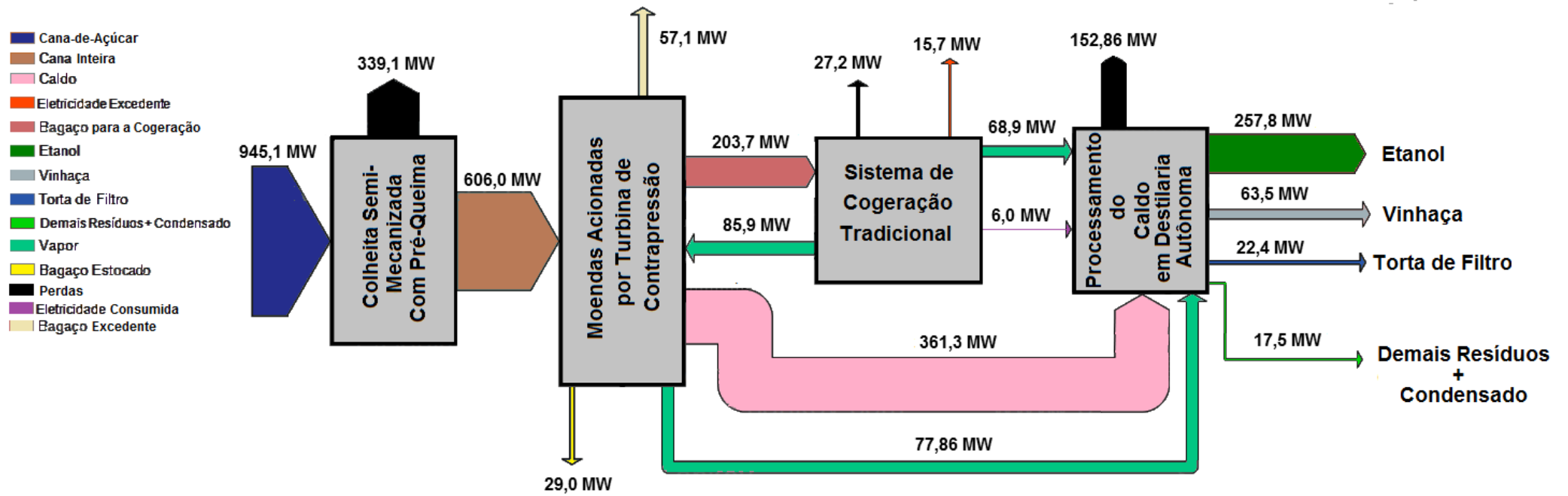


Figura 5.2: Diagrama de Sankey para o Caso REF-AUT.

Com isso, obtêm-se os indicadores de desempenho da análise energética, cujos valores são mostrados na Tabela 5.2:

Tabela 5.2: Índices de desempenho da análise energética para o caso REF-AUT.

Índice de Eletricidade Excedente [kWh/t <sub>cana</sub> ]	31,39
Eficiência Global da Planta	45,63%
Eficiência Global no Aproveitamento da Cana-de-Açúcar	28,94%

Nota-se, portanto, que o índice de eletricidade excedente corresponde a 31,39 [kWh/t<sub>cana</sub>]. As eficiências globais da planta e do aproveitamento da cana-de-açúcar totalizam, respectivamente: 45,63% e 28,94%.

### 5.1.2 Análise Exergética

Com base na Figura 5.1, é montada a Tabela 5.3, que mostra como são obtidos os insumos e produtos processo produtivo:

Tabela 5.3: Insumos e produtos para o cálculo das perdas e irreversibilidades do processo produtivo no caso REF-AUT.

	Unidade de Preparo e Moagem	Unidade de Processamento do Caldo
Insumos	$\dot{E}_1 + \dot{E}_2 + (\dot{E}_{15} - \dot{E}_{16})$	$\dot{E}_3 + \dot{m}_{16} \cdot (e_{16} - e_4) + \dot{m}_{18} \cdot (e_{18} - e_4) + \dot{E}_5 + W_{PRO}$
Produtos	$\dot{E}_3 + \dot{E}_{10} + \dot{E}_{19} + \dot{E}_{20}$	$\dot{E}_6 + \dot{E}_7 + \dot{E}_8 + \dot{E}_9$

Substituindo os valores com os dados do Anexo D, é construída a Tabela 5.4, utilizada para o cálculo do balanço exergético do processo produtivo na destilaria autônoma:

Tabela 5.4: Balanço exergético do processo produtivo do caso REF-AUT.

Subprocesso Considerado	Insumo (MW)	Produto (MW)	Irreversibilidades + Perdas (MW)
Unidade de Preparo e Moagem	796,043	784,90	11,147
Unidade de Processamento do Caldo	456,56	287,75	168,81
<b>Total</b>	<b>1252,60</b>	<b>1072,64</b>	<b>179,96</b>

Nota-se que as perdas e irreversibilidades do processo produtivo totalizam 179,96 [MW], onde o processamento do caldo contribui com 93,8% deste valor.

Também com base na Figura 5.1, é montada a Tabela 5.5, que mostra como são obtidos os insumos e produtos processo produtivo:

Tabela 5.5: Insumos e produtos para o cálculo das perdas e irreversibilidades da planta de cogeração do caso REF-AUT.

Equipamento	Insumo (MW)	Produto (MW)
Caldeira	$\dot{E}_{10} + \dot{E}_{11}$	$\dot{E}_{13} - \dot{E}_{12}$
Turbina de Alta	$\dot{E}_{13} - \dot{E}_{14}$	$\dot{W}_{TVA}$
Turbina de Baixa	$\dot{E}_{17} - \dot{E}_{18}$	$\dot{W}_{TVB}$
Bomba	$\dot{W}_B$	$\dot{E}_{12} - \dot{E}_4$

Substituindo os valores com os dados do Anexo D, é construída a Tabela 5.6, que é utilizada para o cálculo do balanço exergético da planta de cogeração:

Tabela 5.6: Balanço de exergia na planta de cogeração do caso REF-AUT.

Equipamento	Insumo (MW)	Produto (MW)	Perdas + Irreversibilidades (MW)
Caldeira	277,82	96,27	181,55
Turbina de Alta	16,04	13,80	2,24
Turbina de Baixa	10,59	8,70	1,89
Bomba	0,80	0,35	0,46
<b>Total</b>	<b>305,25</b>	<b>119,12</b>	<b>186,13</b>

Nota-se que as perdas e irreversibilidades da planta de cogeração totalizam 186,13 [MW], valor próximo às perdas e irreversibilidades geradas pelo processo produtivo. Graficamente, a distribuição percentual da exergia destruída na planta de cogeração é dada pela Figura 5.3:

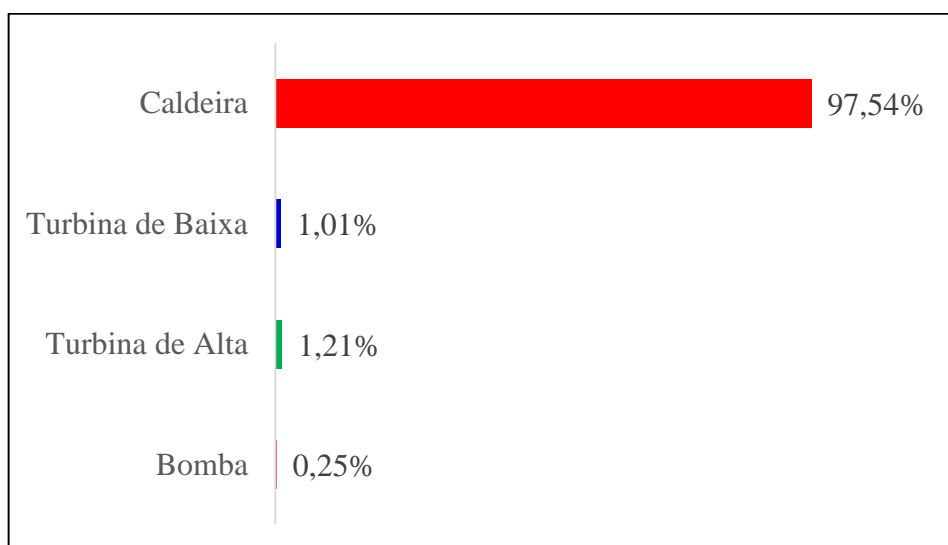


Figura 5.3: Distribuição da exergia destruída na planta de cogeração do caso REF-AUT.

Nota-se que a caldeira é responsável por 97,54% da destruição de exergia do bagaço encaminhado à planta de cogeração, fato que se deve à elevada diferença de temperatura entre os gases provenientes de sua combustão e o vapor produzido.

Considerando a exergia destruída conjuntamente pelo processo produtivo e pela planta de cogeração, obtém-se a contribuição percentual de cada subsistema na geração de perdas e irreversibilidades da planta como um todo, cujo resultado é mostrado na Figura 5.4:

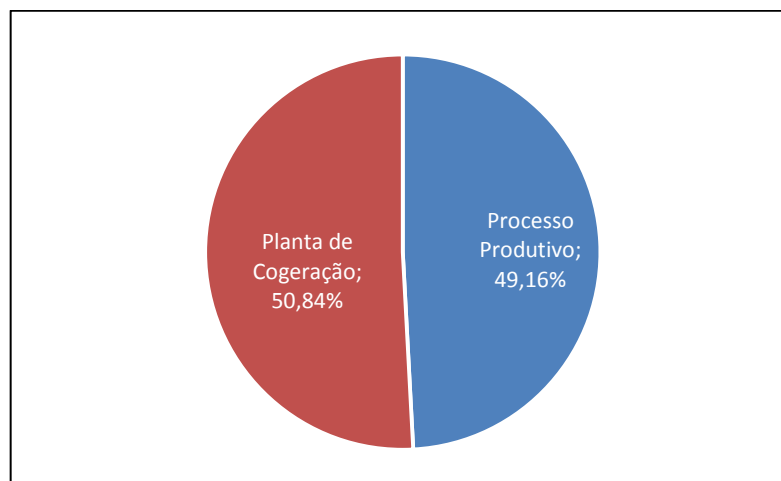


Figura 5.4: Distribuição da exergia destruída na planta do caso REF-AUT.

Constata-se que a planta de cogeração contribui com 50,84% na geração de perdas e irreversibilidades na planta do caso REF-AUT, ao passo que o processo produtivo contribui com 49,16%.

A diferença entre a participação do processo produtivo e a da planta de cogeração na geração de perdas e irreversibilidades da planta como um todo pode ser explicada pela combinação entre suas respectivas eficiências exergéticas e quantidades de insumos disponibilizados para cada um deles. Com base neste raciocínio, um subsistema com alta eficiência exergética e utilização de elevada quantidade de insumos pode vir a contribuir tanto ou mais na geração de perdas e irreversibilidades do que um subsistema com baixa eficiência exergética e baixa utilização de insumos.

Para explicar a diferença na participação de cada subsistema na geração de perdas e irreversibilidades do caso REF-AUT, são calculadas suas respectivas eficiências exergéticas, juntamente com a eficiência exergética global da planta, cujos resultados são mostrados na Tabela 5.7:

Tabela 5.7: Cálculo das eficiências exergeticas dos subsistemas que compõe a planta no caso REF-AUT.

Eficiência Exergetica	Cálculo das Eficiências Exergeticas	Valor
Planta de Cogeração	$\frac{\dot{m}_{15} \cdot (e_{15} - e_4) + \dot{m}_{18} \cdot (e_{18} - e_4) + \dot{W}_{TVA} + \dot{W}_{TVB}}{\dot{E}_{10}}$	33,29%
Processo Produtivo	$\frac{\dot{E}_6 + \dot{E}_7 + \dot{E}_8 + \dot{E}_9 + \dot{E}_{10} + \dot{E}_{19} + \dot{E}_{20}}{\dot{E}_1 + \dot{E}_2 + \dot{E}_5 + \dot{m}_{15} \cdot (e_{15} - e_4) + \dot{m}_{18} \cdot (e_{18} - e_4) + \dot{W}_{PRO}}$	80,18%
Global	$\frac{\dot{E}_6 + \dot{E}_7 + \dot{E}_8 + \dot{E}_9 + \dot{E}_{20} + \dot{W}_{EXC}}{\dot{E}_1}$	51,02%

Por meio da Tabela 5.7 nota-se que a eficiência exergetica da planta de cogeração é de 33,29%, enquanto a eficiência exergetica do processo produtivo é de 80,18%. Em linhas gerais, essas diferenças de valores se deve ao fato de a planta de cogeração possuir equipamentos onde ocorrem trocas de calor com elevada diferença de temperatura (sobretudo a caldeira); ao passo que o processo produtivo possui equipamentos onde ocorrem trocas de calor com diferenças de temperatura relativamente baixas quando comparado com a planta de cogeração.

Por meio do Anexo D e da Tabela 5.7, também constata-se que a quantidade de insumos disponibilizada à planta de cogeração é menor que a disponibilizada ao processo produtivo. De fato por meio do Anexo D, observa-se que apenas 70,30% da quantidade de bagaço disponibilizado na moagem é utilizado como insumo na planta de cogeração do caso REF-AUT, enquanto a palha sequer é utilizada.

A combinação entre a baixa eficiência da planta de cogeração com a reduzida quantidade de insumos por ela utilizada faz com que sua contribuição na geração de perdas e irreversibilidades na planta como um todo seja de 50,84%. Já o processo produtivo, por sua vez, descompensa sua alta eficiência exergetica mediante à utilização muito maior de insumos que a planta de cogeração, o que faz com que sua contribuição na geração de perdas e irreversibilidades seja de 49,16%, valor muito próximo ao da contribuição da planta de cogeração.



Essa combinação entre a eficiência exergética e a quantidade de insumos utilizados por cada subsistema, por sua vez, também influencia a eficiência global da planta como um todo. Constata-se que, quanto maior a quantidade de insumos utilizada pelo processo exergeticamente mais eficiente, maior será a eficiência exergética global da planta. Observa-se que a eficiência exergética global resulta sempre em um valor intermediário dos subsistemas que a compõe. Para o caso REF-AUT, essa combinação resultou em uma eficiência exergética global de 51,02%.

Finalmente, com o auxílio do Anexo D, a distribuição percentual da exergia dos produtos no caso REF-AUT é mostrado na Figura 5.6:

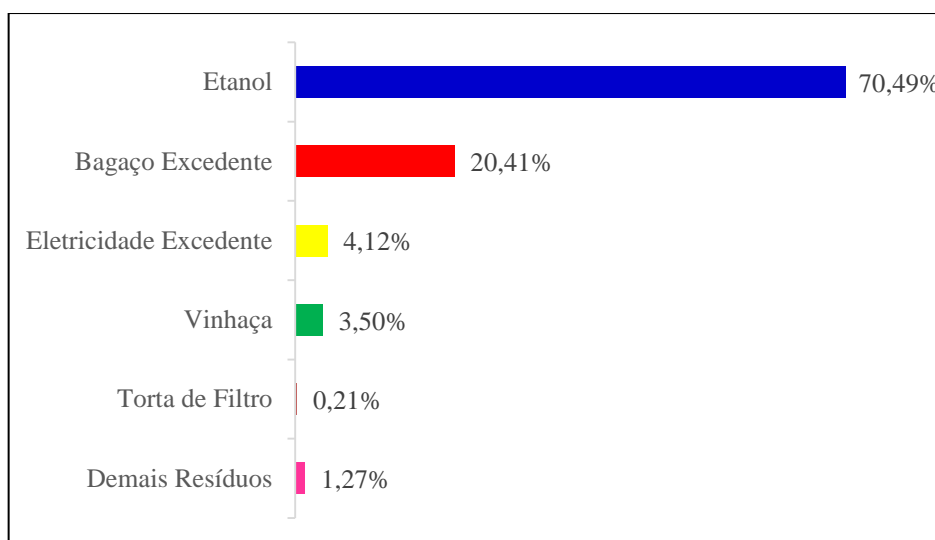


Figura 5.5: Distribuição percentual da exergia dos produtos no caso REF-AUT.

Nota-se que o bagaço excedente contribui consideravelmente na exergia dos produtos com 20,41%, tratando-se, portanto, de um recurso não utilizado, que pode ser comercializado na indústria de papel e celulose ou silagem. Constata-se que o etanol é o produto que mais contribui na exergia final dos produtos da planta, com 70,49%. A eletricidade excedente contribui com 4,12% ao passo que a vinhaça, torta de filtro e demais resíduos, juntos, contribuem com valor similar à eletricidade excedente.

## **5.2 Caso REF-ANEX (Destilaria Anexa + Planta de Cogeração Tradicional)**

O aspecto da planta simulada para o caso REF-ANEX, já com os pontos de interesse demarcados para a análise exergética, é mostrado na Figura 5.7:

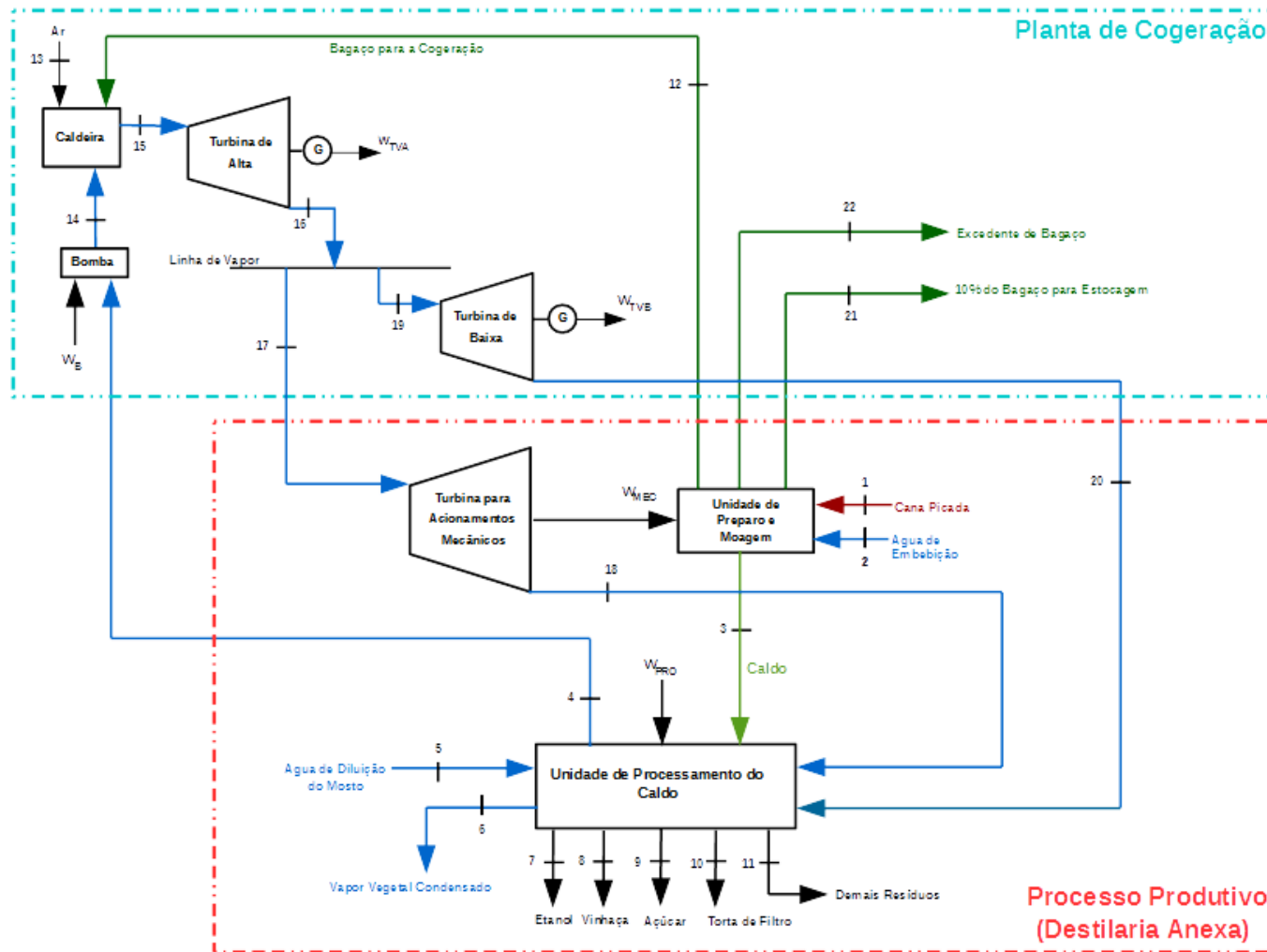


Figura 5.6: Aspecto da planta simulada no caso REF-ANEX.

A Tabela 5.8 exibe os valores de eletricidade produzida e consumos de eletricidade necessários para o cálculo da eletricidade excedente:

Tabela 5.8: Cálculo da eletricidade excedente no caso REF-ANEX.

Elemento Considerado	Símbolo	Valor [MW]
Eletricidade Produzida pela Turbina a Vapor de Alta	$\dot{W}_{TVA}$	15,3
Eletricidade Produzida pela Turbina a Vapor de Baixa	$\dot{W}_{TVB}$	10,6
Eletricidade Consumida pela Bomba	$\dot{W}_B$	0,89
Eletricidade Consumida no Processo Produtivo	$\dot{W}_{PRO}$	9,0
Potência Mecânica Produzida pela Turbina de Acionamentos	$\dot{W}_{MEC}$	8,0
<b>Eletricidade Excedente</b>	<b><math>\dot{W}_{EXC}</math></b>	<b>16,01</b>

### 5.2.1 Indicadores da Análise Energética

Para melhor visualização dos fluxos energéticos ao longo da planta do caso REF-ANEX, é feito um diagrama de Sankey da mesma, que é mostrado na Figura 5.8:

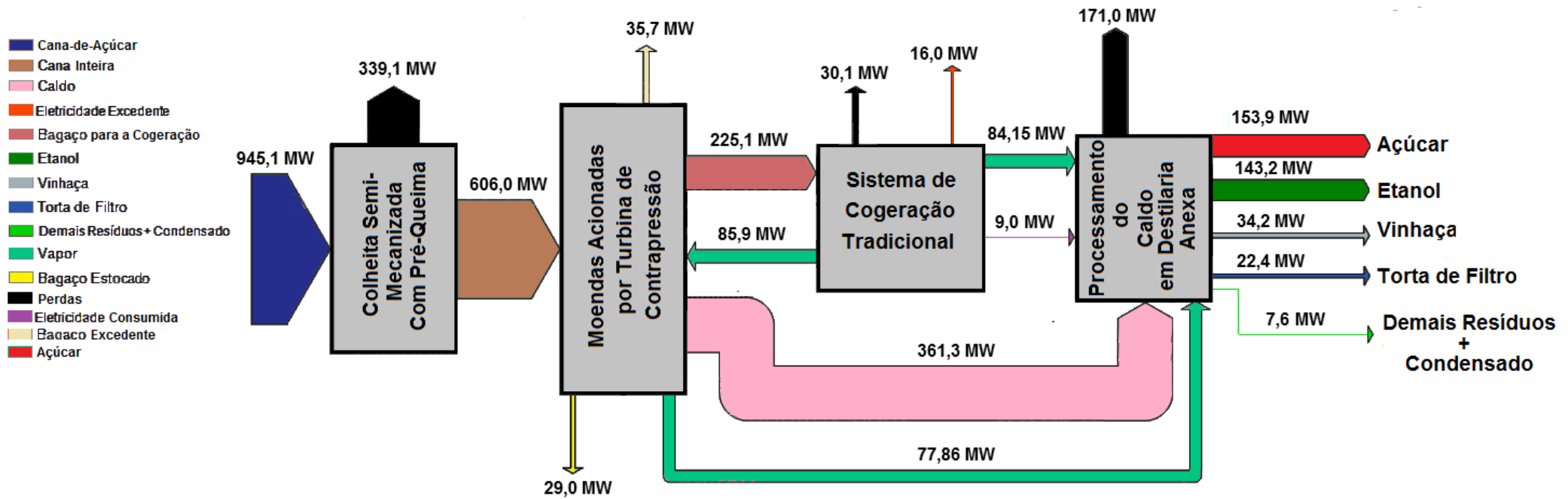


Figura 5.7: Diagrama de Sankey para o Caso REF-ANEX.

Com isso, obtém-se os indicadores de desempenho na análise energética, cujos valores são mostrados na Tabela 5.9:

Tabela 5.9: Índices de desempenho da análise energética para o caso REF-ANEX.

Índice de Eletricidade Excedente [kWh/t <sub>cana</sub> ]	32,03
Eficiência Global da Planta	51,68%
Eficiência Global no Aproveitamento da Cana-de-Açúcar	33,13%

Nota-se, portanto, que o índice de eletricidade excedente corresponde a 32,03 [kWh/t<sub>cana</sub>], valor um pouco superior aos 32,03 [kWh/t<sub>cana</sub>] obtidos no caso REF-AUT. Isso se deve a maior de vapor produzida para alimentar o processo de destilaria anexa, pois plantas de cogeração com turbina de contrapressão produzem apenas a quantidade de vapor demandada pelo processo produtivo.

A eficiência global da planta correspondente ao caso REF-ANEX é de 51,68%, valor superior aos 45,63% obtidos no caso REF-AUT. Já a eficiência global do aproveitamento da cana-de-açúcar correspondente ao caso REF-ANEX é de 33,13%, valor superior aos 28,94% obtidos no caso REF-AUT. O fato de o caso REF-ANEX apresentar valor superior nestes dois indicadores em relação ao caso REF-AUT é atribuído a maior quantidade de eletricidade excedente produzida além da diversificação adotada no processo produtivo – com o encaminhamento de metade do caldo para a produção de açúcar e etanol (a partir do melaço).

### 5.2.2 Análise Exergética

Com base na Figura 5.7, é montada a Tabela 5.10, que mostra como são obtidos os insumos e produtos processo produtivo:

Tabela 5.10: Insumos e produtos para o cálculo literal das perdas e irreversibilidades do processo produtivo no caso REF-ANEX.

	Unidade de Preparo e Moagem	Unidade de Processamento do Caldo
Insumos	$\dot{E}_1 + \dot{E}_2 + (\dot{E}_{17} - \dot{E}_{18})$	$\dot{E}_3 + \dot{m}_{18} \cdot (e_{18} - e_4) + \dot{m}_{20} \cdot (e_{20} - e_4) + \dot{E}_5 + \dot{W}_{PRO}$
Produtos	$\dot{E}_3 + \dot{E}_{12} + \dot{E}_{21} + \dot{E}_{22}$	$\dot{E}_6 + \dot{E}_7 + \dot{E}_8 + \dot{E}_9 + \dot{E}_{10} + \dot{E}_{11}$

Substituindo os valores com os dados do Anexo E, é construída a Tabela 5.11, utilizada para o cálculo do balanço exergético do processo produtivo na destilaria autônoma:

Tabela 5.11: Balanço exergético do processo produtivo do caso REF-ANEX.

Subprocesso Considerado	Insumo (MW)	Produto (MW)	Irreversibilidades + Perdas (MW)
Unidade de Preparo e Moagem	796,04	784,90	11,15
Unidade de Processamento do Caldo	464,77	324,34	140,44
<b>Total</b>	<b>1260,82</b>	<b>1109,23</b>	<b>151,58</b>

Constata-se que as perdas e irreversibilidades do processo produtivo totalizam 151,58 [MW], onde o processamento do caldo contribui com 92,65% deste valor.

Nota-se que o valor obtido para as perdas e irreversibilidades é inferior aos 179,96 [MW] do caso REF-AUT, fato que se deve à diversificação do processo mediante a utilização de metade do caldo para a produção de etanol e outra metade à produção de açúcar e etanol (a partir do melaço). A diversificação do processo nessa proporção sugere que o processamento do caldo visando a produção de açúcar e etanol (a partir do melaço) de fato, produz menos perdas e irreversibilidades que o processamento do caldo visando unicamente a produção de etanol.

Com base na Figura 5.8, é montada a Tabela 5.12, que mostra como são obtidos os insumos e produtos processo produtivo:

Tabela 5.12: Insumos e produtos para o cálculo das perdas e irreversibilidades da planta de cogeração do caso REF-ANEX.

Equipamento	Insumo (MW)	Produto (MW)
Caldeira	$\dot{E}_{12} + \dot{E}_{13}$	$\dot{E}_{15} - \dot{E}_{14}$
Turbina de Alta	$\dot{E}_{15} - \dot{E}_{16}$	$\dot{W}_{TVA}$
Turbina para Acionamentos Mecânicos	$\dot{E}_{17} - \dot{E}_{18}$	$\dot{W}_{MEC}$
Turbina de Baixa	$\dot{E}_{19} - \dot{E}_{20}$	$\dot{W}_{TVB}$
Bomba	$\dot{W}_B$	$\dot{E}_{14} - \dot{E}_4$

Substituindo os valores com os dados do Anexo E, é construída a Tabela 5.13, utilizada para o cálculo do balanço exerético da planta de cogeração:

Tabela 5.13: Balanço de exergia na planta de cogeração do caso REF-ANEX.

Equipamento	Insumo (MW)	Produto (MW)	Irreversibilidades + Perdas (MW)
Bomba	0,89	0,38	0,50
Turbina de Alta	17,73	15,30	2,43
Turbina de Baixa	12,93	10,60	2,33
Caldeira	306,98	106,40	200,58
<b>Total</b>	<b>838,55</b>	<b>132,68</b>	<b>205,85</b>

Nota-se que as perdas e irreversibilidades da planta de cogeração totalizam 205,85 [MW], valor inferior aos 186,13 [MW] do caso REF-AUT. Isso se deve à utilização de maior quantidade de insumos (bagaço disponibilizado pela moagem) por parte da planta de cogeração do caso REF-ANEX quando comparada ao caso REF-AUT. O significado óbvio dessas diferenças sugere que quanto maior as quantidades de vapor e eletricidade produzidos em plantas de cogeração deste tipo – considerando os mesmos parâmetros de vapor – menor será sua eficiência exerética, devido a geração de irreversibilidades e perdas decorrentes do aproveitamento do bagaço.

De fato, por meio do Anexo D, constata-se que apenas 70,30% da quantidade de bagaço disponibilizado na moagem é utilizado como insumo na planta de cogeração do caso



REF-AUT. Já por meio do Anexo E, constata-se que 77,68% da quantidade de bagaço disponibilizado na moagem é utilizado como insumo na planta de cogeração do caso REF-ANEX.

Graficamente, a distribuição percentual da exergia destruída na planta de cogeração é dada pela Figura 5.9:

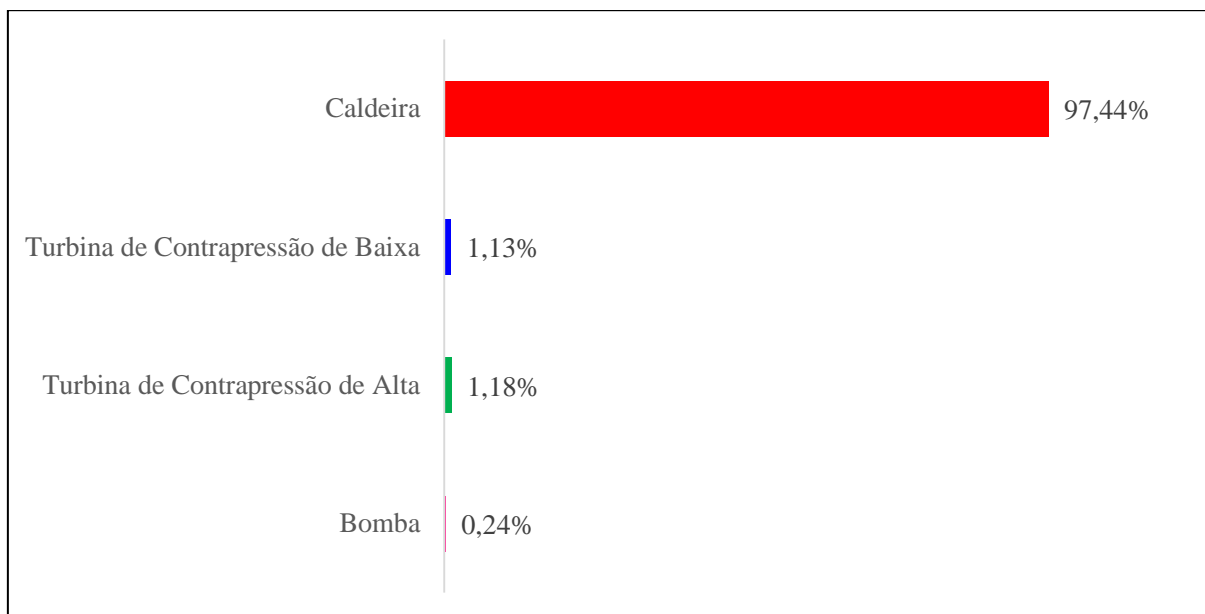


Figura 5.8: Distribuição da exergia destruída na planta de cogeração do caso REF-ANEX.

Nota-se que a caldeira é responsável por 97,44% da destruição de exergia do bagaço encaminhado à planta de cogeração, valor muito próximo, porém, ligeiramente inferior ao caso REF-AUT.

Considerando a exergia destruída conjuntamente pelo processo produtivo e pela planta de cogeração, obtém-se a contribuição percentual de cada sistema na destruição da exergia da planta como um todo, cujo resultado é mostrado na Figura 5.10:

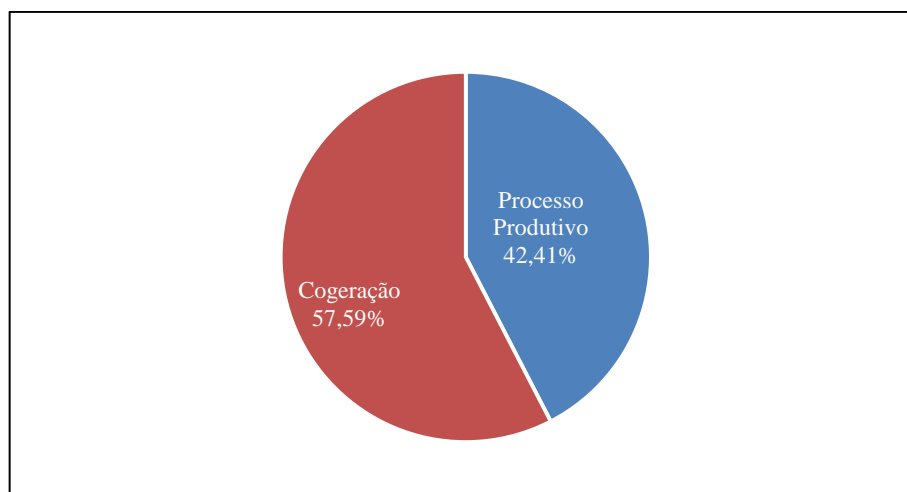


Figura 5.9: Distribuição da exergia destruída na planta do caso REF-ANEX.

Neste caso, nota-se que a diferença entre as contribuições do processo produtivo e da planta de cogeração na geração de perdas e irreversibilidades é considerável, ao contrário do que ocorria no caso REF-AUT. A participação predominante na contribuição se dá por parte da planta de cogeração, com 57,59%; enquanto o processo produtivo contribui com 42,41%.

Para explicar a diferença na participação de cada subsistema na geração de perdas e irreversibilidades do caso REF-ANEX, são calculadas suas respectivas eficiências exergéticas, juntamente com a eficiência exergética global da planta, cujos resultados são mostrados na Tabela 5.14:

Tabela 5.14: Cálculo das eficiências exergéticas dos subsistemas que compõe a planta no caso REF-ANEX.

Eficiência Exergética	Cálculo das Eficiências Exergéticas	Valor
Planta de Cogeração	$\frac{\dot{m}_{18} \cdot (e_{18} - e_4) + \dot{m}_{20} \cdot (e_{20} - e_4) + \dot{W}_{TVA} + \dot{W}_{TVB}}{\dot{E}_{12}}$	33,23%
Processo Produtivo	$\frac{\dot{E}_7 + \dot{E}_8 + \dot{E}_9 + \dot{E}_{10} + \dot{E}_{11} + \dot{E}_{12} + \dot{E}_{21} + \dot{E}_{22}}{\dot{E}_1 + \dot{E}_2 + \dot{E}_5 + \dot{m}_{18} \cdot (e_{18} - e_4) + \dot{m}_{20} \cdot (e_{20} - e_4) + \dot{W}_{PRO}}$	83,59%
Global	$\frac{\dot{E}_7 + \dot{E}_8 + \dot{E}_9 + \dot{E}_{10} + \dot{E}_{11} + \dot{E}_{22} + \dot{W}_{EXC}}{\dot{E}_1}$	52,01%

Por meio da Tabela 5.14 nota-se que a eficiência exergética da planta de cogeração é de 33,23%, valor um pouco inferior ao do caso REF-AUT, fato que é atribuído ao maior consumo de bagaço por parte da planta de cogeração do caso REF-ANEX, conforme mencionado.

Já a eficiência exergética do processo produtivo é de 83,59%, valor superior ao do caso REF-AUT, fato que se deve à diversificação do processo mediante a utilização de metade do caldo para a produção de etanol e a outra metade para a produção de açúcar e etanol (a partir do melaço).

Por meio do Anexo E e da Tabela 5.14, constata-se que a quantidade de insumos disponibilizada à planta de cogeração é menor que a do processo produtivo. A combinação entre a baixa eficiência da planta de cogeração com a reduzida quantidade de insumos por ela utilizada faz com que sua contribuição na geração de perdas e irreversibilidades na planta como um todo seja de 57,59%. Já o processo produtivo, por sua vez, descompensa sua alta eficiência exergética mediante à utilização muito maior de insumos que a planta de cogeração, o que faz com que sua contribuição na geração de perdas e irreversibilidades seja de 42,41%.

A combinação entre as eficiências exergéticas e as quantidades de insumos utilizados por cada um dos subsistemas do caso REF-ANEX resulta em uma eficiência exergética global de 52,01%, valor maior que os 51,02% registrados no caso REF-AUT. Isso mostra que o aproveitamento de maiores quantidades de bagaço em plantas de cogeração tradicionais visando a diversificação do processo produtivo para incluir o açúcar como produto adicional é, de fato, mais atrativo.

Finalmente, com o auxílio do Anexo E, a distribuição percentual da exergia dos produtos no caso REF-ANEX é mostrado na Figura 5.12:

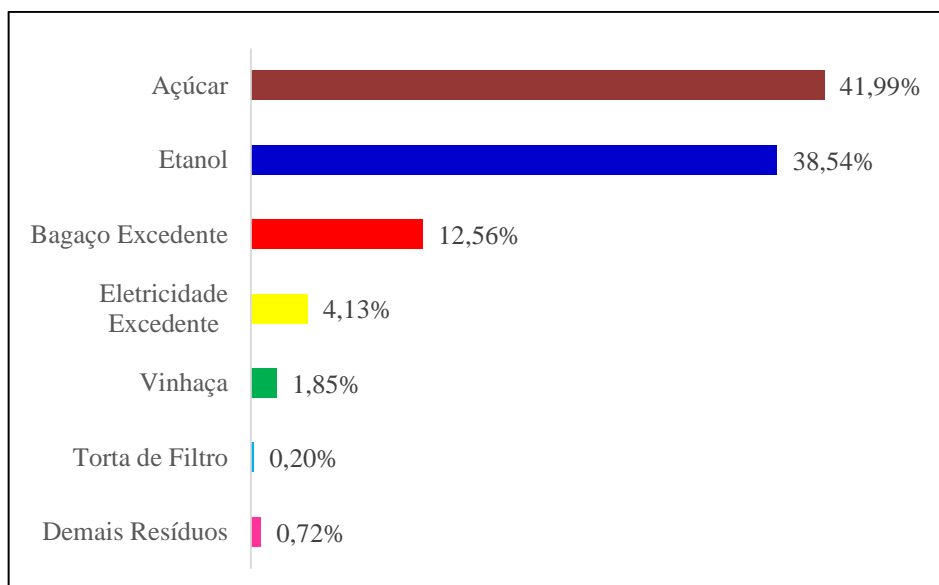


Figura 5.10: Distribuição percentual da exergia dos produtos no caso REF-ANEX.

Constata-se que o açúcar é o produto que mais contribui na exergia final dos produtos da planta, com 41,99%, enquanto o etanol contribui com 38,54%.

Nota-se que o bagaço excedente contribui de forma menos significativa na exergia dos produtos com relação ao caso anterior, com 12,56%; fato que se deve ao seu maior aproveitamento na planta de cogeração. Sua participação entre os produtos finais, todavia, é indesejável, visto que o bagaço é um produto de baixo valor comercial.

Vinhaça e demais resíduos, somados, contribuem com aproximadamente, metade da exergia percentual em relação ao caso anterior, visto que a produção de etanol praticamente foi reduzida pela metade em relação ao caso anterior.

### 5.3 Caso COG-AUT (Destilaria Autônoma + Planta de Cogeração Moderna)

O aspecto da planta para o caso COG-AUT, já com os pontos de interesse demarcados para a análise exergética, é mostrado na Figura 5.13:

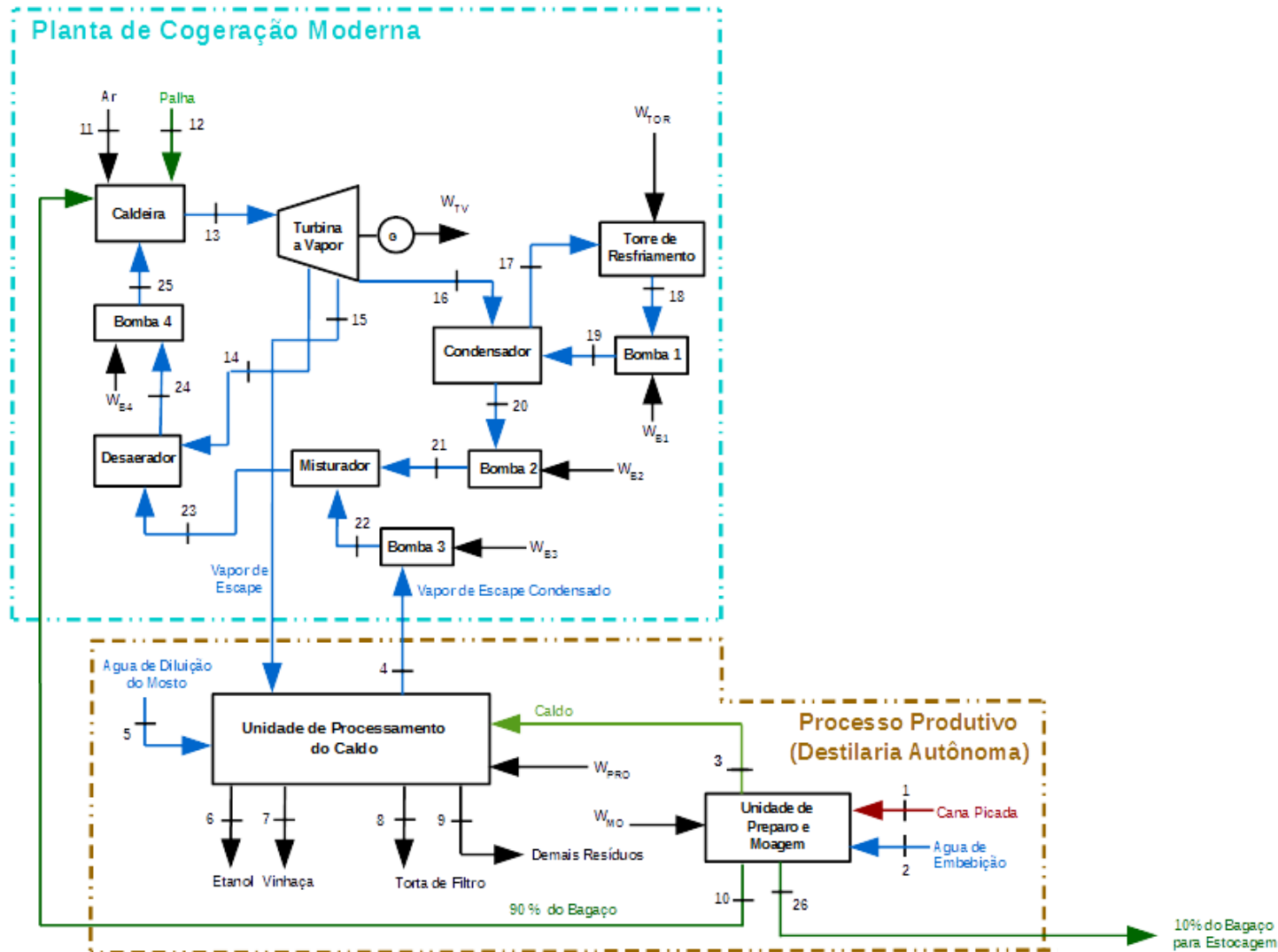


Figura 5.11: Aspecto da planta estudada no caso COG-AUT.

A Tabela 5.15 exibe os valores de eletricidade produzida e consumos de eletricidade necessários para o cálculo da eletricidade excedente:

Tabela 5.15: Cálculo da eletricidade excedente no caso COG-AUT.

Elemento Considerado	<i>Símbolo</i>	Valor [MW]
Eletricidade Produzida na Turbina a Vapor	$\dot{W}_{TV}$	268,52
Eletricidade Consumida pela Bomba 1	$\dot{W}_{B1}$	2,57
Eletricidade Consumida pela Bomba 2	$\dot{W}_{B2}$	0,04
Eletricidade Consumida pela Bomba 3	$\dot{W}_{B3}$	0,03
Eletricidade Consumida pela Bomba 4	$\dot{W}_{B4}$	7,14
Eletricidade Consumida pela Torre de Resfriamento	$\dot{W}_{TOR}$	1,56
Eletricidade Consumida pelas Moendas	$\dot{W}_{MO}$	19,2
Eletricidade Consumida no Processo Produtivo	$\dot{W}_{PRO}$	14,4
<b>Eletricidade Excedente [MW]</b>	<b><math>\dot{W}_{EXC}</math></b>	<b>223,58</b>

### 5.3.1 Indicadores da Análise Energética

Para melhor visualização dos fluxos energéticos ao longo da planta do caso COG-AUT, é feito um diagrama de Sankey da mesma, que é mostrado na Figura 5.14:

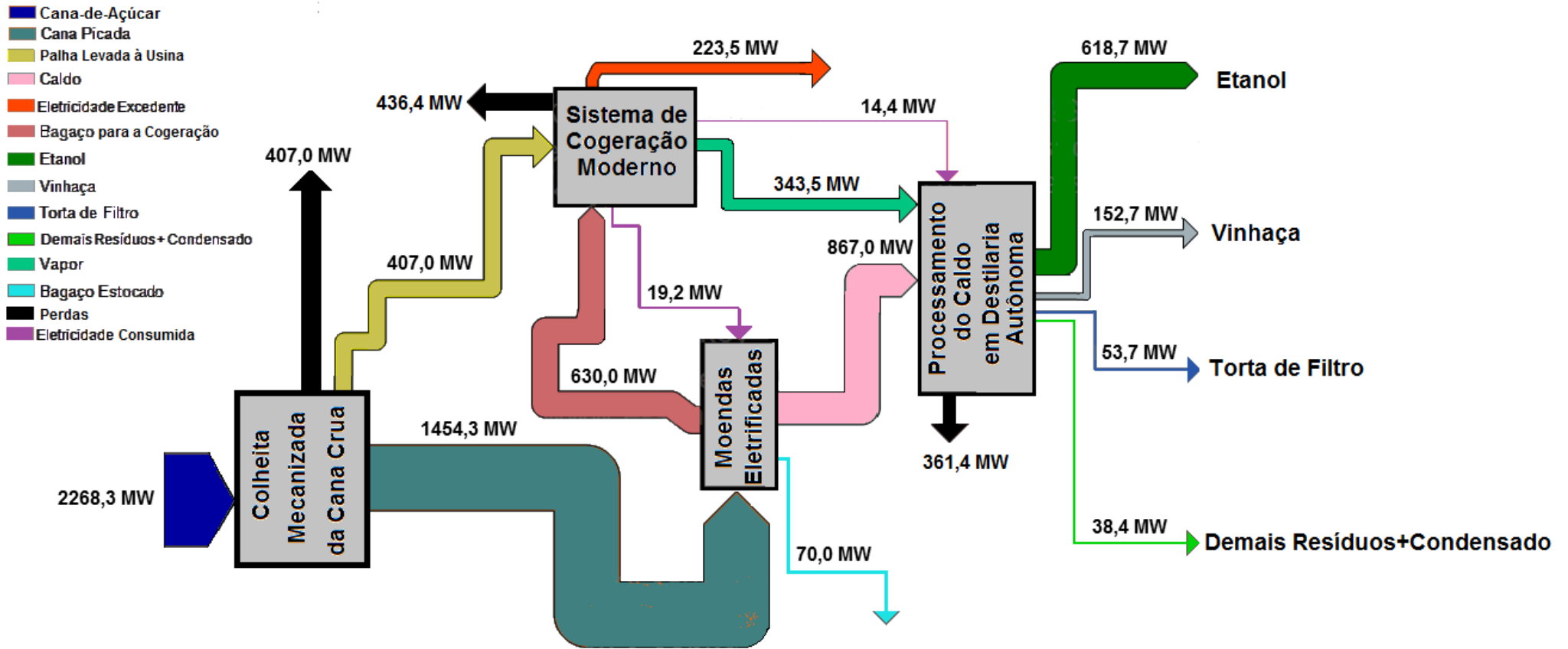


Figura 5.12: Diagrama de Sankey para o Caso COG-AUT.

Com isso, obtém-se os indicadores de desempenho da análise energética, cujos valores são mostrados na Tabela 5.16:

Tabela 5.16: Índices de desempenho da análise energética para o caso COG-AUT.

Índice de Eletricidade Excedente [kWh/t <sub>cana</sub> ]	186,32
Eficiência Global da Planta	45,25%
Eficiência Global no Aproveitamento da Cana-de-Açúcar	37,13%

Nota-se, portanto, que o índice de eletricidade excedente correspondente ao caso COG-AUT como sendo de 186,32 [kWh/t<sub>cana</sub>], valor extremamente superior em relação aos 32,03 [kWh/t<sub>cana</sub>] e 31,39 [kWh/t<sub>cana</sub>] obtidos nos casos REF-ANEX e REF-AUT, respectivamente.

O elevado índice de eletricidade excedente por parte do caso COG-AUT em relação aos casos REF-AUT e REF-ANEX pode ser atribuída às seguintes razões:

- Produção de vapor com parâmetros elevados por conta do caso COG-AUT, com pressão de 100 [bar] e temperatura de 530 [°C], ao passo que o vapor produzido nos casos REF-AUT e REF-ANEX possui pressão de 65 [bar] e temperatura de 480 [°C]. Ao mesmo tempo, constata-se que o vapor produzido no caso COG-AUT é expandido até a pressão de 0,1 [bar], ao passo que o vapor produzido nos casos REF-AUT e REF-ANEX este é expandido até a pressão de 2,5 [bar]. A produção de vapor com parâmetros mais altos e sua expansão até a pressão de 0,1 [bar] garantem, portanto, a produção de excedentes de eletricidade consideráveis por parte da planta do caso COG-AUT;
- Utilização de maior quantidade de combustível por tonelada de cana processada por parte do caso COG-AUT. De fato, constata-se que no caso COG-AUT, faz-se o uso integral de todo o bagaço disponibilizado na moagem, além da palha disponibilizada na colheita mecanizada, fato que não ocorria nos casos REF-AUT e REF-ANEX.



A eficiência global da planta correspondente ao caso COG-AUT é de 42,67%, valor inferior aos 47,96% do caso REF-ANEX e, ao mesmo tempo, superior aos 41,89% do caso REF-AUT.

Já a eficiência global do aproveitamento da cana-de-açúcar correspondente ao caso COG-AUT é de 37,13%, valor superior aos 28,94% e 33,13% correspondentes aos casos REF-AUT e REF-ANEX, respectivamente.

### 5.3.2 Análise Exergética

Com base na Figura 5.13, é montada a Tabela 5.17, que mostra como são obtidos, de forma literal, os insumos e produtos processo produtivo:

Tabela 5.17: Insumos e produtos para o cálculo das perdas e irreversibilidades do processo produtivo no caso COG-AUT.

	Unidade de Preparo e Moagem	Unidade de Processamento do Caldo
Insumos	$\dot{E}_1 + \dot{E}_2 + \dot{W}_{MO}$	$\dot{E}_3 + (\dot{E}_{15} - \dot{E}_4) + \dot{E}_5 + \dot{W}_{PRO}$
Produtos	$\dot{E}_3 + \dot{E}_{10} + \dot{E}_{26}$	$\dot{E}_6 + \dot{E}_7 + \dot{E}_8 + \dot{E}_9$

Substituindo os valores com os dados do Anexo A, é construída a Tabela 5.16, utilizada para o cálculo do balanço exergético do processo produtivo na destilaria autônoma:

Tabela 5.18: Balanço exergético do processo produtivo na destilaria autônoma do caso COG-AUT.

Subprocesso Considerado	Insumo (MW)	Produto (MW)	Irreversibilidades + Perdas (MW)
Unidade de Preparo e Moagem	1902,95	1883,75	19,20
Unidade de Processamento do Caldo	1092,69	690,59	401,81
<b>Total</b>	<b>2995,35</b>	<b>2574,34</b>	<b>421,01</b>

Nota-se que as perdas e irreversibilidades do processo produtivo do caso COG-AUT totalizam 421,01 [MW], onde o processamento do caldo contribui com 95,44% deste valor.

Considerando o processamento de cada tonelada de cana, constata-se que as perdas e irreversibilidades no processo produtivo do caso COG-AUT correspondem a 350,84 [kWh/t<sub>cana</sub>], enquanto no caso REF-AUT esse valor é de 359,92 [kWh/t<sub>cana</sub>]. Considerando que o processo produtivo em ambos os casos é otimizado quanto aos consumos de vapor e eletricidade, constata-se que a diferença entre os valores se deve à unidade de moagem existente em cada um dos casos. De fato, as moendas eletrificadas (utilizadas no caso COG-AUT) mostram-se mais eficientes (do ponto de vista exergético) que as moendas acionadas por turbina a vapor de contrapressão (utilizadas no caso REF-AUT), o que explica a maior eficiência exergética do processo produtivo no caso COG-AUT em relação ao processo do caso REF-AUT.

Ainda com base na Figura 5.13, é montada a Tabela 5.19, que mostra como são obtidos os insumos e produtos processo produtivo:

Tabela 5.19: Insumos e produtos para o cálculo das perdas e irreversibilidades da planta de cogeração do caso COG-AUT.

Equipamento	Insumo (MW)	Produto (MW)
Caldeira	$\dot{E}_{10} + \dot{E}_{11} + \dot{E}_{12}$	$\dot{E}_{13} + \dot{E}_{25}$
Turbina a Vapor	$\dot{E}_{13} - (\dot{E}_{14} + \dot{E}_{15} + \dot{E}_{16})$	$\dot{W}_{TV}$
Condensador	-	-
Torre de Resfriamento	-	-
Misturador	-	-
Desaerador	$\dot{m}_{14} \cdot (e_{14} - e_{24})$	$\dot{m}_{23} \cdot (e_{24} - e_{23})$
Bomba 1	$\dot{W}_{B1}$	$\dot{E}_{19} - \dot{E}_{18}$
Bomba 2	$\dot{W}_{B2}$	$\dot{E}_{21} - \dot{E}_{20}$
Bomba 3	$\dot{W}_{B3}$	$\dot{E}_{22} - \dot{E}_4$
Bomba 4	$\dot{W}_{B4}$	$\dot{E}_{25} - \dot{E}_{24}$

Substituindo os valores com os dados do Anexo F, é construída a Tabela 5.20, utilizada para o cálculo do balanço exergético da planta de cogeração:

Tabela 5.20: Balanço de exergia na planta de cogeração do caso COG-AUT.

Equipamento	Insumo (MW)	Produto (MW)	Irreversibilidades + Perdas (MW)
Caldeira	1335,96	552,364	783,60
Turbina a Vapor	489,757	442,848	46,909
Condensador	-	-	78,981
Torre de Resfriamento	-	-	7,522
Misturador	-	-	0,152
Desaerador	27,880	9,201	18,679
Bomba 1	2,565	0,919	1,646
Bomba 2	0,042	0,007	0,034
Bomba 3	0,033	0,004	0,029
Bomba 4	7,138	3,824	3,314
		<b>Total</b>	<b>940,91</b>

Constata-se que as perdas e irreversibilidades da planta de cogeração do caso COG-AUT correspondem a 940,01 [MW]. Considerando o processamento de cada tonelada de cana, constata-se que as perdas e irreversibilidades da planta de cogeração do caso COG-AUT correspondem a 784,09 [kWh/t<sub>cana</sub>], enquanto no caso REF-AUT este valor corresponde a 372,26 [kWh/t<sub>cana</sub>].

Graficamente, a distribuição percentual da exergia destruída na planta de cogeração é dada pela Figura 5.15:

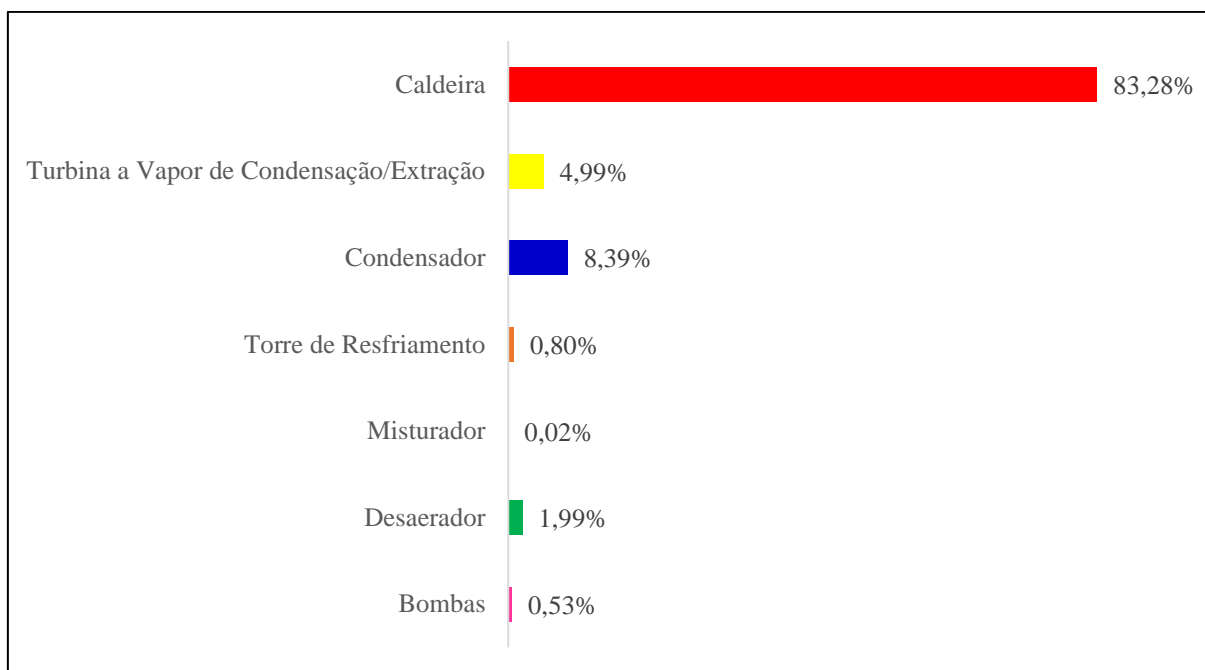


Figura 5.13: Distribuição da exergia destruída na planta de cogeração do caso COG-AUT.

Nota-se, neste caso, que a contribuição percentual da contribuição da caldeira na geração de perdas e irreversibilidades é de 86,31%, valor inferior aos casos REF-AUT e REF-ANEX. De fato, a menor diferença de temperatura entre os gases de combustão provenientes da caldeira e o vapor por ela produzido (que neste caso possui maiores parâmetros que o vapor produzido nos casos REF-AUT e REF-ANEX) também reduz a geração de perdas e irreversibilidades por parte desta, fato que, conseqüentemente, diminui a contribuição da caldeira neste quesito. Além disso, constata-se que a presença de mais equipamentos reduz a participação da caldeira em sua contribuição percentual na geração de perdas e irreversibilidades.

Considerando a exergia destruída conjuntamente pelo processo produtivo e pela planta de cogeração, obtém-se a contribuição percentual de cada sistema na destruição da exergia da planta como um todo, cujo resultado é mostrado na Figura 5.16:

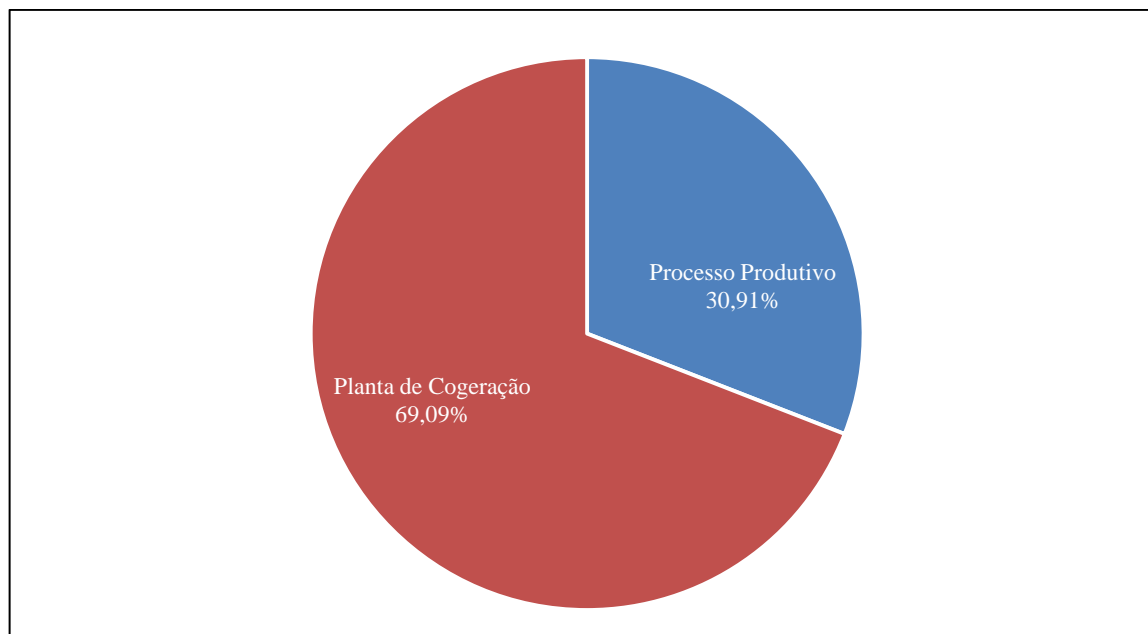


Figura 5.14: Distribuição da exergia destruída na planta do caso COG-AUT.

Neste caso, nota-se que a diferença entre as contribuições do processo produtivo e da planta de cogeração na geração de perdas e irreversibilidades é considerável. Constata-se que a planta de cogeração participa com 69,09%, ao passo que o processo produtivo participa com 30,91%.

Para explicar a diferença na participação de cada subsistema na geração de perdas e irreversibilidades do caso COG-AUT, são calculadas suas respectivas eficiências exergeticas, juntamente com a eficiência exergetica global da planta, cujos resultados são mostrados na Tabela 5.21:

Tabela 5.21: Cálculo das eficiências exergéticas dos subsistemas que compõe a planta no caso COG-AUT.

Eficiência Exergética	Cálculo das Eficiências Exergéticas	Valor
Planta de Cogeração	$\frac{(\dot{E}_{15} - \dot{E}_4) + \dot{W}_{TV}}{\dot{E}_{10} + \dot{E}_{12}}$	30,42%
Processo Produtivo	$\frac{\dot{E}_6 + \dot{E}_7 + \dot{E}_8 + \dot{E}_9 + \dot{E}_{10} + \dot{E}_{26}}{\dot{E}_1 + \dot{E}_2 + \dot{E}_5 + (\dot{E}_{15} - \dot{E}_4) + \dot{W}_{PRO} + \dot{W}_{MO}}$	79,56%
Global	$\frac{\dot{E}_6 + \dot{E}_7 + \dot{E}_8 + \dot{E}_9 + \dot{E}_{10} + \dot{W}_{EXC}}{\dot{E}_1 + \dot{E}_{12}}$	40,16%

Por meio da Tabela 5.21 nota-se que a eficiência exergética da planta de cogeração do caso COG-AUT é de 30,42%, valor um pouco inferior ao dos casos REF-AUT e REF-ANEX, cujos valores são 33,29 % e 33,23%, respectivamente. A diferença de valores pode ser atribuída aos seguintes motivos:

- Utilização de maior quantidade de insumos por parte da planta de cogeração caso COG-AUT em comparação com os casos REF-AUT e REF-ANEX, com o aproveitamento integral das quantidades de bagaço e palha disponibilizados à usina para a produção de vapor e eletricidade;
- Maior diferença de entalpia decorrente da expansão do vapor na turbina de condensação/extração no lugar de sua expansão na turbina de contrapressão (como ocorria nos casos REF-AUT e REF-ANEX), fato que mostra que, quanto maior a expansão do vapor em uma turbina, maior a geração de irreversibilidades produzida na planta de cogeração como um todo;
- A utilização de um número maior de equipamentos por parte da planta de cogeração do caso COG-AUT (condensador, torre de resfriamentos e mais bombas) em relação aos casos REF-AUT e REF-ANEX, fato que promove maiores perdas e irreversibilidades.

Já a eficiência exergética do processo produtivo é de 79,56%, valor muito próximo ao do processo produtivo do caso REF-AUT, como era de se esperar, visto que ambos os processos operam com consumo otimizado de vapor e que a etapa de moagem em ambos os

casos gera poucas perdas e irreversibilidades – apesar da maior eficiência das moedas eletrificadas utilizadas no caso COG-AUT.

Por meio do Anexo F e da Tabela 5.21, constata-se que a quantidade de insumos disponibilizada à planta de cogeração é maior que a do processo produtivo, ao contrário do que ocorria nos casos REF-AUT e REF-ANEX. Esse fato se deve ao fato da planta de cogeração do caso COG-AUT promover o aproveitamento integral das quantidades de palha e bagaço a ela disponibilizados. A combinação entre a baixa eficiência da planta de cogeração com a elevada quantidade de insumos por ela utilizada faz com que sua contribuição na geração de perdas e irreversibilidades na planta como um todo seja de 69,09%, valor superior aos casos REF-AUT e REF-ANEX. Já a combinação entre a eficiência exergética do processo produtivo com a quantidade de insumos a ele disponibilizada faz com que sua contribuição na geração de perdas e irreversibilidades seja de 30,91%, valor menor que a contribuição dos casos REF-AUT e REF-ANEX.

A combinação entre as eficiências exergéticas e as quantidades de insumos utilizados por cada um dos subsistemas do caso COG-AUT resulta em uma eficiência exergética global de 40,16%; que é um valor inferior em relação aos 52,01% do caso REF-ANEX e aos 51,02% do caso REF-AUT.

Comparando os casos COG-AUT e REF-AUT, constata-se que seus respectivos processos produtivos possuem consumo otimizado de vapor e eletricidade, além de produzirem a mesma quantidade de produtos por tonelada de cana processada, com exceção a eletricidade. A maior produção de eletricidade por parte da planta do caso COG-AUT é, portanto, o fator determinante para que sua eficiência exergética seja menor que a da planta do caso REF-AUT. Isso mostra que o usinas que investem no *retrofit* para passarem a operar com elevados parâmetros passam a operar com menor eficiência exergética, no entanto, isso não deve ser visto como uma desvantagem devido ao excedente de eletricidade consideravelmente superior produzido sem haver sobras de bagaço.

Finalmente, com o auxílio do Anexo F, a distribuição percentual da exergia dos produtos no caso REF-ANEX é mostrada na Figura 5.18:

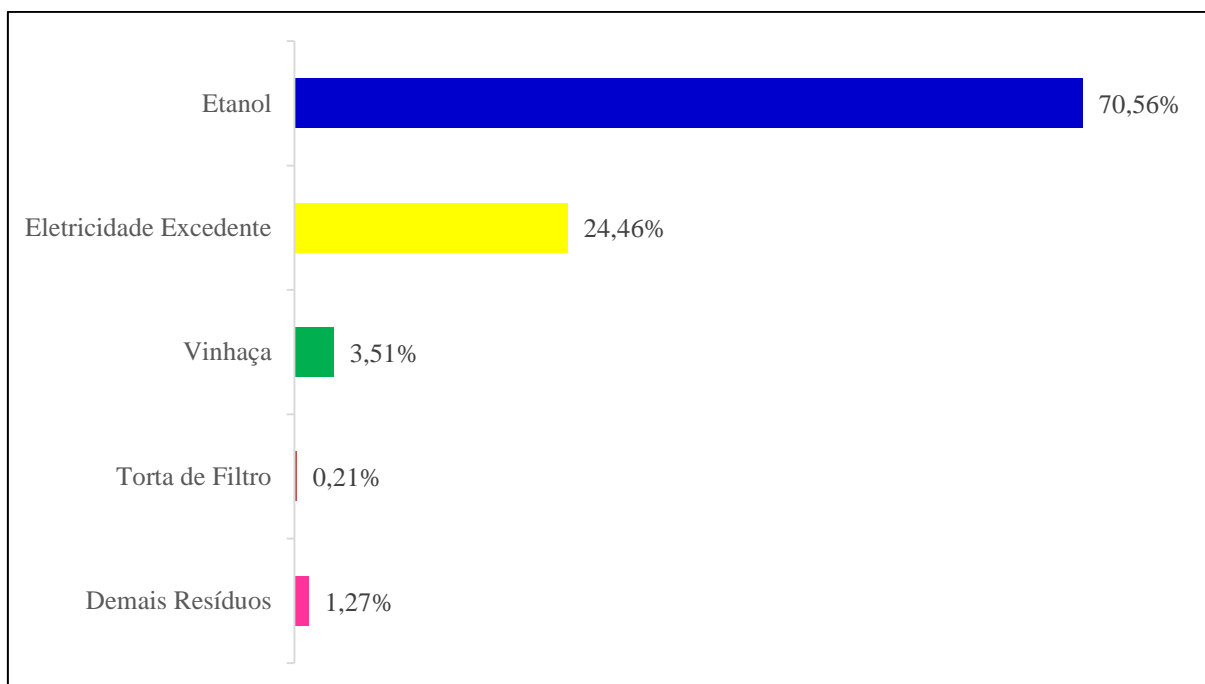


Figura 5.15: Distribuição percentual da exergia dos produtos para o caso COG-AUT.

Constata-se que a eletricidade contribui com 24,46%, valor muito superior aos 4,12% e 4,13% de sua contribuição nos casos REF-AUT e REF-ANEX, respectivamente. Esse fato é consequência direta do maior índice de eletricidade excedente obtido no caso COG-AUT quando comparado com os casos REF-AUT e REF-ANEX, em decorrência da operação com altos parâmetros.

Já o etanol contribui com 70,56% da exergia dos produtos, valor um pouco distinto em relação aos 79,49% obtidos no caso REF-AUT, fato que se deve à maior quantidade de eletricidade excedente produzida. Vinhaça, torta de filtro e demais resíduos, somados, contribuem com, aproximadamente, os mesmos valores percentuais que no caso REF-AUT.

#### **5.4 Caso COG-ANEX (Destilaria Anexa + Planta de Cogeração Moderna)**

O aspecto da planta simulada para o caso COG-ANEX, já com os pontos de interesse demarcados para a análise exérgica, é mostrado na Figura 5.19:



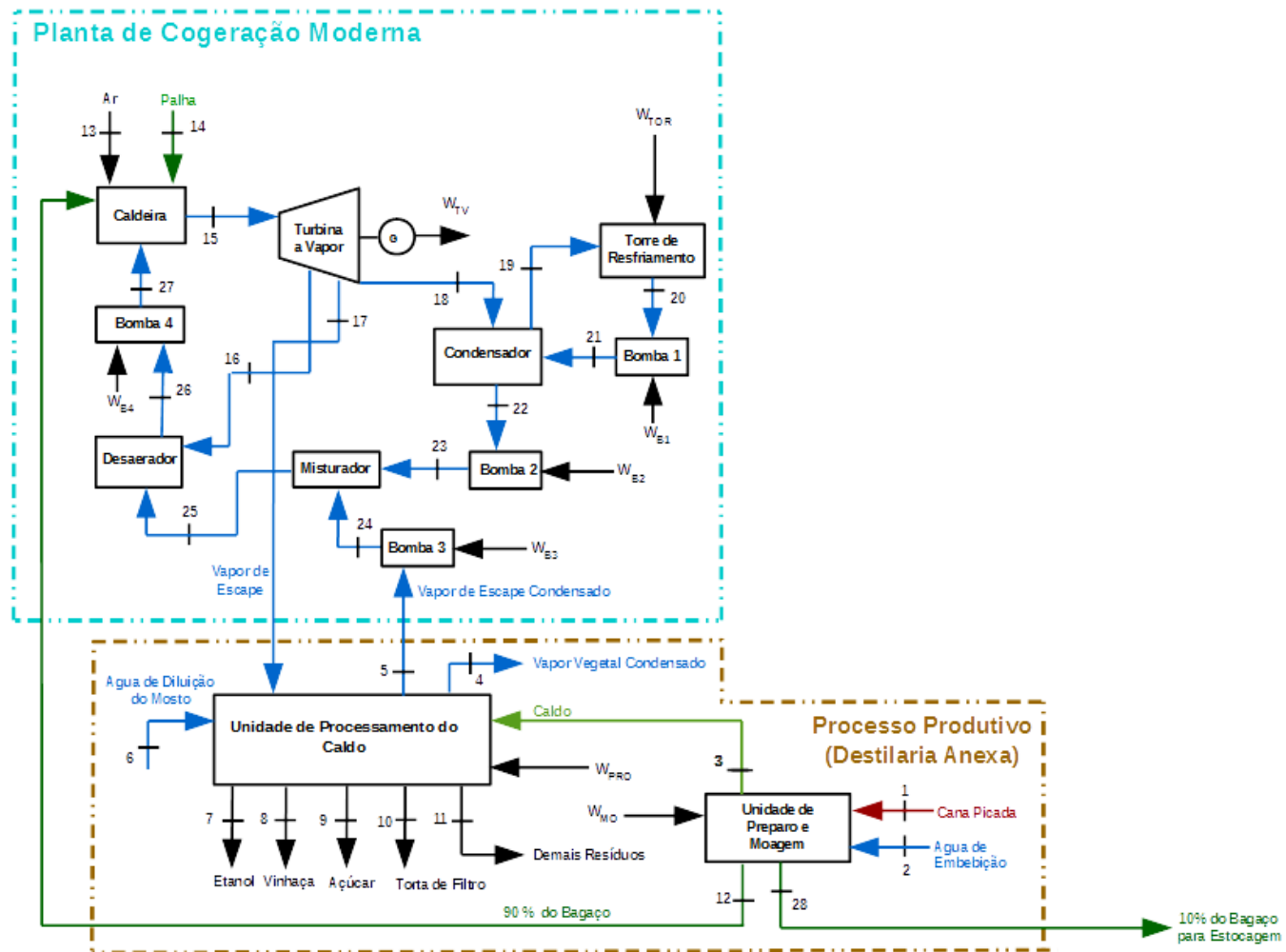


Figura 5.16: Aspecto da planta simulada no caso COG-ANEX.

A Tabela 5.22 exibe os valores de eletricidade produzida e consumos de eletricidade necessários para o cálculo da eletricidade excedente:

Tabela 5.22: Cálculo da eletricidade excedente no caso COG-ANEX.

Elemento Considerado	Símbolo	Valor [MW]
Eletricidade Produzida na Turbina a Vapor	$\dot{W}_{TV}$	262,94
Eletricidade Consumida pela Bomba 1	$\dot{W}_{B1}$	2,85
Eletricidade Consumida pela Bomba 2	$\dot{W}_{B2}$	0,05
Eletricidade Consumida pela Bomba 3	$\dot{W}_{B3}$	0,03
Eletricidade Consumida pela Bomba 4	$\dot{W}_{B4}$	7,14
Eletricidade Consumida pela Torre de Resfriamento	$\dot{W}_{TOR}$	1,40
Eletricidade Consumida pelas Moendas	$\dot{W}_{MO}$	19,2
Eletricidade Consumida no Processamento do Caldo	$\dot{W}_{PRO}$	21,6
<b>Eletricidade Excedente [MW]</b>	<b><math>\dot{W}_{EXC}</math></b>	<b>210,68</b>

#### 5.4.1 Indicadores da Análise Energética

Para melhor visualização dos fluxos energéticos ao longo da planta do caso COG-ANEX, é feito um diagrama de Sankey da mesma, que é mostrado na Figura 5.20:

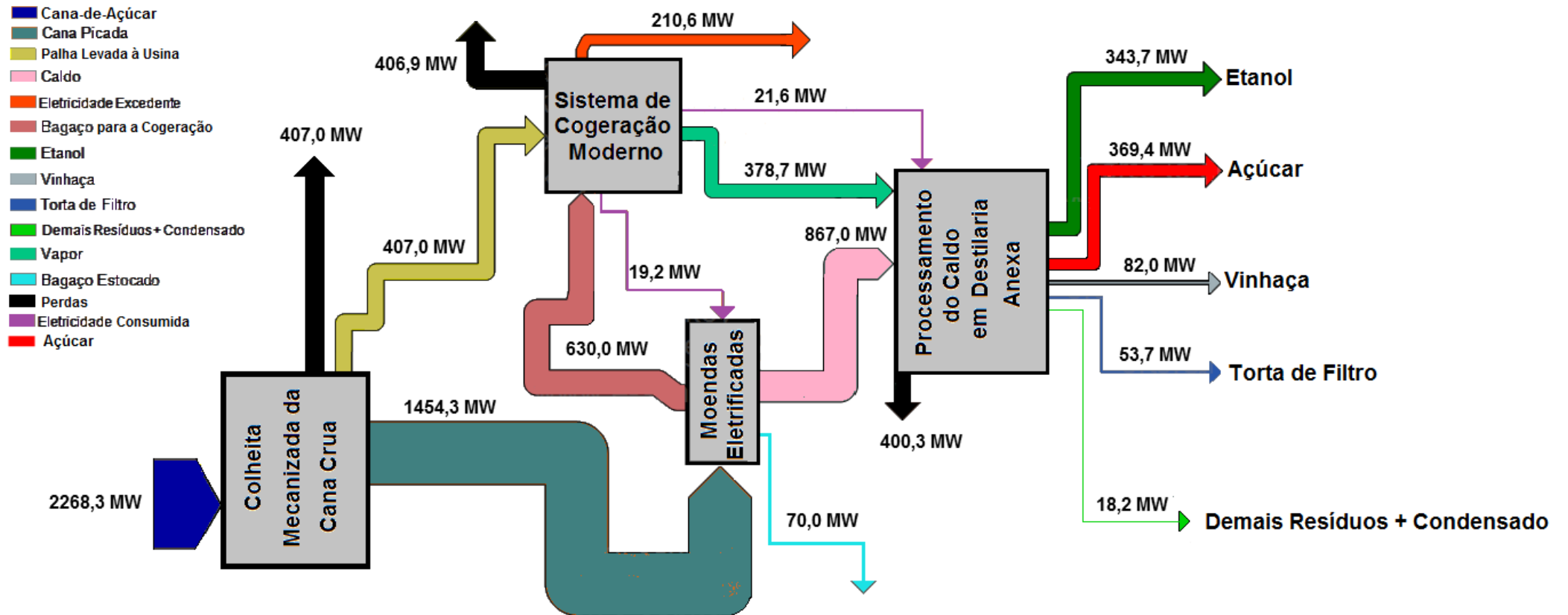


Figura 5.17: Diagrama de Sankey para o Caso COG-ANEX.

Com isso, obtém-se os indicadores de desempenho na análise energética, cujos valores são mostrados na Tabela 5.23:

Tabela 5.23: Índices de desempenho da análise energética para o caso COG-ANEX.

Índice de Eletricidade Excedente [kWh/tc]	175,56
Eficiência Global da Planta	49,63%
Eficiência Global no Aproveitamento da Cana-de-Açúcar	40,73%

Nota-se, portanto, que o índice de eletricidade excedente correspondente ao caso COG-AUT como sendo de 175,56 [kWh/t<sub>cana</sub>], valor extremamente superior em relação aos 32,03 [kWh/t<sub>cana</sub>] e 31,39 [kWh/t<sub>cana</sub>] obtidos nos casos REF-ANEX e REF-AUT, respectivamente. Para explicar este fenômeno, são atribuídas as mesmas razões citadas no subitem anterior (referente ao caso COG-AUT). Por outro lado, constata-se que o índice de eletricidade excedente do caso COG-ANEX é um pouco menor que os 186,32 [kWh/t<sub>cana</sub>] obtidos no caso COG-AUT, fato que se deve a maior extração de vapor para o processo.

A eficiência global da planta correspondente ao caso COG-ANEX é de 49,63%, valor superior aos 45,25% do caso COG-AUT, fato que mostra que o encaminhamento de metade do caldo para a produção de açúcar é mais vantajoso que produzir unicamente etanol. Esse fato também é explicitado por meio da eficiência global do aproveitamento da cana-de-açúcar, que para o caso COG-ANEX apresenta o valor de 40,73%, valor superior aos 37,13% do caso COG-AUT.

#### 5.4.2 Análise Exergética

Com base na Figura 5.19, é montada a Tabela 5.24, que mostra como são obtidos, de forma literal, os insumos e produtos processo produtivo:

Tabela 5.24: Insumos e produtos para o cálculo literal das perdas e irreversibilidades do processo produtivo no caso COG-ANEX.

	Unidade de Preparo e Moagem	Unidade de Processamento do Caldo
Insumos	$\dot{E}_1 + \dot{E}_2 + \dot{W}_{MO}$	$\dot{E}_3 + (\dot{E}_{17} - \dot{E}_5) + \dot{E}_6 + \dot{W}_{PRO}$
Produtos	$\dot{E}_3 + \dot{E}_{12} + \dot{E}_{28}$	$\dot{E}_4 + \dot{E}_7 + \dot{E}_8 + \dot{E}_9 + \dot{E}_{10} + \dot{E}_{11}$

Substituindo os valores com os dados do Anexo G, é construída a Tabela 5.25, utilizada para o cálculo do balanço exergético do processo produtivo na destilaria autônoma:

Tabela 5.25: Balanço exergético do processo produtivo na destilaria autônoma do caso COG-ANEX.

Subprocesso Considerado	Insumo (MW)	Produto (MW)	Irreversibilidades + Perdas (MW)
Unidade de Preparo e Moagem	1902,95	1883,75	19,20
Unidade de Processamento do Caldo	1111,51	771,74	339,77
<b>Total</b>	<b>3014,46</b>	<b>2655,49</b>	<b>358,97</b>

Nota-se que as perdas e irreversibilidades do processo produtivo do caso COG-ANEX totalizam 358,97 [MW], onde a unidade processamento do caldo contribui com 94,65% deste valor.

Considerando o processamento de cada tonelada de cana, constata-se que as perdas e irreversibilidades do processo produtivo no caso COG-ANEX correspondem a 299,14 [kWh/t<sub>cana</sub>], enquanto no caso REF-ANEX esse valor é de 303,16 [kWh/t<sub>cana</sub>]. Considerando ainda que o processo produtivo em ambos os casos é otimizado quanto aos consumos de vapor e eletricidade, constata-se que a diferença entre os valores se deve à diferença entre as unidades de moagem existentes em cada um dos casos. De fato, as moendas eletrificadas (utilizadas no caso COG-ANEX) mostram-se mais eficientes (do ponto de vista exergético) que as moendas acionadas por turbina a vapor de contrapressão (utilizadas no caso REF-ANEX), o que explica a maior eficiência exergética do processo produtivo no caso COG-ANEX em relação ao processo do caso REF-ANEX.

Analogamente à comparação feita entre os casos REF-AUT e REF-ANEX, o acréscimo da produção de açúcar por meio do encaminhamento de metade do caldo para este processo faz com que a eficiência exergética da planta do caso COG-ANEX seja superior à do caso COG-AUT.

Ainda com base na Figura 5.19, é montada a Tabela 5.26, que mostra como são obtidos os insumos e produtos processo produtivo:

Tabela 5.26: Insumos e produtos para o cálculo das perdas e irreversibilidades da planta de cogeração do caso COG-ANEX.

<b>Equipamento</b>	<b>Insumo (MW)</b>	<b>Produto (MW)</b>
<b>Caldeira</b>	$\dot{E}_{12} + \dot{E}_{13} + \dot{E}_{14}$	$\dot{E}_{15} - \dot{E}_{27}$
<b>Turbina a Vapor</b>	$\dot{E}_{15} - (\dot{E}_{16} + \dot{E}_{17} + \dot{E}_{18})$	$\dot{W}_{TV}$
<b>Condensador</b>	-	-
<b>Torre de Resfriamento</b>	-	-
<b>Misturador</b>	-	-
<b>Desaerador</b>	$\dot{m}_{16} \cdot (e_{16} - e_{26})$	$\dot{m}_{25} \cdot (e_{26} - e_{25})$
<b>Bomba 1</b>	$\dot{W}_{B1}$	$\dot{E}_{21} - \dot{E}_{20}$
<b>Bomba 2</b>	$\dot{W}_{B2}$	$\dot{E}_{23} - \dot{E}_{22}$
<b>Bomba 3</b>	$\dot{W}_{B3}$	$\dot{E}_{24} - \dot{E}_5$
<b>Bomba 4</b>	$\dot{W}_{B4}$	$\dot{E}_{27} - \dot{E}_{26}$

Substituindo os valores com os dados do Anexo G, é construída a Tabela 5.27, utilizada para o cálculo do balanço exergético da planta de cogeração:

Tabela 5.27: Balanço de exergia na planta de cogeração do caso COG-ANEX.

Equipamento	Insumo (MW)	Produto (MW)	Exergia Destruída (MW)
Caldeira	1335,96	552,36	783,60
Turbina a Vapor	306,06	262,94	43,12
Condensador	-	-	68,07
Torre de Resfriamento	-	-	6,77
Misturador	-	-	0,16
Desaerador	34,43	9,05	25,38
Bomba 1	2,85	0,83	2,02
Bomba 2	0,05	0,01	0,04
Bomba 3	0,03	0,00	0,03
Bomba 4	7,14	3,82	3,31
<b>Total</b>	<b>2540,20</b>	<b>1399,60</b>	<b>932,50</b>

Constata-se que as perdas e irreversibilidades da planta de cogeração do caso COG-ANEX correspondem a 932,50 [MW], valor um pouco inferior aos 940,01 [MW] produzidos pela planta de cogeração do caso COG-AUT. Isso se deve a menor quantidade de vapor expandido até o estágio final da turbina a vapor, devido ao desvio deste para o processo produtivo. Considerando o processamento de cada tonelada de cana, constata-se que as perdas e irreversibilidades da planta de cogeração do caso COG-ANEX correspondem a 777,08 [kWh/t<sub>cana</sub>], enquanto no caso REF-ANEX este valor corresponde a 411,7 [kWh/t<sub>cana</sub>].

Graficamente, a distribuição percentual da exergia destruída na planta de cogeração é dada pela Figura 5.21:

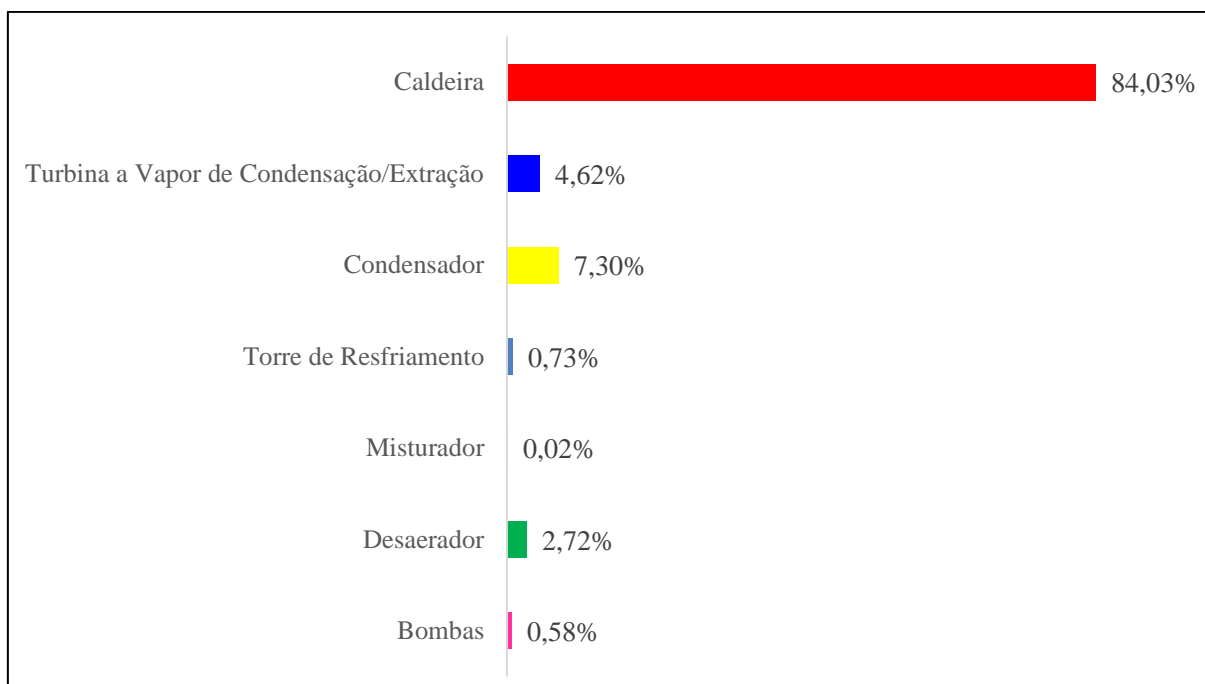


Figura 5.18: Distribuição da exergia destruída na planta de cogeração do caso COG-ANEX.

Nota-se, neste caso, que a contribuição percentual da contribuição da caldeira na geração de perdas e irreversibilidades é de 84,03%, valor um pouco inferior aos 86,31% do caso COG-AUT.

Considerando a exergia destruída conjuntamente pelo processo produtivo e pela planta de cogeração, obtém-se a contribuição percentual de cada sistema na destruição da exergia da planta como um todo, cujo resultado é mostrado na Figura 5.22:



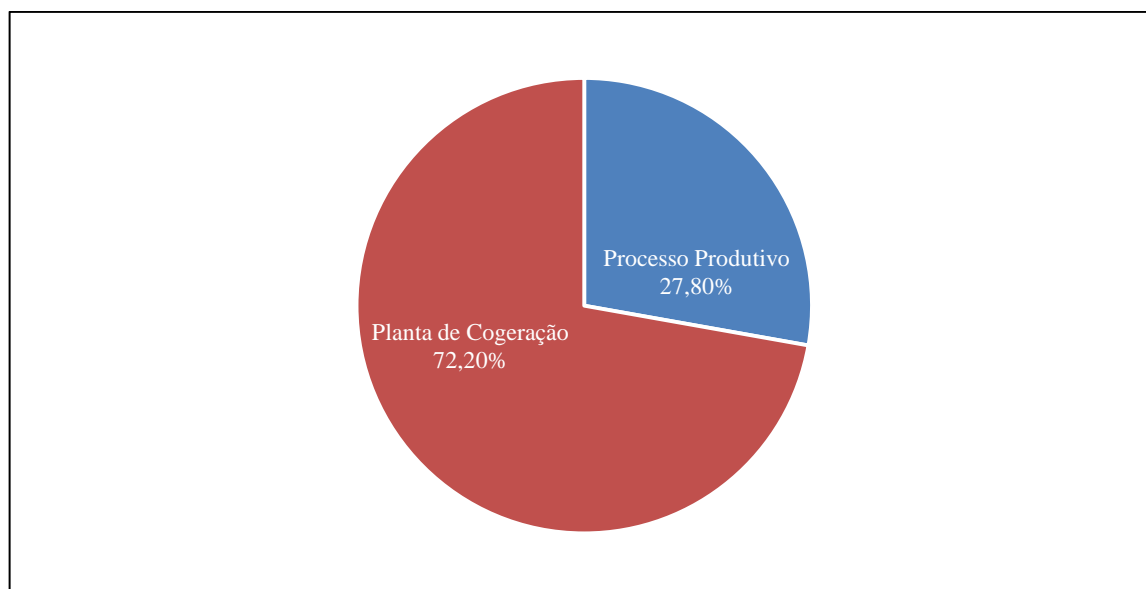


Figura 5.19: Distribuição da exergia destruída na planta do caso COG-ANEX.

Neste caso, nota-se que a diferença entre as contribuições do processo produtivo e da planta de cogeração na geração de perdas e irreversibilidades é também considerável, com participação predominante da planta de cogeração, com 72,20%.

Para explicar a diferença na participação de cada subsistema na geração de perdas e irreversibilidades do caso COG-AUT, são calculadas suas respectivas eficiências exergéticas, juntamente com a eficiência exergética global da planta, cujos resultados são mostrados na Tabela 5.28:

Tabela 5.28: Cálculo das eficiências exergéticas dos subsistemas que compõe a planta no caso COG-ANEX.

Eficiência Exergética	Cálculo das Eficiências Exergéticas	Valor
Planta de Cogeração	$\frac{(\dot{E}_{17} - \dot{E}_4) + \dot{W}_{TV}}{\dot{E}_{14} + \dot{E}_{12}}$	31,06%
Processo Produtivo	$\frac{\dot{E}_7 + \dot{E}_8 + \dot{E}_9 + \dot{E}_{10} + \dot{E}_{11} + \dot{E}_{12} + \dot{E}_{28}}{\dot{E}_1 + \dot{E}_2 + \dot{E}_6 + (\dot{E}_{17} - \dot{E}_4) + \dot{W}_{PRO} + \dot{W}_{MO}}$	82,76%
Global	$\frac{\dot{E}_7 + \dot{E}_8 + \dot{E}_9 + \dot{E}_{10} + \dot{E}_{11} + \dot{W}_{EXC}}{\dot{E}_1 + \dot{E}_{14}}$	43,28%

Por meio da Tabela 5.28 nota-se que a eficiência exergética da planta de cogeração para o caso COG-ANEX é de 31,06%, valor inferior às dos casos REF-AUT e REF-ANEX, pelas mesmas razões das quais a planta de cogeração do caso COG-AUT também a possui. Verifica-se também que o valor da eficiência exergética da planta de cogeração do caso COG-ANEX é maior que os 30,42% obtidos por parte da planta de cogeração do caso COG-AUT, fato que, conforme mencionado, se deve a menor quantidade de vapor expandido até o estágio final da turbina a vapor, devido ao desvio deste para o processo produtivo.

Já a eficiência exergética do processo produtivo é de 82,76%, valor muito próximo, porém, um pouco superior à do processo produtivo do caso REF-ANEX, como era de se esperar, visto que ambos operam com consumo otimizado de vapor e que a etapa de moagem em ambos os casos gera poucas perdas e irreversibilidades – apesar da maior eficiência das moendas eletrificadas utilizadas no caso COG-ANEX.

Por meio do Anexo G e da Tabela 5.28, constata-se que a quantidade de insumos disponibilizada à planta de cogeração do caso COG-ANEX é maior que a do processo produtivo, ao contrário do que ocorria nos casos REF-AUT e REF-ANEX. Esse fato se deve ao fato da planta de cogeração do caso COG-ANEX promover o aproveitamento integral das quantidades de palha e bagaço a ela disponibilizados. A combinação entre a baixa eficiência da planta de cogeração com a elevada quantidade de insumos por ela utilizada faz com que sua contribuição na geração de perdas e irreversibilidades na planta do caso COG-ANEX seja de 72,20 %, valor superior aos casos REF-AUT e REF-ANEX. Já a combinação entre a eficiência exergética do processo produtivo com a quantidade de insumos a ele disponibilizada faz com que sua contribuição na geração de perdas e irreversibilidades seja de 27,80%, valor menor que a contribuição dos casos REF-AUT e REF-ANEX.

Por meio dos anexos F e G, respectivamente, constata-se que os processos produtivos e as plantas de cogeração dos casos COG-AUT e COG-ANEX operam com as mesmas quantidades de insumos. Nota-se que a contribuição da planta de cogeração do caso COG-ANEX na geração de perdas e irreversibilidades é maior que os 69,09% de contribuição do caso COG-AUT, apesar de haver aumento de eficiência exergética da planta de cogeração do caso COG-ANEX para o caso COG-AUT. Isso se deve ao aumento da eficiência exergética do processo produtivo do caso COG-ANEX em relação ao caso COG-AUT decorrente da diversificação mencionada, fato que exerce maior influência sob a planta como um todo, fazendo com a participação do processo produtivo na geração de perdas e irreversibilidades no caso COG-ANEX caia, ao passo que a planta de cogeração aumente.

A combinação entre as eficiências exergeticas e as quantidades de insumos utilizados por cada um dos subsistemas do caso COG-ANEX resulta em uma eficiência exergetica global de 43,28%; que é um valor inferior em relação aos 52,01% do caso REF-ANEX e aos 51,02% do caso REF-AUT, por razões análogas ao fato do caso COG-AUT também o ser.

Por outro lado, a eficiência exergetica do caso COG-ANEX é maior que os 40,16% registrados para o caso COG-AUT, fato que se deve, predominantemente, à diversificação do processo mencionada, com o encaminhamento de metade do caldo para a produção de açúcar e etanol (a partir do melaço).

Finalmente, o percentual da contribuição de cada produto na exergia disponível ao final do processo é mostrado na Figura 5.24:

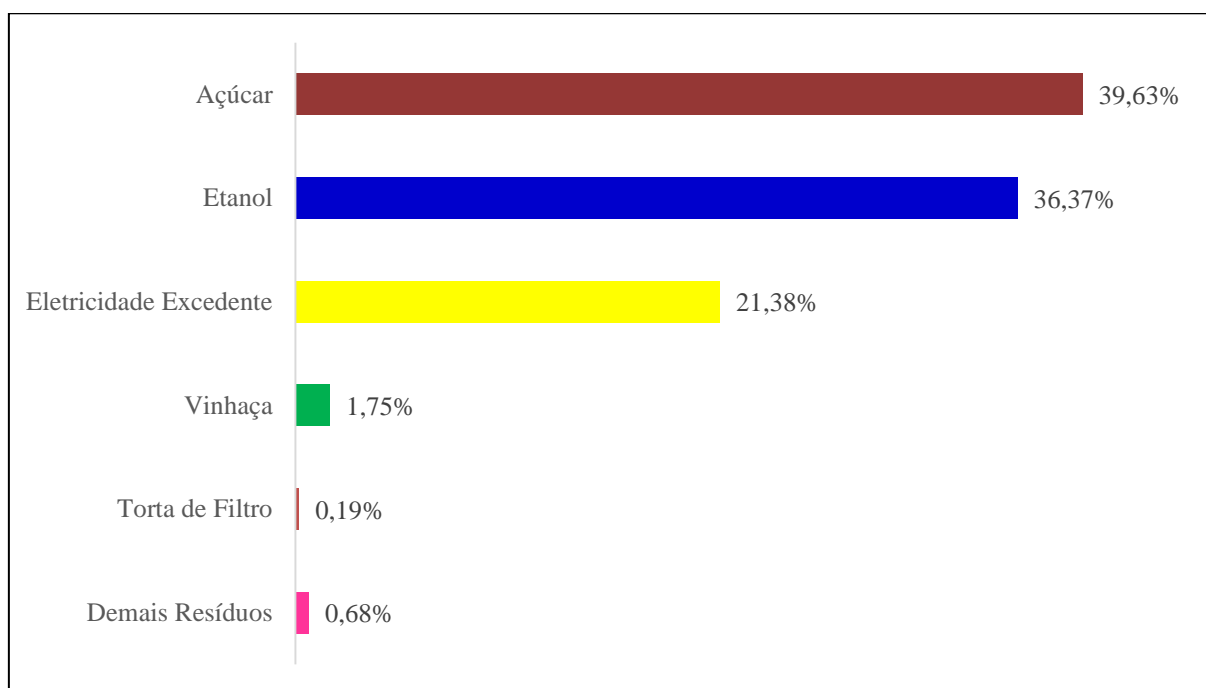


Figura 5.20: Distribuição percentual da exergia dos produtos para o caso COG-ANEX.

Constata-se que a eletricidade contribui com 21,38%, valor muito superior aos 4,12% e 4,13% de sua contribuição nos casos REF-AUT e REF-ANEX, respectivamente. Esse fato é consequência direta do maior índice de eletricidade excedente obtido no caso COG-ANEX quando comparado com os casos REF-AUT e REF-ANEX.

Conforme mencionado na análise energética, isso se deve ao aproveitamento integral do bagaço (visto que nos casos anteriores havia sobras do mesmo) e da palha (que não foi

aproveitada em nenhum dos casos até então). Além disso, deve-se levar em conta que a produção de vapor com maiores parâmetros de pressão e temperatura, juntamente com a expansão de parte do vapor produzido até pressões abaixo da atmosférica (0,1 [bar]) permitem que se produza maior quantidade de eletricidade para uma mesma quantidade de insumos utilizados na alimentação da planta de cogeração.

Constata-se que o etanol contribui com 36,37% da exergia dos produtos; valor próximo aos 31,54% obtidos no caso REF-ANEX. O açúcar contribui com 39,63% da exergia dos produtos, valor igualmente próximo aos 41,49% obtidos no caso REF-ANEX. Vinhaça, torta de filtro e demais resíduos, somados, contribuem com, aproximadamente, as mesmas quantidades percentuais que no caso REF-ANEX.

## **5.5 Caso BIGCC-PIR (AUT) (Destilaria Autônoma + Sistema de Cogeração Moderno + Sistema BIG-GTCC com Pirólise)**

O aspecto da planta simulada para o caso BIGCC-PIR (AUT), já com os pontos de interesse demarcados para a análise exérgica, é mostrado na Figura 5.25:

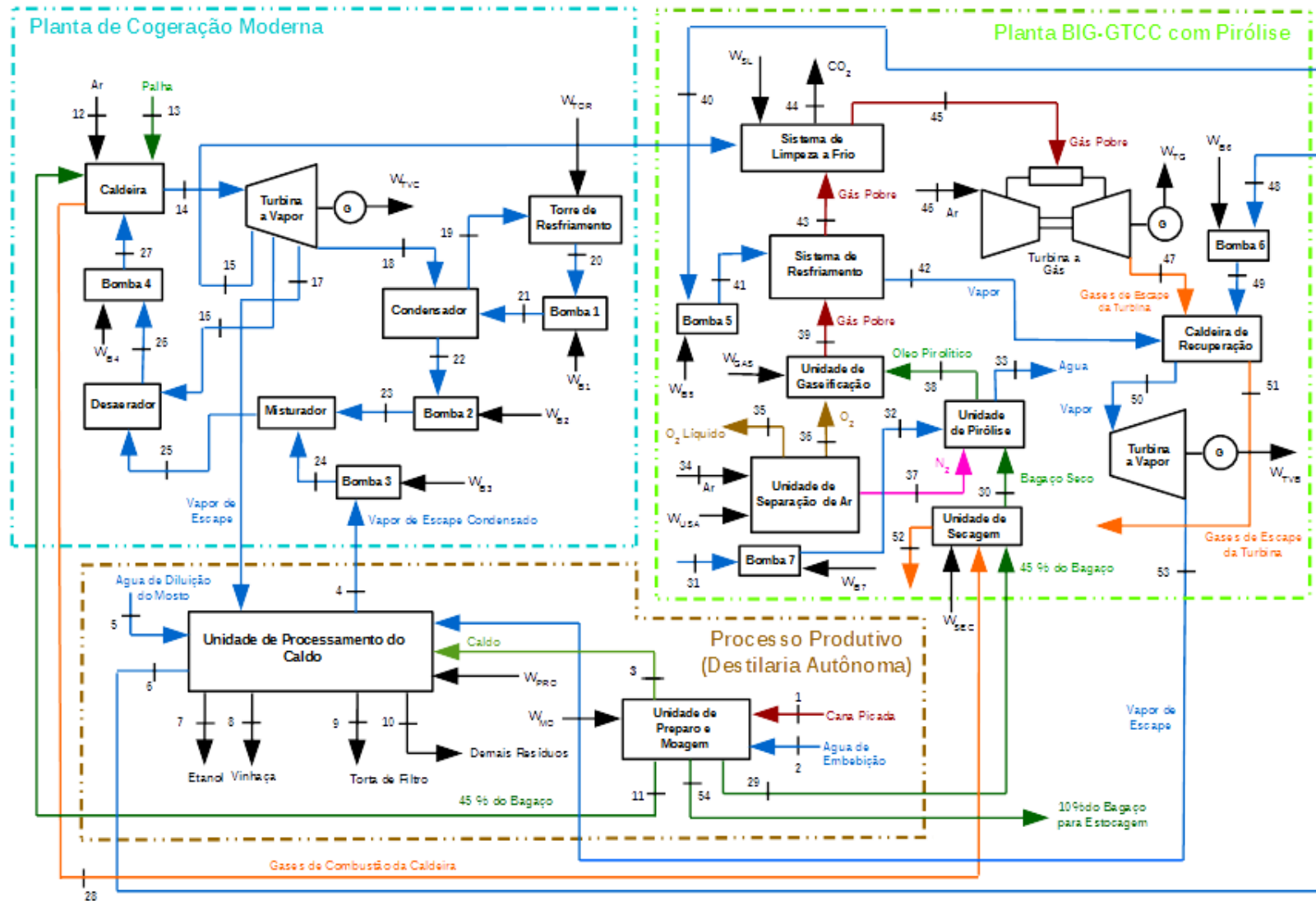


Figura 5.21: Aspecto da planta estudada no caso BIGCC-PIR (AUT).

A Tabela 5.29 exibe os valores de eletricidade produzida e consumos de eletricidade necessários para o cálculo da eletricidade excedente:

Tabela 5.29: Cálculo da eletricidade excedente no caso BIGCC-PIR (AUT).

Elemento Considerado	Símbolo	Valor [MW]
Eletricidade Gerada pela Turbina a Vapor da Planta de Cogeração	$\dot{W}_{TVC}$	186,93
Eletricidade Gerada pela Turbina a Gás da Planta BIG-GTCC	$\dot{W}_{TG}$	85,30
Eletricidade Gerada pela Turbina a Vapor da Planta BIG-GTCC	$\dot{W}_{TVB}$	24,32
Eletricidade Consumida pela Bomba 1	$\dot{W}_{B1}$	1,984
Eletricidade Consumida pela Bomba 2	$\dot{W}_{B2}$	0,032
Eletricidade Consumida pela Bomba 3	$\dot{W}_{B3}$	0,021
Eletricidade Consumida pela Bomba 4	$\dot{W}_{B4}$	4,973
Eletricidade Consumida pela Bomba 5	$\dot{W}_{B5}$	0,34
Eletricidade Consumida pela Bomba 6	$\dot{W}_{B6}$	0,45
Eletricidade Consumida pela Bomba 7	$\dot{W}_{B7}$	1,00
Eletricidade Consumida pela Torre de Resfriamento	$\dot{W}_{TOR}$	1,09
Eletricidade Consumida pela Unidade de Secagem	$\dot{W}_{SEC}$	1,28
Eletricidade Consumida pela Unidade de Separação de Ar	$\dot{W}_{USA}$	30,13
Eletricidade Consumida na Moagem do Bagaço Seco	$\dot{W}_{MOAB}$	0,27
Eletricidade Consumida pela Unidade de Gaseificação	$\dot{W}_{GAS}$	1,85
Eletricidade Consumida pelo Sistema de Limpeza a Frio	$\dot{W}_{SL}$	0,30
Eletricidade Consumida na Moagem da Cana Picada	$\dot{W}_{MO}$	19,20
Eletricidade Consumida no Processamento do Caldo	$\dot{W}_{PRO}$	14,40
<b>Eletricidade Excedente (MW)</b>	<b><math>\dot{W}_{EXC}</math></b>	<b>219,25</b>

### **5.5.1 Indicadores da Análise Energética**

Para melhor visualização dos fluxos energéticos ao longo da planta do caso BIGCC-PIR (AUT), é feito um diagrama de Sankey da mesma, que é mostrado na Figura 5.26:

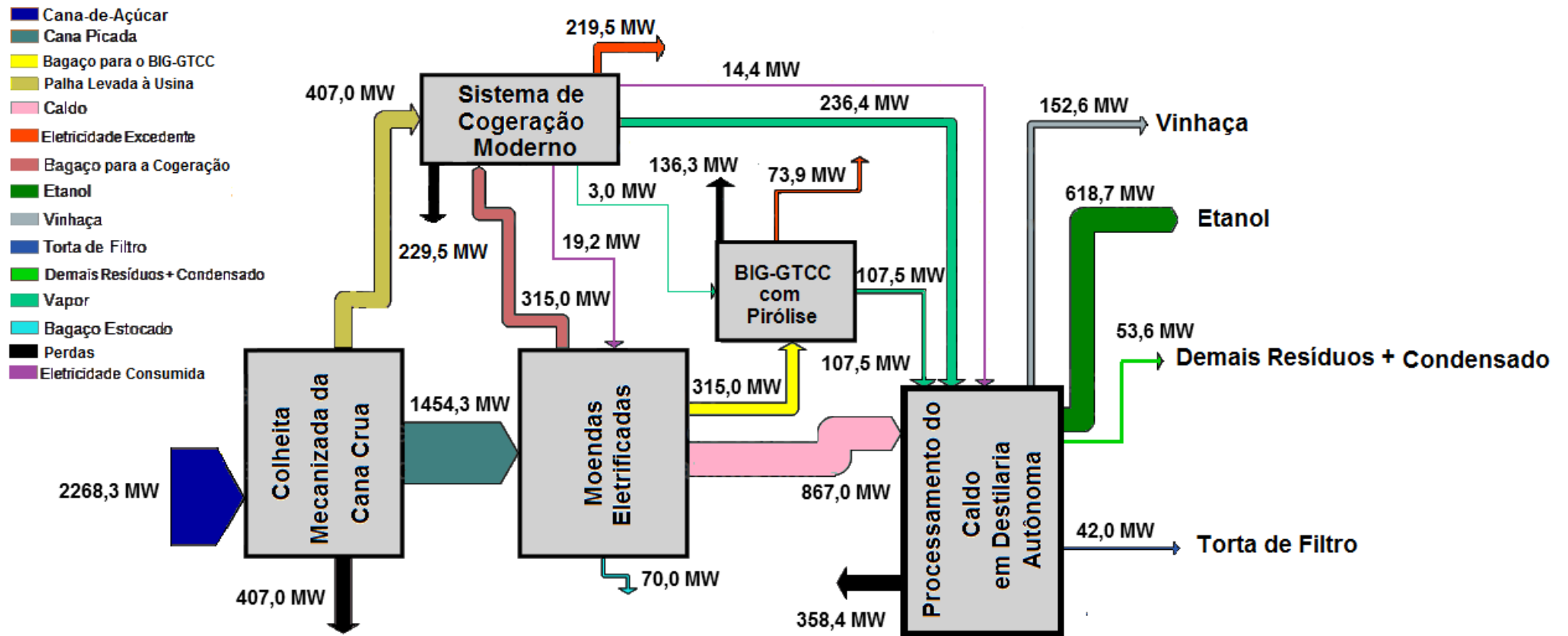


Figura 5.22: Diagrama de Sankey para o caso BIGCC-PIR (AUT).



Com isso, obtêm-se os indicadores de desempenho na análise energética, cujos valores são mostrados na Tabela 5.30:

Tabela 5.30: Índices de desempenho da análise energética para o caso BIGCC-PIR (AUT).

Índice de Excedente de Eletricidade por Moagem [kWh/t <sub>cana</sub> ]	182,71
Eficiência Global da Planta	45,02%
Eficiência Global no Aproveitamento da Cana-de-Açúcar	36,94%

### 5.5.2 Análise Exergética

Com base na Figura 5.25, é montada a Tabela 5.31, que mostra como são obtidos, de forma literal, os insumos e produtos processo produtivo:

Tabela 5.31: Insumos e produtos para o cálculo literal das perdas e irreversibilidades do processo produtivo do caso BIGCC-PIR (AUT).

	Unidade de Preparo e Moagem	Unidade de Processamento do Caldo
Insumos	$\dot{E}_1 + \dot{E}_2 + \dot{W}_{MO}$	$\dot{E}_3 + (\dot{E}_{17} - \dot{E}_4) + (\dot{E}_{53} - \dot{E}_6) + \dot{E}_5 + \dot{W}_{PRO}$
Produtos	$\dot{E}_3 + \dot{E}_{11} + \dot{E}_{29} + \dot{E}_{54}$	$\dot{E}_7 + \dot{E}_8 + \dot{E}_9 + \dot{E}_{10}$

Utilizando os dados do Anexo H, é construída a Tabela 5.32, que é utilizada para o cálculo do balanço exergético do processo produtivo do caso BIGCC-PIR (AUT):

Tabela 5.32: Balanço exergetico do processo produtivo do caso BIGCC-PIR (AUT).

Subprocesso Considerado	Insumo (MW)	Produto (MW)	Irreversibilidades + Perdas (MW)
Unidade de Preparo e Moagem	1902,95	1883,75	19,20
Unidade Processamento do Caldo	1092,69	690,59	402,10
<b>Total</b>	<b>2995,64</b>	<b>2574,34</b>	<b>421,30</b>

Nota-se que as perdas e irreversibilidades do processo produtivo no caso BIGCC-PIR (AUT) totalizam 421,30 [MW], onde o processamento do caldo contribui com 95,44% deste valor.

A utilização de moendas eletrificadas na planta de cogeração, juntamente com um processo produtivo com consumo otimizado de vapor e eletricidade garantem que a geração de perdas e irreversibilidades por tonelada de cana seja praticamente igual ao processo produtivo do caso COG-AUT.

Com base na Figura 5.25, é montada a Tabela 5.33, que mostra como são obtidos, de forma literal, os insumos e produtos da planta de cogeração:

Tabela 5.33: Insumos e produtos para o cálculo literal das perdas e irreversibilidades na planta de cogeração do caso BIGCC-PIR (AUT).

Equipamento	Insumo (MW)	Produto (MW)
Caldeira	$\dot{E}_{12} + \dot{E}_{13} + \dot{E}_{14}$	$\dot{E}_{15} - \dot{E}_{27}$
Turbina a Vapor	$\dot{E}_{14} - (\dot{E}_{15} + \dot{E}_{16} + \dot{E}_{17} + \dot{E}_{18})$	$\dot{W}_{TV}$
Condensador	-	-
Torre de Resfriamento	-	-
Misturador	-	-
Desaerador	$\dot{m}_{16} \cdot (e_{16} - e_{26})$	$\dot{m}_{25} \cdot (e_{26} - e_{25})$
Bomba 1	$\dot{W}_{B1}$	$\dot{E}_{21} - \dot{E}_{20}$
Bomba 2	$\dot{W}_{B2}$	$\dot{E}_{23} - \dot{E}_{22}$
Bomba 3	$\dot{W}_{B3}$	$\dot{E}_{24} - \dot{E}_4$
Bomba 4	$\dot{W}_{B4}$	$\dot{E}_{27} - \dot{E}_{26}$

Utilizando os dados do Anexo H, é construída a Tabela 5.34, que é utilizada para o cálculo do balanço exergético da planta de cogeração:

Tabela 5.34: Balanço de exergia na planta de cogeração do caso BIGCC-PIR (AUT).

Equipamento	Insumo (MW)	Produto (MW)	Irreversibilidades + Perdas (MW)
Caldeira	908,616	384,782	664,468
Turbina a Vapor de Condensação/Extração	215,592	186,930	28,662
Condensador	-	-	54,016
Torre de Resfriamento	-	-	5,325
Misturador	-	-	0,094
Desaerador	23,642	6,272	17,369
Bomba 1	1,984	0,724	1,260
Bomba 2	0,032	0,005	0,027
Bomba 3	0,021	0,002	0,019
Bomba 4	4,973	2,664	2,309
		<b>Total</b>	<b>632,92</b>

Constata-se que as perdas e irreversibilidades da planta de cogeração do caso BIGCC-PIR (AUT) correspondem a 632,92 [MW].

Também com base na Figura 5.25, é montada a Tabela 5.35, que mostra como são obtidos, de forma literal, os insumos e produtos da planta BIG-GTCC:

Tabela 5.35: Insumos e produtos para o cálculo literal das perdas e irreversibilidades na planta BIG-GTCC do caso BIGCC-PIR (AUT).

<b>Elemento Considerado</b>	<b>Insumo (MW)</b>	<b>Produto (MW)</b>
<b>Planta de Secagem</b>	$\dot{E}_{28} - \dot{E}_{52} + \dot{W}_{SEC}$	$\dot{E}_{30} - \dot{E}_{29}$
<b>Planta de Pirólise</b>	$(\dot{E}_{33} - \dot{E}_{32}) + \dot{E}_{30} + \dot{E}_{37} + \dot{W}_{MOAB}$	$\dot{E}_{38}$
<b>Unidade de Separação de Ar</b>	$\dot{E}_{34} + \dot{W}_{USA}$	$\dot{E}_{35} + \dot{E}_{36} + \dot{E}_{37}$
<b>Gaseificador</b>	$\dot{E}_{36} + \dot{E}_{38} + \dot{W}_{GAS}$	$\dot{E}_{39}$
<b>Sistema de Refriamento</b>	$\dot{E}_{39} - \dot{E}_{43}$	$\dot{E}_{42} - \dot{E}_{41}$
<b>Sistema de Limpeza a Frio</b>	$\dot{E}_{15} + \dot{E}_{43} + \dot{W}_{SL}$	$\dot{E}_{44} + \dot{E}_{45}$
<b>Turbina a Gás</b>	$\dot{E}_{45} + \dot{E}_{46}$	$\dot{W}_{TG}$
<b>Caldeira de Recuperação</b>	$\dot{E}_{47} - \dot{E}_{51}$	$\dot{m}_{42} \cdot (e_{50} - e_{42}) + \dot{m}_{49} \cdot (e_{50} - e_{49})$
<b>Turbina a Vapor</b>	$\dot{E}_{50} - \dot{E}_{53}$	$\dot{W}_{TVC}$
<b>Bomba 5</b>	$\dot{W}_{B5}$	$\dot{E}_{41} - \dot{E}_{40}$
<b>Bomba 6</b>	$\dot{W}_{B6}$	$\dot{E}_{49} - \dot{E}_{48}$
<b>Bomba 7</b>	$\dot{W}_{B7}$	$\dot{E}_{32} - \dot{E}_{30}$

Também por meio das propriedades termodinâmicas mostradas no Anexo H é construída a Tabela 5.36, que é utilizada para o cálculo do balanço exergético da planta BIG-GTCC:

Tabela 5.36: Balanço de exergia na planta de cogeração do caso BIGCC-PIR (AUT).

Elemento Considerado	Insumo (MW)	Produto (MW)	Perdas + Irreversibilidades (MW)
Unidade de Secagem	18,90	1,64	17,26
Unidade de Pirólise	438,20	283,03	155,17
Unidade de Separação de Ar	30,13	16,24	13,88
Gaseificador	287,53	269,92	17,61
Sistema de Refriamento do Gás Pobre	36,04	25,73	10,31
Sistema de Limpeza a Frio	235,56	234,55	1,01
Turbina a Gás	230,16	85,30	144,86
Caldeira de Recuperação	53,86	47,15	6,71
Turbina a Vapor de Contrapressão	29,83	24,32	5,51
Bomba 5	0,34	0,15	0,19
Bomba 6	0,45	0,20	0,26
Bomba 7	1,00	0,56	0,43
<b>Total</b>	<b>1361,99</b>	<b>988,80</b>	<b>373,20</b>

Constata-se que as perdas e irreversibilidades geradas pela planta BIG-GTCC do caso BIGCC-PIR (AUT) correspondem a 373,20 [MW].

Observa-se que no processamento de cada tonelada de cana, as plantas de cogeração e BIG-GTCC do caso BIGCC-PIR (AUT) ocasionam a geração de perdas e irreversibilidades (no aproveitamento conjunto da palha e do bagaço) de 838,20 [kWh/t<sub>cana</sub>], valor um pouco superior aos 784,09 [kWh/t<sub>cana</sub>] ocasionados pela planta de cogeração do caso COG-AUT.

Graficamente, a distribuição percentual das perdas e irreversibilidades decorrentes do aproveitamento da palha e do bagaço nas plantas de cogeração e BIG-GTCC do caso BIGCC-PIR (AUT) é dada pela Figura 5.27:

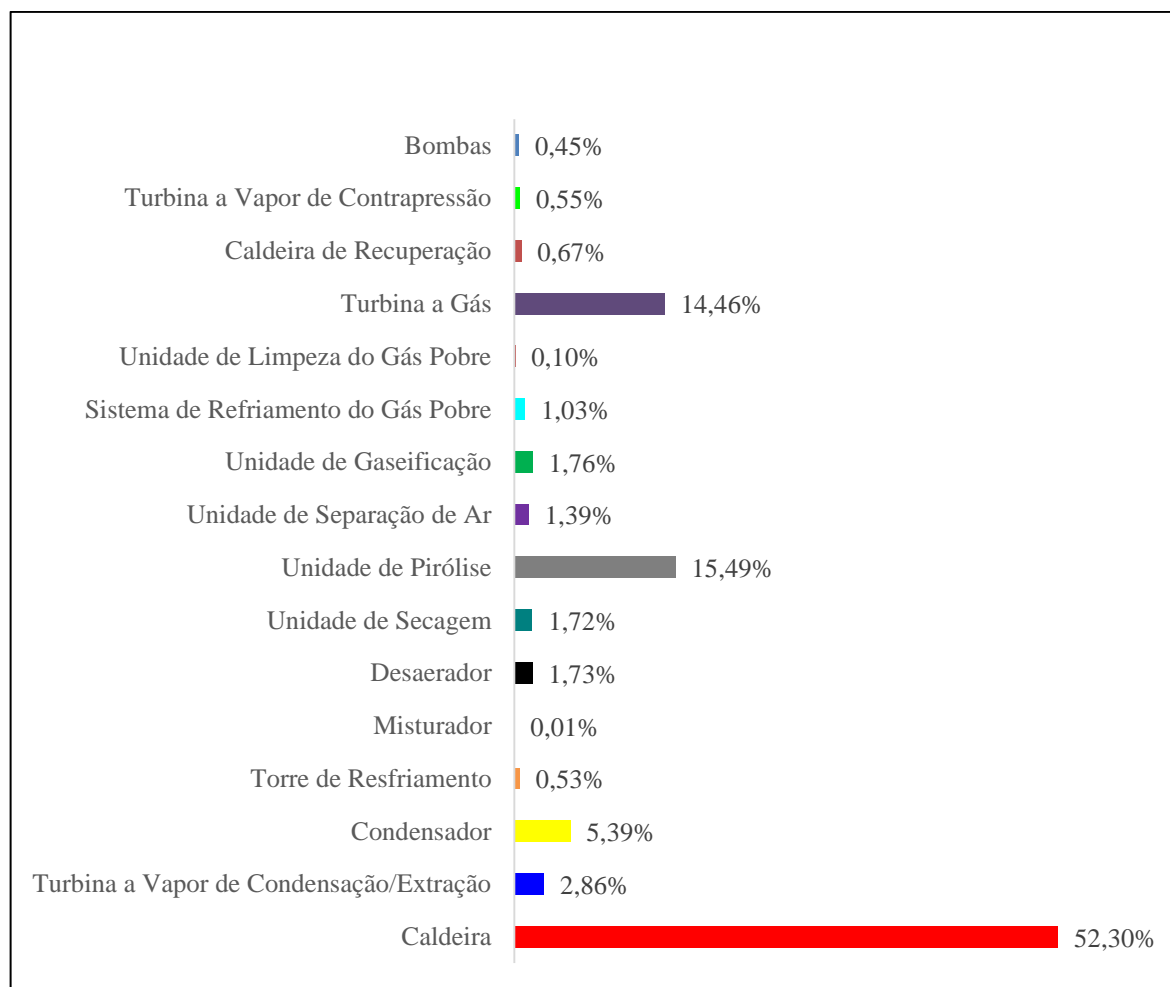


Figura 5.23: Distribuição percentual da exergia destruída no aproveitamento da palha e do bagaço na planta do caso BIGCC-PIR (AUT).

Constata-se que a participação da caldeira na geração de perdas e irreversibilidades no aproveitamento do bagaço e da palha é de 52,30%, valor menor que nos casos anteriores, fato que se deve à inclusão de uma maior quantidade de equipamentos e sub-plantas que contribuem nesse aspecto. Constata-se que a unidade de pirólise e a turbina a gás contribuem significativamente, com 15,49% e 14,46%, respectivamente; fato que pode ser atribuído às trocas de calor com elevadas temperaturas.

Considerando a exergia destruída conjuntamente pelo processo produtivo, planta de cogeração e planta BIG-GTCC, obtém-se a contribuição percentual de cada sistema na destruição da exergia da planta como um todo, cujo resultado é mostrado na Figura 5.28:

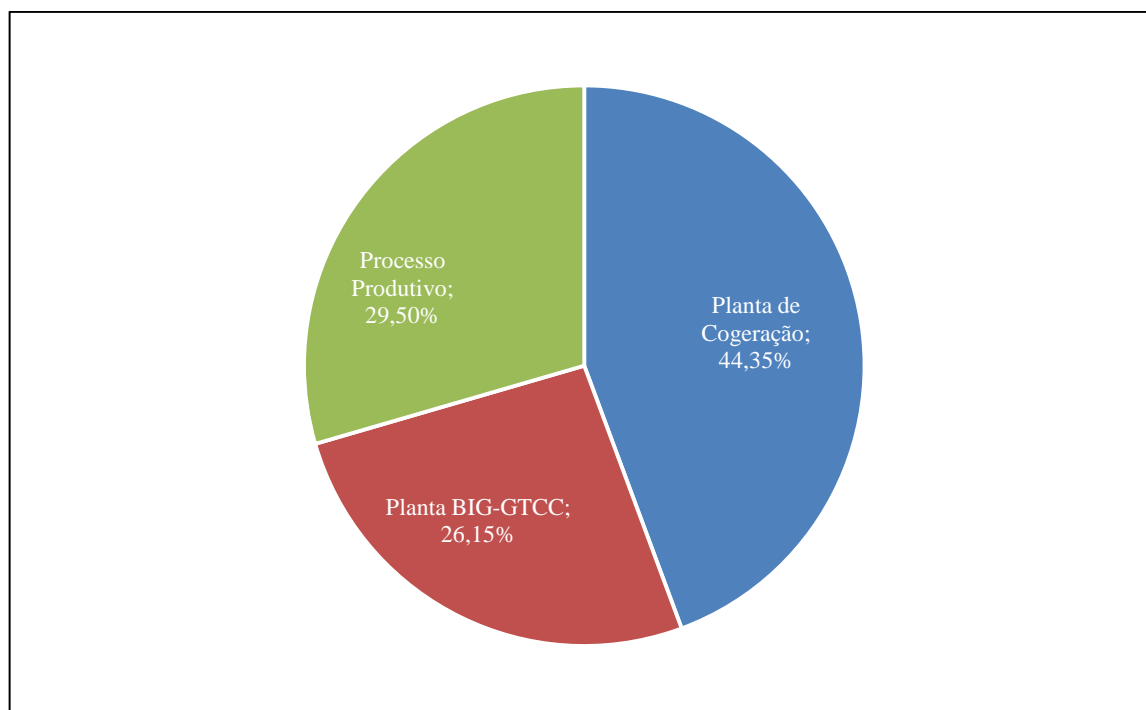


Figura 5.24: Distribuição da exergia destruída para o caso BIGCC-PIR (AUT).

Neste caso, nota-se que a planta de cogeração contribui de forma mais significativa para a geração de perdas e irreversibilidades, com 45,35%. A planta BIG-GTCC e o processo produtivo contribuem de forma aproximadas, com 26,15% e 29,50%; respectivamente.

Para explicar a diferença na participação de cada subsistema na geração de perdas e irreversibilidades do caso BIGCC-PIR (AUT), são calculadas suas respectivas eficiências exergeticas, juntamente com a eficiência exergetica global da planta, cujos resultados são mostrados na Tabela 5.37:

Tabela 5.37: Cálculo das eficiências exergeticas dos subsistemas que compõe a planta no caso BIGCC-PIR (AUT).

Eficiência Exergetica	Cálculo das Eficiências Exergeticas	Valor
Planta de Cogeração	$\frac{(\dot{E}_{17} - \dot{E}_4) + \dot{W}_{TVC}}{\dot{E}_{11} + \dot{E}_{13}}$	31,08%
Processo Produtivo	$\frac{\dot{E}_7 + \dot{E}_8 + \dot{E}_9 + \dot{E}_{10} + \dot{E}_{11} + \dot{E}_{29} + \dot{E}_{54}}{\dot{E}_1 + \dot{E}_2 + \dot{E}_5 + (\dot{E}_{17} - \dot{E}_4) + \dot{W}_{PRO} + \dot{W}_{MO}}$	79,56%

Planta BIG-GTCC	$\frac{(\dot{E}_{53} - \dot{E}_6) + \dot{E}_{11} + \dot{E}_{35} + \dot{E}_{44} + \dot{W}_{TVB}}{\dot{E}_{29}}$	37,31%
Global	$\frac{\dot{E}_6 + \dot{E}_7 + \dot{E}_8 + \dot{E}_9 + \dot{E}_{10} + \dot{W}_{EXC}}{\dot{E}_1 + \dot{E}_{12}}$	39,10%

Por meio da Tabela 5.37 nota-se que a eficiência exergética da planta de cogeração é de 31,08%, valor um pouco superior aos 30,42% da planta de cogeração do caso COG-AUT. A eficiência exergética do processo produtivo é de 79,56%, valor idêntico ao do caso COG-AUT, fato que se deve à idêntica configuração do mesmo em ambos os casos.

A planta BIG-GTCC com pirólise possui eficiência de 37,31%, valor superior à planta de cogeração devido ao melhor aproveitamento do combustível em decorrência da utilização do ciclo combinado Brayton-Rankine, no entanto, esta possui eficiência consideravelmente inferior à do processo produtivo pelo fato de operar com equipamentos e subsistemas com trocas de calor com elevadas temperaturas.

A combinação entre a baixa geração de perdas e irreversibilidades e elevada utilização de insumos por parte do processo produtivo fazem que sua contribuição na geração de perdas e irreversibilidades – na planta do caso BIGCC-PIR (AUT) – seja maior que a da planta BIG-GTCC, que gera quantidades consideravelmente maiores de perdas e irreversibilidades, utilizando, no entanto, baixa quantidade de insumos.

Constata-se que a eficiência exergética global situa-se em um valor intermediário a essas eficiências, cujo valor é de 39,10%, valor inferior aos 40,16% obtidos no caso COG-AUT, devido à maior geração de perdas e irreversibilidades decorrentes do aproveitamento do bagaço e da palha.

Finalmente, o percentual da contribuição de cada produto na exergia disponível ao final do processo é mostrado na Figura 5.30:



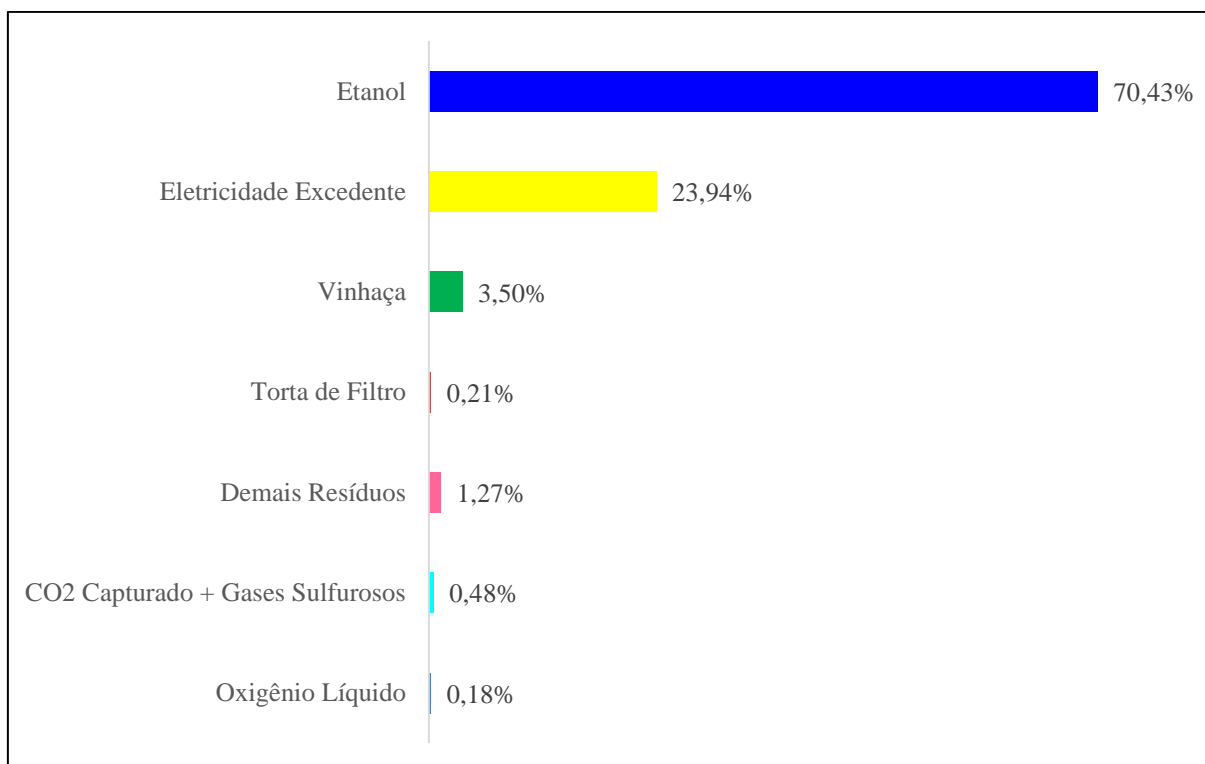


Figura 5.25: Distribuição percentual da exergia dos produtos no caso BIGCC-PIR (AUT).

Constata-se que a eletricidade contribui com 23,94%, valor um pouco inferior (porém, muito próximo) aos 24,46% presentes no caso COG-AUT. Resíduos da planta BIG-GTCC, que são o oxigênio líquido (proveniente da unidade de separação de ar), CO<sub>2</sub> e gases sulfurosos (capturados pelo sistema de limpeza a frio) não chegam a contribuir sequer com 1% da exergia dos produtos. Etanol, torta de filtro, vinhaça e demais resíduos, percentualmente, contribuem de forma aproximada ao que ocorreu no caso COG-AUT.

## 5.6 Caso BIGCC-PIR (ANEX) (Destilaria Anexa + Sistema de Cogeração Moderno + Sistema BIG-GTCC com Pirólise)

O aspecto da planta simulada para o caso BIGCC-PIR (ANEX), já com os pontos de interesse demarcados para a análise exérgica, é mostrado na Figura 5.31:

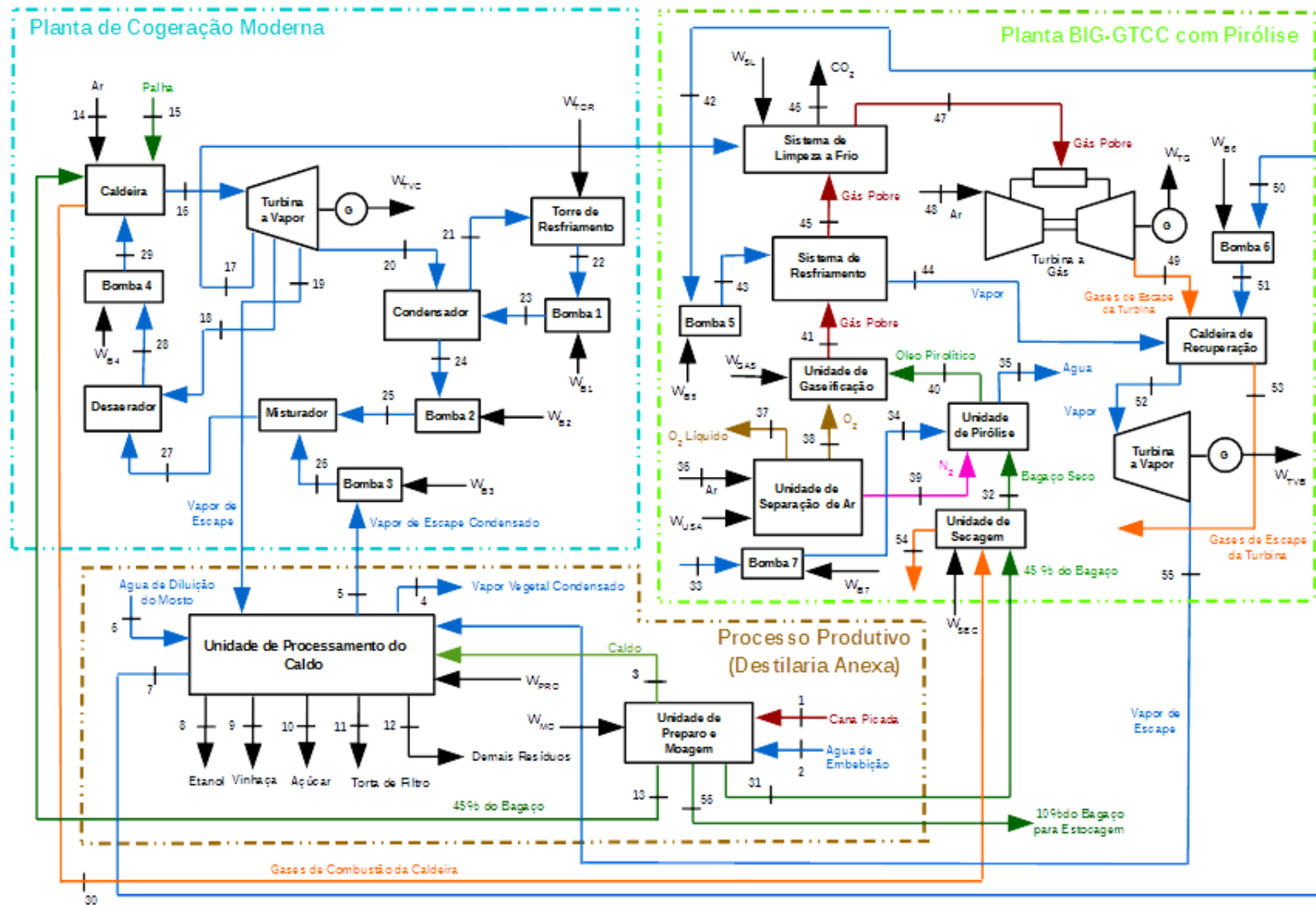


Figura 5.26: Aspecto da planta simulada no caso BIGCC-PIR (ANEX).

### 5.6.1 Indicadores da Análise Energética

A Tabela 5.33 exibe os valores de eletricidade produzida e consumos de eletricidade necessários para o cálculo da eletricidade excedente:

Tabela 5.38: Cálculo da eletricidade excedente no caso BIGCC-PIR (ANEX).

Elemento Considerado	Símbolo	Valor [MW]
Eletricidade Gerada pela Turbina a Vapor da Planta de Cogeração	$\dot{W}_{TVC}$	175,80
Eletricidade Gerada pela Turbina a Gás da Planta BIG-GTCC	$\dot{W}_{TG}$	85,30
Eletricidade Gerada pela Turbina a Vapor da Planta BIG-GTCC	$\dot{W}_{TVB}$	24,32
Eletricidade Consumida pela Bomba 1	$\dot{W}_{B1}$	1,699
Eletricidade Consumida pela Bomba 2	$\dot{W}_{B2}$	0,028
Eletricidade Consumida pela Bomba 3	$\dot{W}_{B3}$	0,024
Eletricidade Consumida pela Bomba 4	$\dot{W}_{B4}$	4,973
Eletricidade Consumida pela Bomba 5	$\dot{W}_{B5}$	0,34
Eletricidade Consumida pela Bomba 6	$\dot{W}_{B6}$	0,45
Eletricidade Consumida pela Bomba 7	$\dot{W}_{B7}$	1,00
Eletricidade Consumida pela Torre de Resfriamento	$\dot{W}_{TOR}$	0,93
Eletricidade Consumida pela Unidade de Secagem	$\dot{W}_{SEC}$	1,28
Eletricidade Consumida na Moagem do Bagaço Seco	$\dot{W}_{MOAB}$	0,27
Eletricidade Consumida pela Unidade de Separação de Ar	$\dot{W}_{USA}$	30,13
Eletricidade Consumida pela Unidade de Gaseificação	$\dot{W}_{GAS}$	1,85
Eletricidade Consumida pelo Sistema de Limpeza a Frio	$\dot{W}_{SL}$	0,30
Eletricidade Consumida na Moagem da Cana	$\dot{W}_{MO}$	19,20
Eletricidade Consumida no Processamento do Caldo	$\dot{W}_{PRO}$	21,60
<b>Eletricidade Excedente (MW)</b>	<b><math>\dot{W}_{EXC}</math></b>	<b>201,36</b>

Com a determinação da eletricidade excedente produzida e com o auxílio dos balanços de massa e energia desenvolvidos no capítulo anterior é feito o Diagrama de Sankey representativo de todo o processo, mostrado na Figura 5.32:

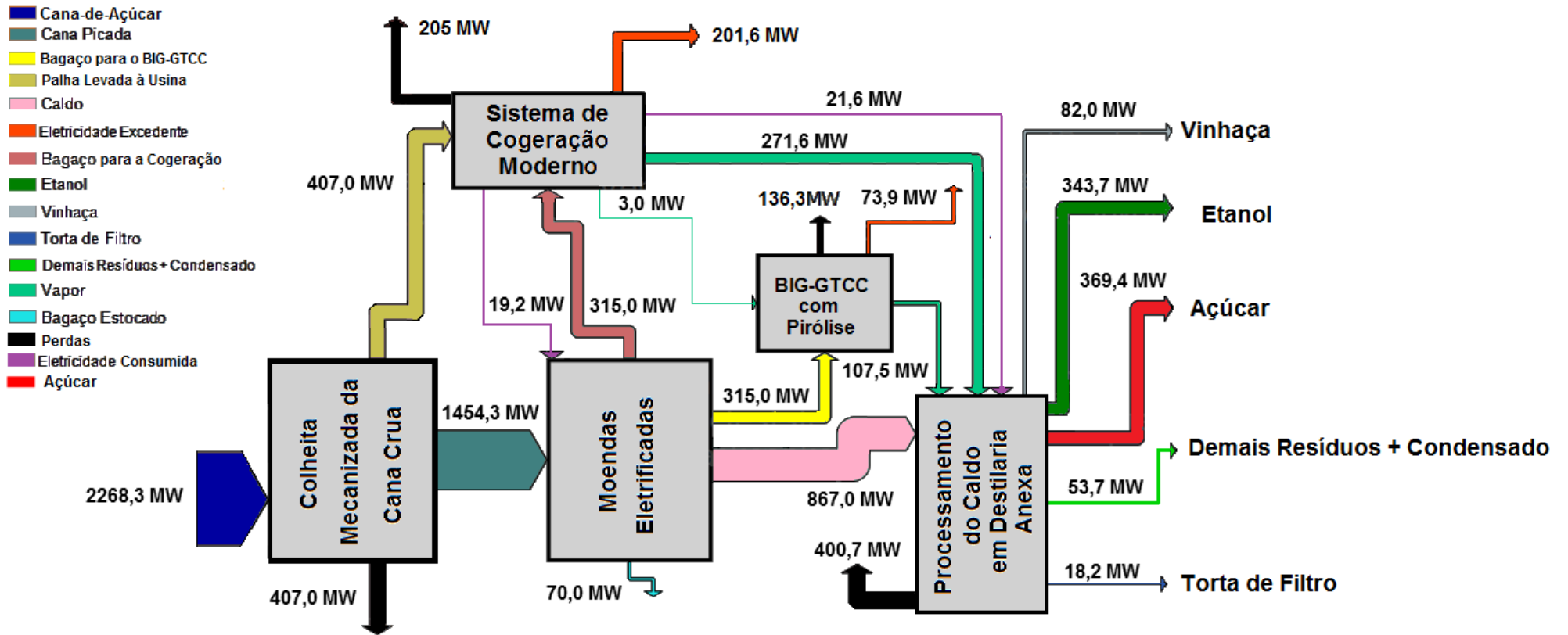


Figura 5.27: Diagrama de Sankey para o caso BIGCC-PIR (ANEX).

Com isso, obtém-se os indicadores de desempenho na análise energética, cujos valores são mostrados na Tabela 5.39:

Tabela 5.39: Índices de desempenho da análise energética para o caso BIGCC-PIR (ANEX).

Índice de Eletricidade Excedente [kWh/t <sub>cana</sub> ]	167,80
Eficiência Global da Planta	49,13%
Eficiência Global no Aproveitamento da Cana-de-Açúcar	40,32%

### 5.6.2 Análise Exergética

Com base na Figura 5.31, é montada a Tabela 5.40, que mostra como são obtidos os insumos e produtos processo produtivo:

Tabela 5.40: Insumos e produtos para o cálculo das perdas e irreversibilidades do processo produtivo no caso BIGCC-PIR (ANEX).

	Unidade de Preparo e Moagem	Unidade de Processamento do Caldo
Insumos	$\dot{E}_1 + \dot{E}_2 + \dot{W}_{MO}$	$\dot{E}_3 + \dot{E}_6 + (\dot{E}_{19} - \dot{E}_5) + (\dot{E}_{55} - \dot{E}_7) + \dot{W}_{PRO}$
Produtos	$\dot{E}_3 + \dot{E}_{13} + \dot{E}_{31} + \dot{E}_{56}$	$\dot{E}_4 + \dot{E}_8 + \dot{E}_9 + \dot{E}_{10} + \dot{E}_{11} + \dot{E}_{12}$

Substituindo os valores com os dados do Anexo I, é construída a Tabela 5.41, utilizada para o cálculo do balanço exergético do processo produtivo na destilaria anexa:

Tabela 5.41: Balanço exergético do processo produtivo na destilaria autônoma do caso BIGCC-PIR (ANEX).

Subprocesso Considerado	Insumo (MW)	Produto (MW)	Irreversibilidades + Perdas (MW)
Unidade de Preparo e Moagem	1902,95	1883,75	19,20
Unidade de Processamento do Caldo	1111,51	771,74	339,77
<b>Total</b>	<b>3014,46</b>	<b>2655,49</b>	<b>358,97</b>

Nota-se que as perdas e irreversibilidades do processo produtivo no caso PIR-ANEX totalizam 358,97 [MW], onde o processamento do caldo contribui com 94,65% deste valor.

A utilização de moendas eletrificadas na planta de cogeração, juntamente com um processo produtivo com consumo otimizado de vapor e eletricidade garantem que a geração de perdas e irreversibilidades por tonelada de cana seja praticamente igual ao processo produtivo do caso COG-ANEX.

Com base na Figura 5.31, é montada a Tabela 5.42, que mostra como são obtidos, os insumos e produtos da planta de cogeração do caso BIGCC-PIR (ANEX):

Tabela 5.42: Insumos e produtos para o cálculo das perdas e irreversibilidades da planta de cogeração do caso BIGCC-PIR (ANEX).

<b>Equipamento</b>	<b>Insumo (MW)</b>	<b>Produto (MW)</b>
Caldeira	$\dot{E}_{13} + \dot{E}_{14} + \dot{E}_{15}$	$\dot{E}_{16} - \dot{E}_{29}$
Turbina a Vapor	$\dot{E}_{16} - (\dot{E}_{17} + \dot{E}_{18} + \dot{E}_{19} + \dot{E}_{20})$	$\dot{W}_{TVC}$
Condensador	-	-
Torre de Resfriamento	-	-
Misturador	-	-
Desaerador	$\dot{m}_{18} \cdot (e_{18} - e_{28})$	$\dot{m}_{27} \cdot (e_{28} - e_{27})$
Bomba 1	$\dot{W}_{B1}$	$\dot{E}_{23} - \dot{E}_{22}$
Bomba 2	$\dot{W}_{B2}$	$\dot{E}_{25} - \dot{E}_{24}$
Bomba 3	$\dot{W}_{B3}$	$\dot{E}_{26} - \dot{E}_5$
Bomba 4	$\dot{W}_{B4}$	$\dot{E}_{29} - \dot{E}_{28}$

Substituindo os valores com os dados do Anexo I, é construída a Tabela 5.43, utilizada para o cálculo do balanço exergético da planta de cogeração:



Tabela 5.43: Balanço de exergia na planta de cogeração do caso BIGCC-PIR (ANEX).

Equipamento	Insumo (MW)	Produto (MW)	Perdas + Irreversibilidades (MW)
Caldeira	908,616	384,782	523,834
Turbina a Vapor de Condensação/Extração	209,177	175,800	33,377
Condensador	234,842	188,588	46,254
Torre de Resfriamento	185,304	180,745	4,559
Misturador	9,297	9,221	0,075
Desaerador	24,132	6,273	17,859
Bomba 1	1,699	0,620	1,079
Bomba 2	0,028	0,004	0,023
Bomba 3	0,024	0,002	0,022
Bomba 4	4,973	2,664	2,309
		<b>Total</b>	<b>629,39</b>

Constata-se que as perdas e irreversibilidades da planta de cogeração do caso BIGCC-PIR (ANEX) correspondem a 629,39 [MW]; valor um pouco inferior aos 632,92 [MW] produzidos pela planta de cogeração do caso BIGCC-PIR (AUT).

Também com base na Figura 5.31, é montada a Tabela 5.44, que mostra como são obtidos, de forma literal, os insumos e produtos da planta BIG-GTCC:

Tabela 5.44: Insumos e produtos para o cálculo literal das perdas e irreversibilidades na planta BIG-GTCC do caso BIGCC-PIR (ANEX).

<b>Elemento Considerado</b>	<b>Insumo (MW)</b>	<b>Produto (MW)</b>
<b>Planta de Secagem</b>	$\dot{m}_{30} \cdot (e_{30} - e_{54}) + \dot{W}_{SEC}$	$\dot{E}_{32} - \dot{E}_{31}$
<b>Planta de Pirólise</b>	$(\dot{E}_{35} - \dot{E}_{34}) + \dot{E}_{32} + \dot{E}_{39} + \dot{W}_{MOAB}$	$\dot{E}_{40}$
<b>Unidade de Separação de Ar</b>	$\dot{E}_{36} + \dot{W}_{USA}$	$\dot{E}_{37} + \dot{E}_{38} + \dot{E}_{39}$
<b>Gaseificador</b>	$\dot{E}_{38} + \dot{E}_{40} + \dot{W}_{GAS}$	$\dot{E}_{41}$
<b>Sistema de Resfriamento</b>	$\dot{E}_{45} - \dot{E}_{41}$	$\dot{E}_{44} - \dot{E}_{43}$
<b>Sistema de Limpeza a Frio</b>	$\dot{E}_{17} + \dot{E}_{45} + \dot{W}_{SL}$	$\dot{E}_{46} + \dot{E}_{47}$
<b>Turbina a Gás</b>	$\dot{E}_{47} + \dot{E}_{48}$	$\dot{W}_{TG}$
<b>Caldeira de Recuperação</b>	$\dot{E}_{49} - \dot{E}_{53}$	$\dot{m}_{44} \cdot (e_{52} - e_{44}) + \dot{m}_{51} \cdot (e_{52} - e_{51})$
<b>Turbina a Vapor</b>	$\dot{E}_{52} - \dot{E}_{55}$	$\dot{W}_{TVB}$
<b>Bomba 5</b>	$\dot{W}_{B5}$	$\dot{E}_{43} - \dot{E}_{42}$
<b>Bomba 6</b>	$\dot{W}_{B6}$	$\dot{E}_{51} - \dot{E}_{50}$
<b>Bomba 7</b>	$\dot{W}_{B7}$	$\dot{E}_{34} - \dot{E}_{32}$

Também por meio das propriedades termodinâmicas mostradas no Anexo I é construída a Tabela 5.45, que é utilizada para o cálculo do balanço exergético da planta BIG-GTCC:

Tabela 5.45: Balanço de exergia na planta BIG-GTCC do caso BIGCC-PIR (ANEX).

Elemento Considerado	Insumo (MW)	Produto (MW)	Perdas + Irreversibilidades (MW)
Unidade de Secagem	18,90	1,64	17,26
Unidade de Pirólise	438,20	283,03	155,17
Unidade de Separação de Ar	30,13	16,24	13,88
Gaseificador	287,53	269,92	17,61
Sistema de Resfriamento	36,04	25,73	10,31
Sistema de Limpeza a Frio	235,56	234,55	1,01
Turbina a Gás	230,16	85,30	144,86
Caldeira de Recuperação	53,86	47,15	6,71
Turbina a Vapor de Contrapressão	29,83	24,32	5,51
Bomba 5	0,34	0,15	0,19
Bomba 6	0,45	0,20	0,26
Bomba 7	1,00	0,56	0,43
<b>Total</b>	<b>1361,99</b>	<b>988,80</b>	<b>373,20</b>

Constata-se que as perdas e irreversibilidades geradas pela planta BIG-GTCC do caso BIGCC-PIR (AUT) correspondem a 373,20 [MW].

Observa-se que no processamento de cada tonelada de cana, as plantas de cogeração e BIG-GTCC do caso BIGCC-PIR (ANEX) ocasionam a geração de perdas e irreversibilidades (no aproveitamento conjunto da palha e do bagaço) de 835,26 [kWh/t<sub>cana</sub>], valor superior aos 777,08 [kWh/t<sub>cana</sub>] ocasionados pela planta de cogeração do caso COG-ANEX.

Graficamente, a distribuição percentual das perdas e irreversibilidades decorrentes do aproveitamento da palha e do bagaço nas plantas de cogeração e BIG-GTCC do caso BIGCC-PIR (AUT) é dada pela Figura 5.33:

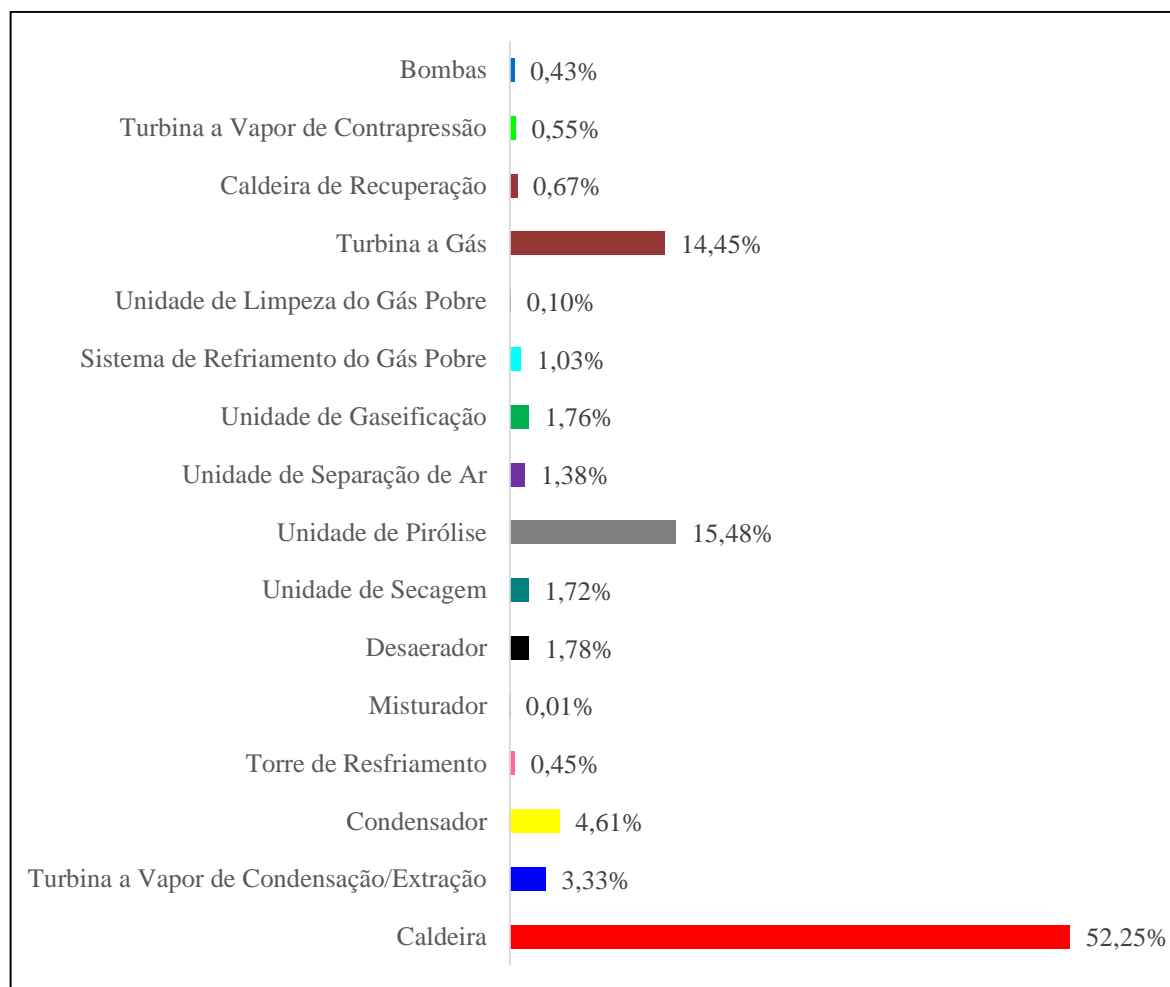


Figura 5.28: Distribuição percentual da exergia destruída no aproveitamento da palha e do bagaço na planta do caso PIR-ANEX.

Constata-se que a participação da caldeira na geração de perdas e irreversibilidades no aproveitamento do bagaço e da palha é de 52,25%, valor menor que nos casos anteriores, fato que se deve à inclusão de uma maior quantidade de equipamentos e sub-plantas que contribuem nesse aspecto. Constata-se que a unidade de pirólise e a turbina a gás contribuem significativamente, com 15,48% e 14,45%, respectivamente; fato que pode ser atribuído às trocas de calor com elevadas temperaturas. Observa-se que todas as contribuições mencionadas na Figura 5.33 possuem valores muito similares às contribuições obtidas no caso BIGCC-PIR (AUT).

Considerando a exergia destruída conjuntamente pelo processo produtivo, planta de cogeração e planta BIG-GTCC, obtém-se a contribuição percentual de cada sistema na destruição da exergia da planta como um todo, cujo resultado é mostrado na Figura 5.34:

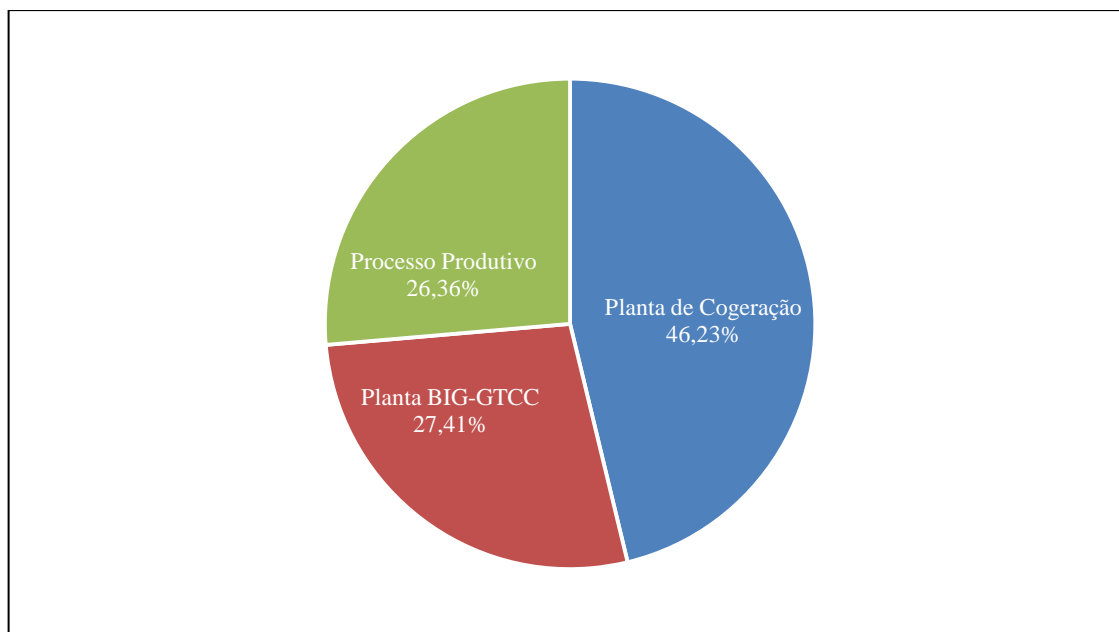


Figura 5.29: Distribuição da exergia destruída para o caso BIGCC-PIR (ANEX).

Neste caso, nota-se que a planta de cogeração contribui de forma mais significativa para a geração de perdas e irreversibilidades, com 46,23%, valor um pouco superior ao caso BIGCC-PIR (AUT). A planta BIG-GTCC e o processo produtivo contribuem de forma aproximada, com 27,41% e 26,36%; respectivamente.

Para explicar a diferença na participação de cada subsistema na geração de perdas e irreversibilidades do caso COG-AUT, são calculadas suas respectivas eficiências exérgicas, juntamente com a eficiência exérgica global da planta, cujos resultados são mostrados na Tabela 5.46:

Tabela 5.46: Cálculo das eficiências exergéticas dos subsistemas que compõe a planta no caso BIGCC-PIR (ANEX).

Eficiência Exergética	Cálculo das Eficiências Exergéticas	Valor
Planta de Cogeração	$\frac{(\dot{E}_{19} - \dot{E}_5) + \dot{W}_{TVC}}{\dot{E}_{15} + \dot{E}_{13}}$	31,42%
Processo Produtivo	$\frac{\dot{E}_8 + \dot{E}_9 + \dot{E}_{10} + \dot{E}_{11} + \dot{E}_{12} + \dot{E}_{13} + \dot{E}_{31} + \dot{E}_{56}}{\dot{E}_1 + \dot{E}_2 + \dot{E}_6 + (\dot{E}_{19} - \dot{E}_5) + \dot{W}_{PRO} + \dot{W}_{MO}}$	82,76%
Planta BIG-GTCC	$\frac{(\dot{E}_{55} - \dot{E}_7) + \dot{E}_{46} + \dot{E}_{37} + \dot{W}_{TVB}}{\dot{E}_{31}}$	37,31%
Global	$\frac{\dot{E}_8 + \dot{E}_9 + \dot{E}_{10} + \dot{E}_{11} + \dot{E}_{12} + \dot{E}_{46} + \dot{E}_{37} + \dot{W}_{EXC}}{\dot{E}_1 + \dot{E}_{15}}$	41,91%

Por meio da Tabela 5.46 nota-se que a eficiência exergética da planta de cogeração do caso BIGCC-PIR (ANEX) é de 31,42%, valor um pouco superior aos 31,08%, da planta de cogeração do caso BIGCC-PIR (AUT). Constata-se que a eficiência exergética do processo produtivo é de 82,76%, valor idêntico ao do caso COG-ANEX, fato que se deve à idêntica configuração do mesmo em ambos os casos.

Neste caso, a combinação entre a baixa geração de perdas e irreversibilidades e elevada utilização de insumos por parte do processo produtivo fazem que sua contribuição na geração de perdas e irreversibilidades seja menor que a da planta BIG-GTCC, que gera quantidades consideravelmente maiores de perdas e irreversibilidades, utilizando, no entanto, baixa quantidade de insumos.

Constata-se que a eficiência exergética global situa-se em um valor intermediário a essas eficiências, cujo valor é de 41,91%, valor superior aos 39,10% obtidos no caso PIR-AUT, porém, ainda inferior aos 43,28% obtidos no caso COG-ANEX.

Finalmente, o percentual da contribuição de cada produto na exergia disponível ao final do processo é mostrado na Figura 5.36:

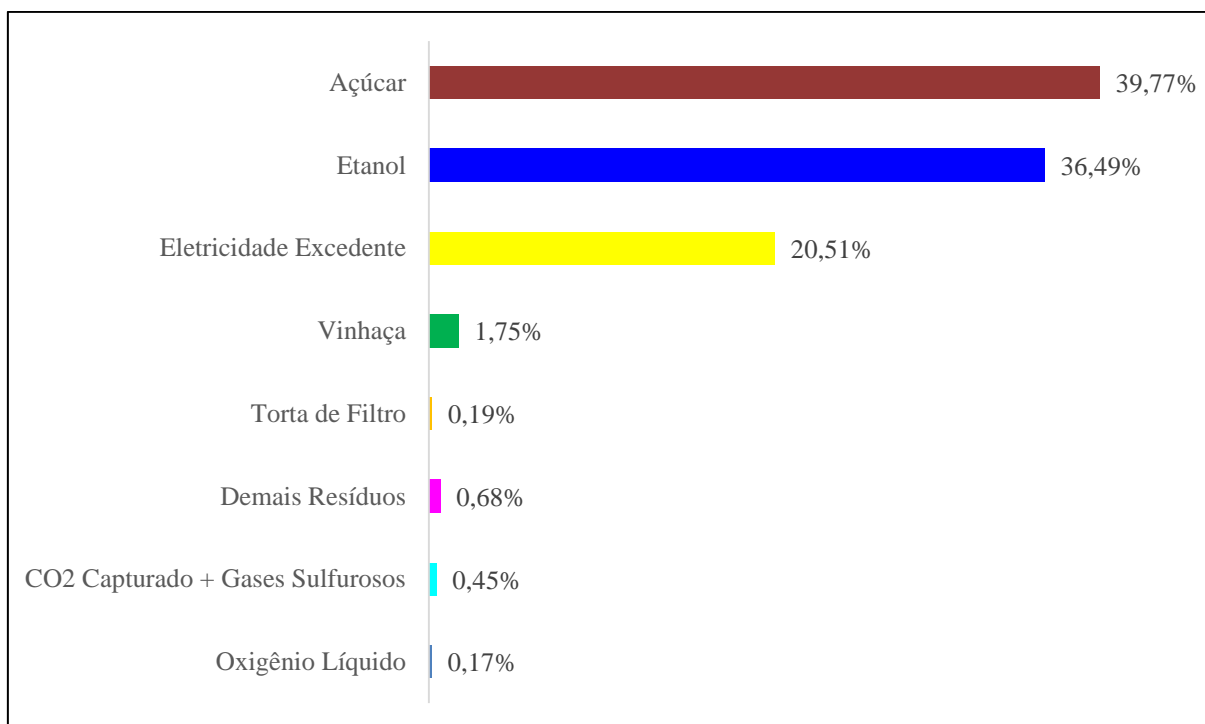


Figura 5.30: Distribuição percentual da exergia dos produtos no caso BIGCC-PIR (ANEX).

Constata-se que a eletricidade contribui com 20,51%, valor um pouco inferior (porém, muito próximo) aos 23,96% presentes no caso BIGCC-PIR (AUT). Resíduos da planta BIG-GTCC, que são o oxigênio líquido (proveniente da unidade de separação de ar), CO<sub>2</sub> e gases sulfurosos (capturados pelo sistema de limpeza a frio) não chegam, mais uma vez, a contribuir sequer com 1% da exergia dos produtos. Etanol, açúcar, torta de filtro, vinhaça e demais resíduos, percentualmente, contribuem de forma aproximada ao que ocorreu no caso COG-ANEX.

## 5.7 Caso BICC-TOR (AUT) (Destilaria Autônoma + Sistema de Cogeração Moderno + Sistema BIG-GTCC com Torrefação)

O aspecto da planta simulada para o caso BIGCC-TOR (AUT), já com os pontos de interesse demarcados para a análise exérgica, é mostrado na Figura 5.37:

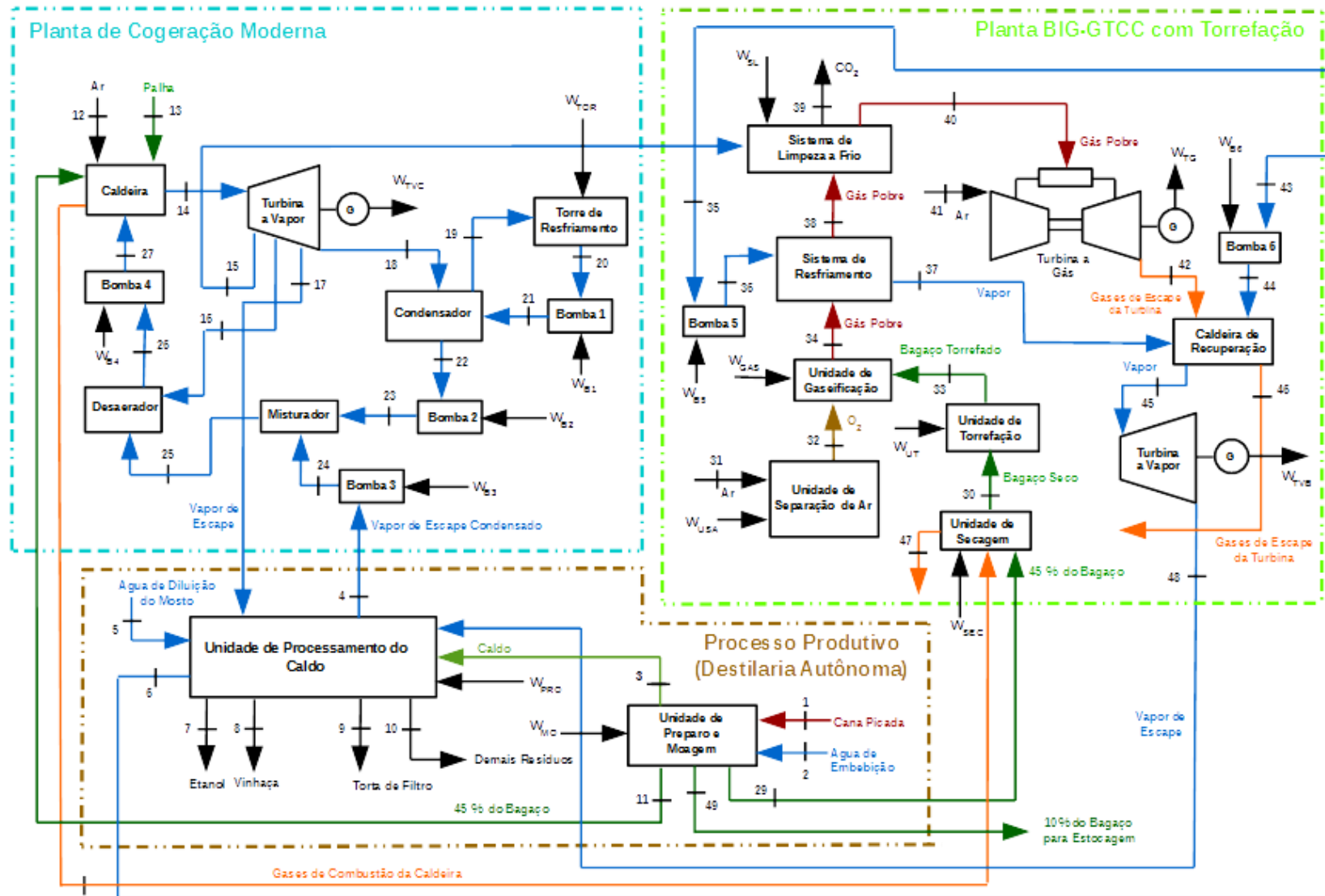


Figura 5.31: Aspecto da planta simulada no caso BIGCC-TOR (AUT).



A Tabela 5.47 exibe os valores de eletricidade produzida e consumos de eletricidade necessários para o cálculo da eletricidade excedente:

Tabela 5.47: Cálculo da eletricidade excedente no caso BIGCC-TOR (AUT).

Elemento Considerado	Símbolo	Valor [MW]
Eletricidade Gerada pela Turbina a Vapor da Planta de Cogeração	$\dot{W}_{TVC}$	186,83
Eletricidade Gerada pela Turbina a Gás da Planta BIG-GTCC	$\dot{W}_{TG}$	90,32
Eletricidade Gerada pela Turbina a Vapor da Planta BIG-GTCC	$\dot{W}_{TVB}$	23,85
Eletricidade Consumida pela Bomba 1	$\dot{W}_{B1}$	1,977
Eletricidade Consumida pela Bomba 2	$\dot{W}_{B2}$	0,032
Eletricidade Consumida pela Bomba 3	$\dot{W}_{B3}$	0,021
Eletricidade Consumida pela Bomba 4	$\dot{W}_{B4}$	4,973
Eletricidade Consumida pela Bomba 5	$\dot{W}_{B5}$	0,291
Eletricidade Consumida pela Bomba 6	$\dot{W}_{B6}$	0,483
Eletricidade Consumida pela Torre de Resfriamento	$\dot{W}_{TOR}$	1,08
Eletricidade Consumida pela Unidade de Secagem	$\dot{W}_{SEC}$	1,08
Eletricidade Consumida pela Unidade de Separação de Ar	$\dot{W}_{USA}$	17,12
Eletricidade Consumida pela Unidade de Torrefação	$\dot{W}_{UT}$	4,56
Eletricidade Consumida pela Unidade de Gaseificação	$\dot{W}_{GAS}$	1,92
Eletricidade Consumida pelo Sistema de Limpeza a Frio	$\dot{W}_{SL}$	0,18
Eletricidade Consumida na Moagem de Cana Picada	$\dot{W}_{MO}$	19,20
Eletricidade Consumida no Processamento do Caldo	$\dot{W}_{PRO}$	14,4
<b>Eletricidade Excedente (MW)</b>	<b><math>\dot{W}_{EXC}</math></b>	<b>233,70</b>

### 5.7.1 Indicadores da Análise Energética

Com a determinação da eletricidade excedente produzida e com o auxílio dos balanços de massa e energia desenvolvidos no capítulo anterior é feito o Diagrama de Sankey representativo de todo o processo, mostrado na Figura 5.38:

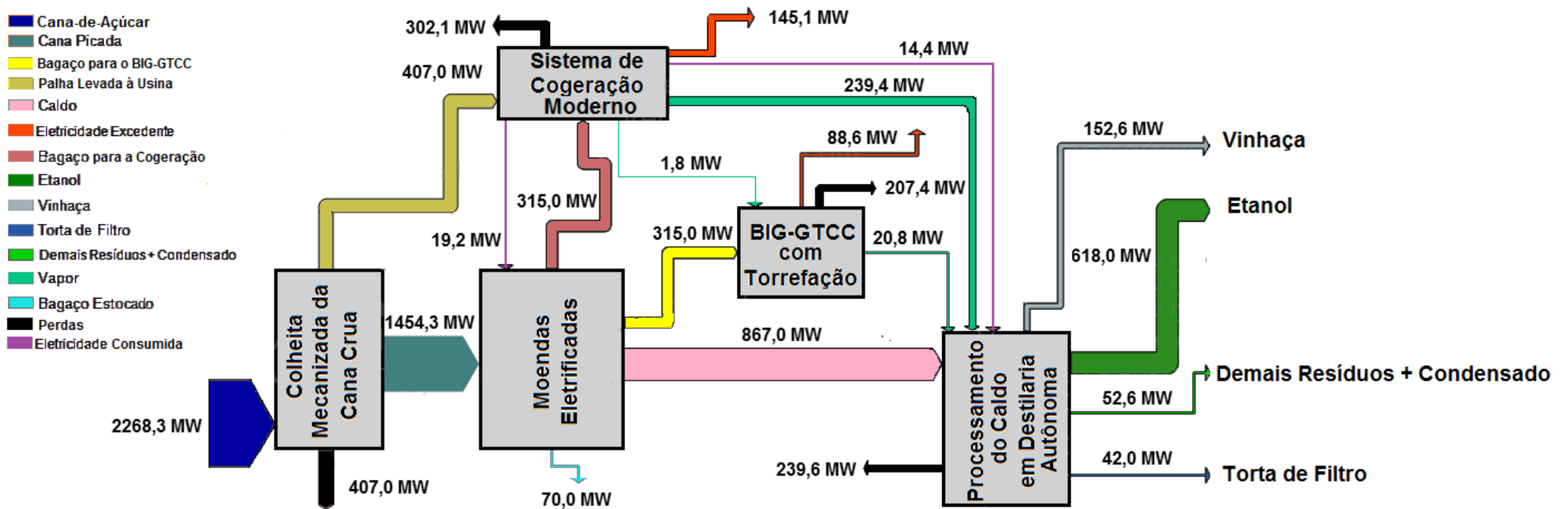


Figura 5.32: Diagrama de Sankey para o caso BIGCC-TOR (AUT).

Com isso, obtém-se os indicadores de desempenho na análise energética, cujos valores são mostrados na Tabela 5.48:

Tabela 5.48: Índices de desempenho da análise energética para o caso BIGCC-TOR (AUT).

Índice de Eletricidade Excedente [kWh/t <sub>cana</sub> ]	194,75
Eficiência Global da Planta	45,79%
Eficiência Global no Aproveitamento da Cana-de-Açúcar	37,58%

### 5.7.2 Análise Exergética

Com base na Figura 5.37, é montada a Tabela 5.49, que mostra como são obtidos, de forma literal, os insumos e produtos processo produtivo:

Tabela 5.49: Insumos e produtos para o cálculo literal das perdas e irreversibilidades do processo produtivo do caso BIGCC-TOR (AUT).

	Unidade de Preparo e Moagem	Unidade de Processamento do Caldo
Insumos	$\dot{E}_1 + \dot{E}_2 + \dot{W}_{MO}$	$\dot{E}_3 + (\dot{E}_{17} - \dot{E}_4) + (\dot{E}_{48} - \dot{E}_6) + \dot{E}_5 + \dot{W}_{PRO}$
Produtos	$\dot{E}_3 + \dot{E}_{11} + \dot{E}_{29} + \dot{E}_{49}$	$\dot{E}_7 + \dot{E}_8 + \dot{E}_9 + \dot{E}_{10}$

Utilizando os dados do Anexo J, é construída a Tabela 5.50, que é utilizada para o cálculo do balanço exergético do processo produtivo do caso BIGCC-TOR (AUT):

Tabela 5.50: Balanço exergético do processo produtivo do caso BIGCC-TOR (AUT).

Subprocesso Considerado	Insumo (MW)	Produto (MW)	Irreversibilidades + Perdas (MW)
Unidade de Preparo e Moagem	1902,95	1883,75	19,20
Unidade de Processamento do Caldo	1092,69	690,59	402,10
<b>Total</b>	<b>2995,64</b>	<b>2574,34</b>	<b>421,30</b>

Nota-se que as perdas e irreversibilidades do processo produtivo totalizam 421,30 [MW], onde o processamento do caldo contribui com 95,44% deste valor.

A utilização de moendas eletrificadas na planta de cogeração, juntamente com um processo produtivo com consumos otimizados de vapor e eletricidade garantem que a geração de perdas e irreversibilidades por tonelada de cana seja praticamente igual aos processos produtivos dos casos COG-AUT e BIGCC-PIR (AUT).

Com base na Figura 5.37, é montada a Tabela 5.51, que mostra como são obtidos, de forma literal, os insumos e produtos da planta de cogeração:

Tabela 5.51: Insumos e produtos para o cálculo literal das perdas e irreversibilidades na planta de cogeração do caso BIGCC-TOR (AUT).

<b>Equipamento</b>	<b>Insumo (MW)</b>	<b>Produto (MW)</b>
<b>Caldeira</b>	$\dot{E}_{11} + \dot{E}_{12} + \dot{E}_{13}$	$\dot{E}_{14} - \dot{E}_{27}$
<b>Turbina a Vapor</b>	$\dot{E}_{14} - (\dot{E}_{15} + \dot{E}_{16} + \dot{E}_{17} + \dot{E}_{18})$	$\dot{W}_{TV}$
<b>Condensador</b>	-	-
<b>Torre de Resfriamento</b>	-	-
<b>Misturador</b>	-	-
<b>Desaerador</b>	$\dot{m}_{16} \cdot (e_{16} - e_{26})$	$\dot{m}_{25} \cdot (e_{26} - e_{25})$
<b>Bomba 1</b>	$\dot{W}_{B1}$	$\dot{E}_{21} - \dot{E}_{20}$
<b>Bomba 2</b>	$\dot{W}_{B2}$	$\dot{E}_{23} - \dot{E}_{22}$
<b>Bomba 3</b>	$\dot{W}_{B3}$	$\dot{E}_{24} - \dot{E}_4$
<b>Bomba 4</b>	$\dot{W}_{B4}$	$\dot{E}_{27} - \dot{E}_{26}$

Utilizando os dados do Anexo J, é construída a Tabela 5.52, que é utilizada para o cálculo do balanço exergético da planta de cogeração:

Tabela 5.52: Balanço de exergia na planta de cogeração do caso BIGCC-TOR (AUT).

<b>Equipamento Considerado</b>	<b>Insumo (MW)</b>	<b>Produto (MW)</b>	<b>Perdas + Irreversibilidades (MW)</b>
Caldeira	908,616	384,78	523,834
Turbina a Vapor de Condensação/Extração	215,33	186,83	28,50

Condensador	273,19	219,42	53,77
Torre de Resfriamento	215,60	210,34	5,26
Misturador	9,35	9,27	0,08
Desaerador	23,65	6,26	17,39
Bomba 1	1,977	0,72	1,26
Bomba 2	0,032	0,00	0,03
Bomba 3	0,021	0,00	0,02
Bomba 4	4,973	2,66	2,31
<b>Total</b>			<b>632,44</b>

Constata-se que as perdas e irreversibilidades da planta de cogeração do caso BIGCC-TOR (AUT) correspondem a 632,44 [MW]; valor muito próximo aos 632,92 [MW] relativos à planta de cogeração do caso BIGCC-PIR (AUT).

Também com base na Figura 5.37, é montada a Tabela 5.53, que mostra como são obtidos, na forma literal, os insumos e produtos da planta BIG-GTCC:

Tabela 5.53: Insumos e produtos para o cálculo das perdas e irreversibilidades na planta BIG-GTCC do caso BIGCC-TOR (AUT).

<b>Elemento Considerado</b>	<b>Insumo (MW)</b>	<b>Produto (MW)</b>
<b>Planta de Secagem</b>	$\dot{m}_{30} \cdot (e_{28} - e_{47}) + \dot{W}_{SEC}$	$\dot{E}_{30} - \dot{E}_{29}$
<b>Planta de Torrefação</b>	$\dot{E}_{30} + \dot{W}_{TOR}$	$\dot{E}_{33}$
<b>Unidade de Separação de Ar</b>	$\dot{E}_{31} + \dot{W}_{USA}$	$\dot{E}_{32}$
<b>Gaseificador</b>	$\dot{E}_{32} + \dot{E}_{33} + \dot{W}_{GAS}$	$\dot{E}_{34}$
<b>Sistema de Resfriamento</b>	$\dot{E}_{37} - \dot{E}_{36}$	$\dot{E}_{38} - \dot{E}_{34}$
<b>Sistema de Limpeza a Frio</b>	$\dot{E}_{15} + \dot{E}_{38} + \dot{W}_{SL}$	$\dot{E}_{39} + \dot{E}_{40}$
<b>Turbina a Gás</b>	$\dot{E}_{40} + \dot{E}_{41}$	$\dot{W}_{TG}$
<b>Caldeira de Recuperação</b>	$\dot{E}_{42} - \dot{E}_{46}$	$\dot{m}_{44} \cdot (e_{45} - e_{44}) + \dot{m}_{37} \cdot (e_{48} - e_{37})$
<b>Turbina a Vapor</b>	$\dot{E}_{45} - \dot{E}_{48}$	$\dot{W}_{TVC}$
<b>Bomba 5</b>	$\dot{W}_{B5}$	$\dot{E}_{36} - \dot{E}_{35}$
<b>Bomba 6</b>	$\dot{W}_{B6}$	$\dot{E}_{44} - \dot{E}_{43}$

Também por meio das propriedades termodinâmicas mostradas no Anexo J, é construída a Tabela 5.54, que é utilizada para o cálculo do balanço exergético da planta BIG-GTCC:

Tabela 5.54: Balanço de exergia na planta BIG-GTCC do caso BIGCC-TOR (AUT).

Equipamento Considerado	Insumo (MW)	Produto (MW)	Perdas + Irreversibilidades (MW)
Unidade de Secagem	18,70	1,48	17,22
Unidade de Torrefação	432,26	347,22	85,04
Unidade de Separação de Ar	17,12	3,72	13,40
Unidade de Gaseificação	352,86	274,54	78,31
Sistema de Resfriamento	33,89	22,20	11,69
Sistema de Limpeza a Frio	241,65	241,09	0,56
Turbina a Gás	238,48	90,32	148,16
Caldeira de Recuperação	56,23	49,27	6,96
Turbina a Vapor de Contrapressão	29,25	23,85	5,40
Bomba 5	0,29	0,13	0,17
Bomba 6	0,48	0,21	0,27
<b>Total</b>	<b>1421,19</b>	<b>1054,03</b>	<b>367,17</b>

Constata-se que as perdas e irreversibilidades geradas pela planta BIG-GTCC do caso BIGCC-TOR (AUT) contabilizam 367,17 [MW], valor inferior aos 372,93 do caso BIGCC-PIR (AUT), fato que mostra que plantas BIG-GTCC com pré-tratamento com torrefação ocasiona menos perdas de exergia que plantas BIG-GTCC que fazem uso da pirólise como pré-tratamento.

Observa-se que no processamento de cada tonelada de cana, as plantas de cogeração e BIG-GTCC do caso BIGCC-TOR (AUT) ocasionam a geração de perdas e irreversibilidades (no aproveitamento conjunto da palha e do bagaço) de 833,01 [kWh/t<sub>cana</sub>], valor inferior aos 838,20 [kWh/t<sub>cana</sub>] do caso BIGCC-PIR (AUT), porém superior aos 784,09 [kWh/t<sub>cana</sub>] do caso COG-AUT.

Graficamente, a distribuição percentual das perdas e irreversibilidades decorrentes do aproveitamento da palha e do bagaço nas plantas de cogeração e BIG-GTCC do caso BIGCC-TOR (AUT) é dada pela Figura 5.39:

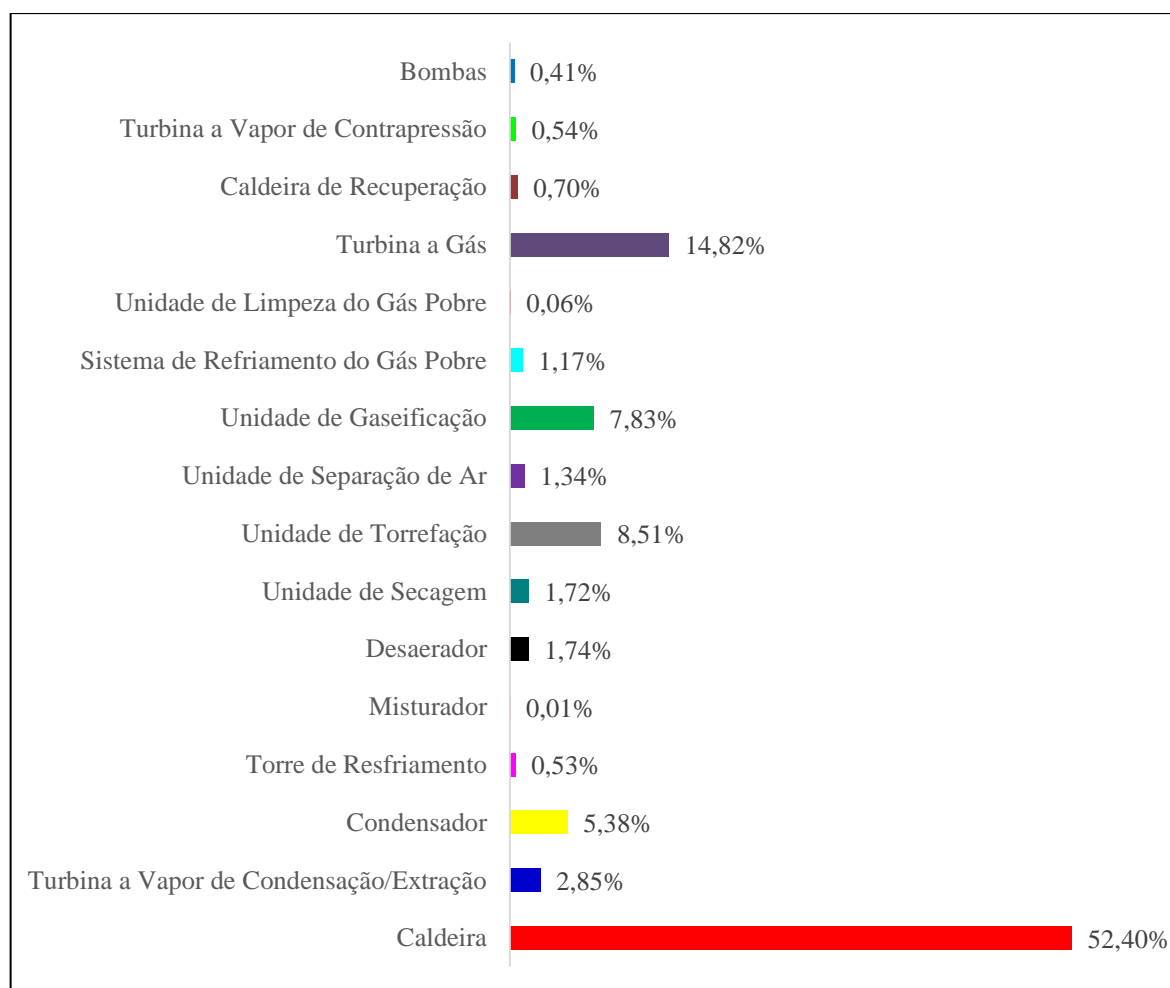


Figura 5.33: Distribuição percentual da exergia destruída no aproveitamento da palha e do bagaço na planta do caso BIGCC-TOR (AUT).

Constata-se que a participação da caldeira na geração de perdas e irreversibilidades no aproveitamento do bagaço e da palha é de 52,40%, fato que se deve à inclusão de uma maior quantidade de equipamentos e sub-plantas que contribuem nesse aspecto. Constata-se que a unidade de torrefação e a turbina a gás contribuem significativamente, com 8,51% e 14,82%, respectivamente; fato que pode ser atribuído às trocas de calor com elevadas temperaturas.

Considerando a exergia destruída conjuntamente pelo processo produtivo, planta de cogeração e planta BIG-GTCC, obtém-se a contribuição percentual de cada sistema na destruição da exergia da planta como um todo, cujo resultado é mostrado na Figura 5.40:



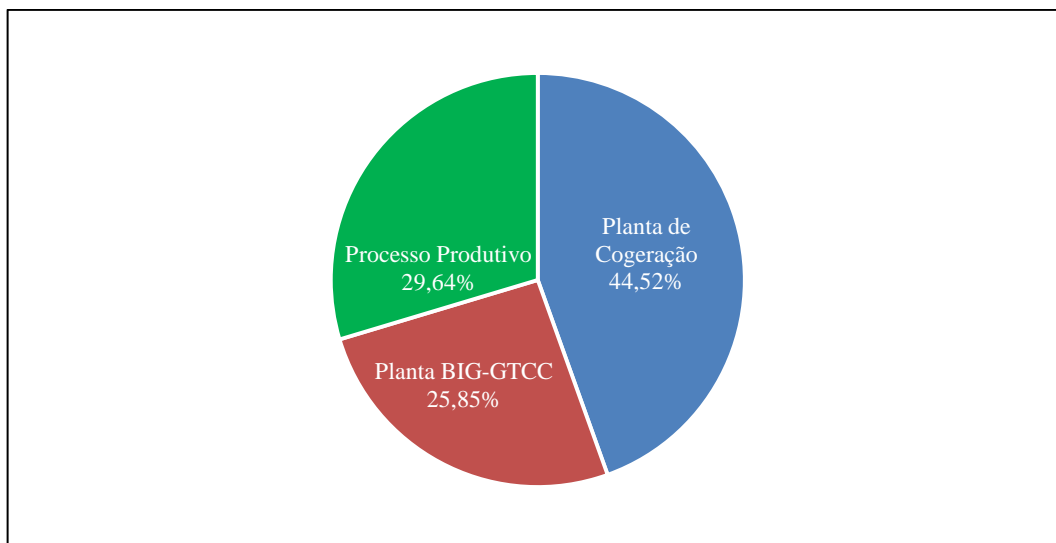


Figura 5.34: Distribuição da exergia destruída para o caso BIGCC-TOR (AUT).

Neste caso, nota-se que a planta de cogeração contribui de forma mais significativa para a geração de perdas e irreversibilidades, com 44,52%. A planta BIG-GTCC e o processo produtivo contribuem de forma aproximadas, com 25,85% e 29,64%; respectivamente.

A diferença entre a participação do processo produtivo e das plantas de cogeração e BIG-GTCC na destruição de exergia da planta como um todo pode ser explicada por suas respectivas eficiências, que são mostradas na Tabela 5.55, juntamente com a eficiência global da planta:

Tabela 5.55: Cálculo das eficiências exergeticas dos subsistemas que compõe a planta no caso BIGCC-TOR (AUT).

Eficiência Exergetica	Cálculo das Eficiências Exergeticas	Valor
Planta de Cogeração	$\frac{(\dot{E}_{17} - \dot{E}_4) + \dot{W}_{TVC}}{\dot{E}_{11} + \dot{E}_{13}}$	31,19%
Processo Produtivo	$\frac{\dot{E}_7 + \dot{E}_8 + \dot{E}_9 + \dot{E}_{10} + \dot{E}_{11} + \dot{E}_{29} + \dot{E}_{49}}{\dot{E}_1 + \dot{E}_2 + \dot{E}_5 + (\dot{E}_{17} - \dot{E}_4) + \dot{W}_{PRO} + \dot{W}_{MO}}$	79,56%
Planta BIG-GTCC	$\frac{(\dot{E}_{48} - \dot{E}_6) + \dot{E}_{39} + \dot{W}_{TVB}}{\dot{E}_{29}}$	37,38%
Global	$\frac{\dot{E}_7 + \dot{E}_8 + \dot{E}_9 + \dot{E}_{10} + \dot{E}_{39} + \dot{W}_{EXC}}{\dot{E}_1 + \dot{E}_{13}}$	39,48%

Por meio da Tabela 5.37 nota-se que a eficiência exergética da planta de cogeração é de 31,19%, valor um pouco superior (mas bem próximo) aos 30,42% da planta de cogeração do caso COG-AUT. A eficiência exergética do processo produtivo é de 79,56%, valor idêntico ao do caso COG-AUT, fato que se deve à idêntica configuração do mesmo em ambos os casos.

A planta BIG-GTCC possui eficiência de 37,38%, valor superior à planta de cogeração devido ao melhor aproveitamento do combustível em decorrência da utilização do ciclo combinado Brayton-Rankine, no entanto, esta possui eficiência consideravelmente inferior à do processo produtivo pelo fato de operar com equipamentos e subsistemas com trocas de calor com elevadas temperaturas.

A combinação entre a baixa geração de perdas e irreversibilidades e elevada utilização de insumos por parte do processo produtivo fazem que sua contribuição na geração de perdas e irreversibilidades (na planta do caso BIGCC-PIR (AUT)) seja maior que a da planta BIG-GTCC, que gera quantidades consideravelmente maiores de perdas e irreversibilidades, utilizando, no entanto, baixa quantidade de insumos.

Constata-se que a eficiência exergética global situa-se em um valor intermediário a essas eficiências, cujo valor é de 39,48%, valor superior aos 39,10% do caso BIGCC-PIR (AUT), porém, inferior aos 40,16% obtidos no caso COG-AUT, devido à maior geração de perdas e irreversibilidades decorrentes do aproveitamento do bagaço e da palha.

Finalmente, o percentual da contribuição de cada produto na exergia disponível ao final do processo é mostrado na Figura 5.42:

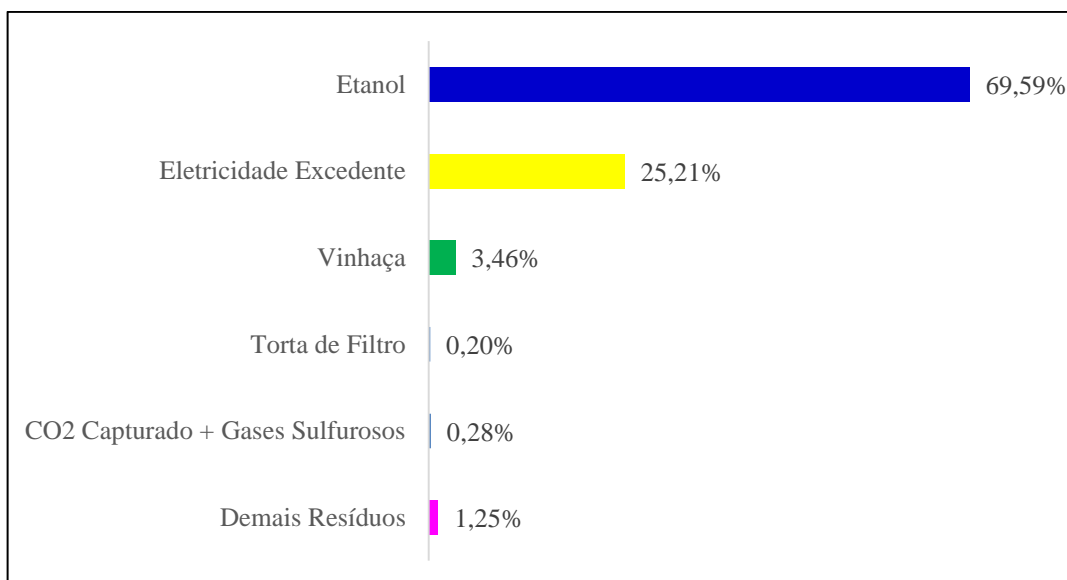


Figura 5.35: Distribuição da exergia disponível entre os produtos, ao final do processo.

Constata-se que a eletricidade contribui com 25,21%, valor um pouco inferior (porém, muito próximo) aos 24,46% presentes no caso COG-AUT. Resíduos da planta BIG-GTCC, que são o CO<sub>2</sub> e gases sulfurosos (capturados pelo sistema de limpeza a frio) não chegam a contribuir sequer com 1% da exergia dos produtos. Etanol, torta de filtro, vinhaça e demais resíduos, percentualmente, contribuem de forma aproximada ao que ocorreu no caso COG-AUT.

## 5.8 Caso BIGCC-TOR (ANEX) (Destilaria Anexa + Sistema de Cogeração Moderno + Sistema BIG-GTCC com Torrefação)

O aspecto da planta simulada para o caso BIGCC-TOR (ANEX), já com os pontos de interesse demarcados para a análise exérgica, é mostrado na Figura 5.43:

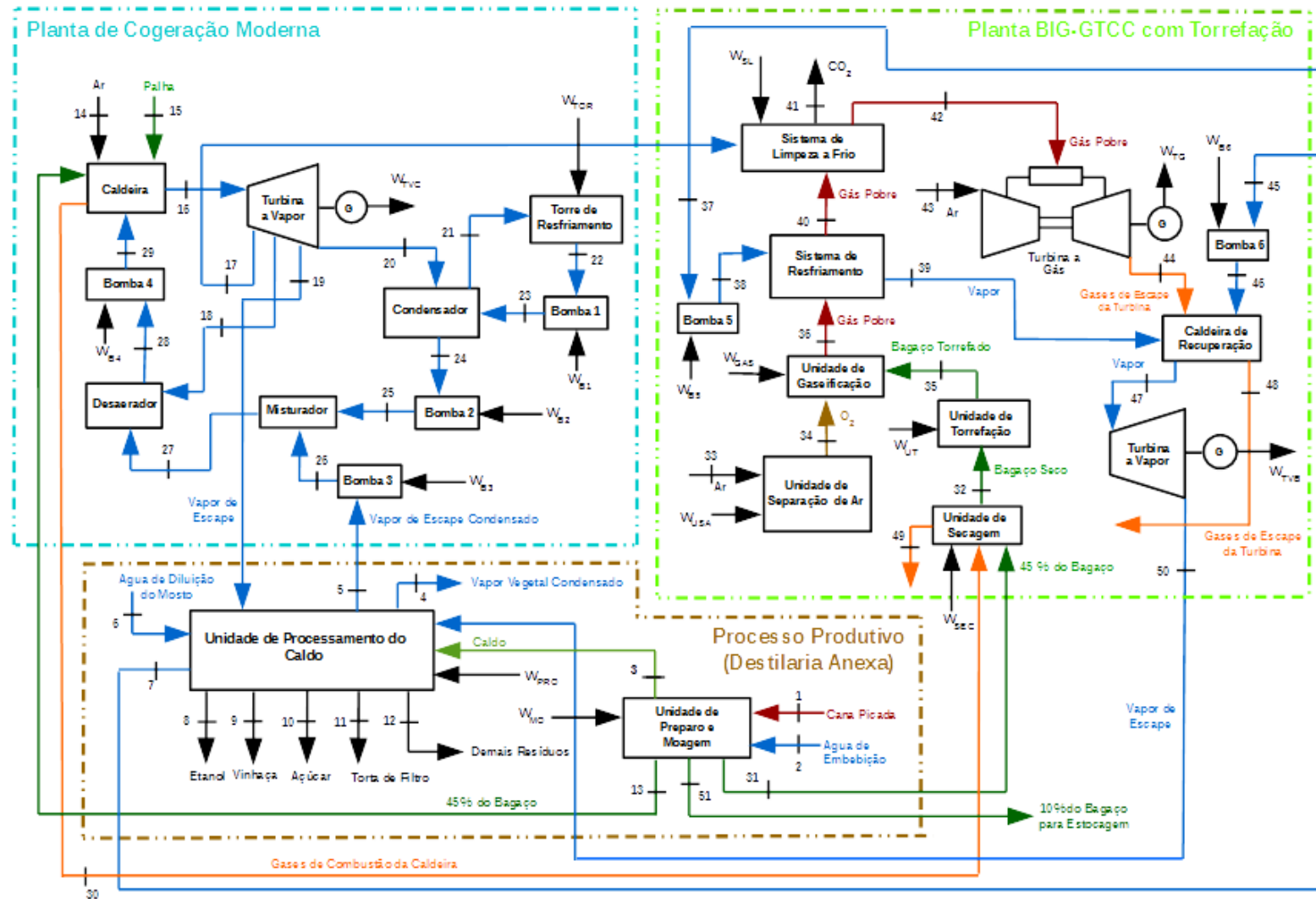


Figura 5.36: Aspecto da planta simulada no caso BIGCC-TOR (ANEX).

A Tabela 5.56 exibe os valores de eletricidade produzida e consumos de eletricidade necessários para o cálculo da eletricidade excedente:

Tabela 5.56: Cálculo da eletricidade excedente no caso BIGCC-TOR (ANEX).

Elemento Considerado	Símbolo	Valor [MW]
Eletricidade Gerada pela Turbina a Vapor da Planta de Cogeração	$\dot{W}_{TVC}$	181,26
Eletricidade Gerada pela Turbina a Gás da Planta BIG-GTCC	$\dot{W}_{TG}$	90,32
Eletricidade Gerada pela Turbina a Vapor da Planta BIG-GTCC	$\dot{W}_{TVB}$	23,85
Eletricidade Consumida pela Bomba 1	$\dot{W}_{B1}$	1,692
Eletricidade Consumida pela Bomba 2	$\dot{W}_{B2}$	0,028
Eletricidade Consumida pela Bomba 3	$\dot{W}_{B3}$	0,024
Eletricidade Consumida pela Bomba 4	$\dot{W}_{B4}$	4,973
Eletricidade Consumida pela Bomba 5	$\dot{W}_{B5}$	0,291
Eletricidade Consumida pela Bomba 6	$\dot{W}_{B6}$	0,483
Eletricidade Consumida pela Torre de Resfriamento	$\dot{W}_{TOR}$	0,93
Eletricidade Consumida pela Unidade de Secagem	$\dot{W}_{SEC}$	1,08
Eletricidade Consumida pela Unidade de Separação de Ar	$\dot{W}_{USA}$	17,12
Eletricidade Consumida pela Unidade de Torrefação	$\dot{W}_{UT}$	4,56
Eletricidade Consumida pela Unidade de Gaseificação	$\dot{W}_{GAS}$	1,92
Eletricidade Consumida pelo Sistema de Limpeza a Frio	$\dot{W}_{SL}$	0,18
Eletricidade Consumida na Moagem	$\dot{W}_{MO}$	19,20
Eletricidade Consumida no Processamento do Caldo	$\dot{W}_{PRO}$	21,6
<b>Eletricidade Excedente (MW)</b>	<b><math>\dot{W}_{EXC}</math></b>	<b>221,37</b>

### 5.8.1 Indicadores da Análise Energética

Com a determinação da eletricidade excedente produzida e com o auxílio dos balanços de massa e energia desenvolvidos no capítulo anterior é feito o Diagrama de Sankey representativo de todo o processo, mostrado na Figura 5.44:

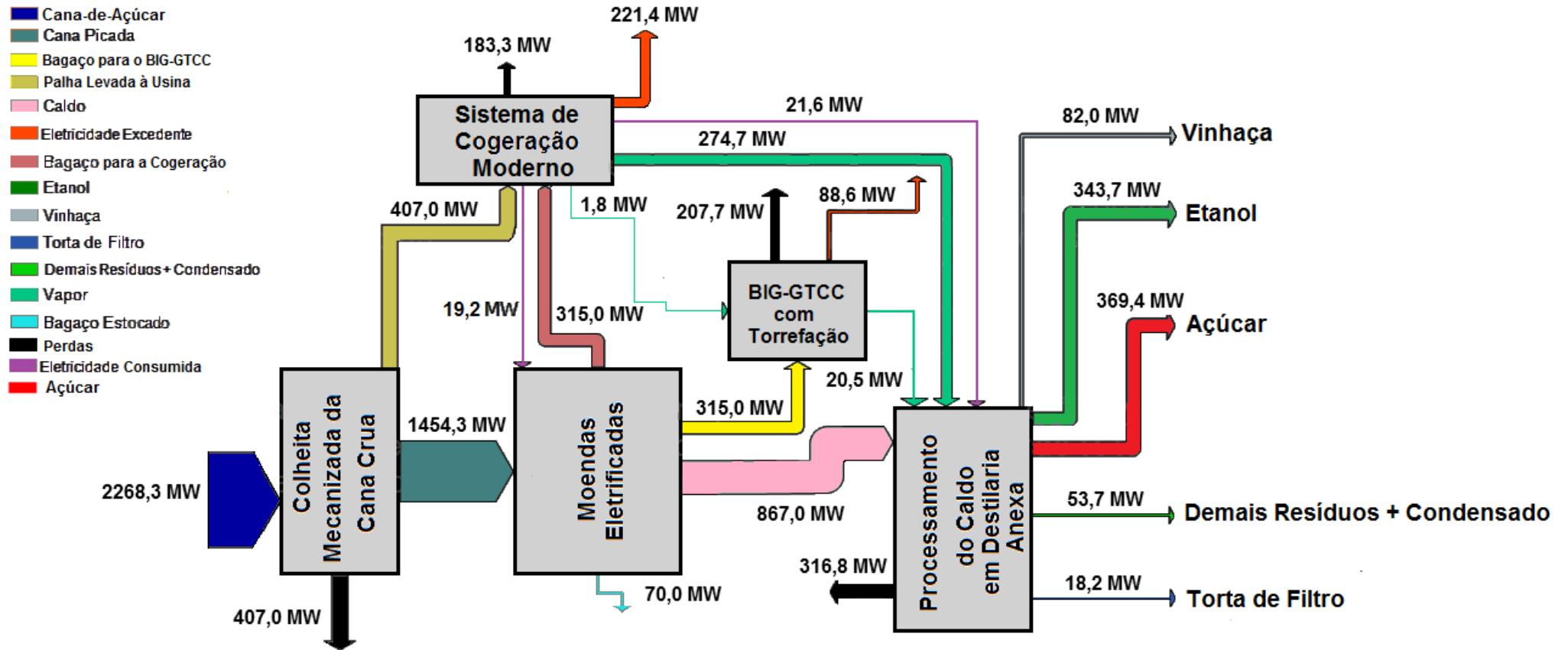


Figura 5.37: Diagrama de Sankey para o caso BIGCC-TOR (ANEX).

Com isso, obtêm-se os indicadores de desempenho na análise energética, cujos valores são mostrados na Tabela 5.57:

Tabela 5.57: Índices de desempenho da análise energética para o caso BIGCC-TOR (ANEX).

Índice de Eletricidade Excedente [kWh/t <sub>cana</sub> ]	184,47
Eficiência Global da Planta	50,21%
Eficiência Global no Aproveitamento da Cana-deAçúcar	41,20%

### 5.8.2 Análise Exergética

Com base na Figura 5.43, é montada a Tabela 5.58, que mostra como são obtidos, de forma literal, os insumos e produtos processo produtivo:

Tabela 5.58: Insumos e produtos para o cálculo das perdas e irreversibilidades do processo produtivo no caso BIGCC-TOR (ANEX).

	Unidade de Preparo e Moagem	Unidade de Processamento do Caldo
Insumos	$\dot{E}_1 + \dot{E}_2 + \dot{W}_{MO}$	$\dot{E}_3 + \dot{E}_6 + (\dot{E}_{19} - \dot{E}_5) + (\dot{E}_{50} - \dot{E}_7) + \dot{W}_{PRO}$
Produtos	$\dot{E}_3 + \dot{E}_{13} + \dot{E}_{31} + \dot{E}_{56}$	$\dot{E}_4 + \dot{E}_8 + \dot{E}_9 + \dot{E}_{10} + \dot{E}_{11} + \dot{E}_{12}$

Substituindo os valores com os dados do Anexo K, é construída a Tabela 5.59, que é utilizada para o cálculo do balanço exergético do processo produtivo na destilaria anexa:

Tabela 5.59: Balanço exergético do processo produtivo na destilaria anexa do caso BIGCC-TOR (ANEX).

Subprocesso Considerado	Insumo (MW)	Produto (MW)	Irreversibilidades + Perdas (MW)
Unidade de Preparo e Moagem	1902,95	1883,75	19,20
Unidade de Processamento do Caldo	1111,51	771,74	339,77



<b>Total</b>	<b>3014,46</b>	<b>2655,49</b>	<b>358,97</b>
--------------	----------------	----------------	---------------

Nota-se que as perdas e irreversibilidades do processo produtivo no caso BIGCC-TOR (ANEX) totalizam 358,97 [MW], onde o processamento do caldo contribui com 94,65% deste valor.

A utilização de moendas eletrificadas na planta de cogeração, juntamente com um processo produtivo com consumo otimizado de vapor e eletricidade garantem que a geração de perdas e irreversibilidades por tonelada de cana seja praticamente igual ao processo produtivo do caso COG-ANEX.

Também com base na Figura 5.43, é montada a Tabela 5.60, que mostra como são obtidos, de forma literal, os insumos e produtos da planta de cogeração do caso BIGCC-TOR (ANEX):

Tabela 5.60: Insumos e produtos para o cálculo das perdas e irreversibilidades da planta de cogeração do caso BIGCC-TOR (ANEX).

<b>Equipamento</b>	<b>Insumo (MW)</b>	<b>Produto (MW)</b>
Caldeira	$\dot{E}_{13} + \dot{E}_{14} + \dot{E}_{15}$	$\dot{E}_{16} - \dot{E}_{29}$
Turbina a Vapor	$\dot{E}_{16} - (\dot{E}_{17} + \dot{E}_{18} + \dot{E}_{19} + \dot{E}_{20})$	$\dot{W}_{TVC}$
Condensador	-	-
Torre de Resfriamento	-	-
Misturador	-	-
Desaerador	$\dot{m}_{18} \cdot (e_{18} - e_{28})$	$\dot{m}_{27} \cdot (e_{28} - e_{27})$
Bomba 1	$\dot{W}_{B1}$	$\dot{E}_{23} - \dot{E}_{22}$
Bomba 2	$\dot{W}_{B2}$	$\dot{E}_{25} - \dot{E}_{24}$
Bomba 3	$\dot{W}_{B3}$	$\dot{E}_{26} - \dot{E}_5$
Bomba 4	$\dot{W}_{B4}$	$\dot{E}_{29} - \dot{E}_{28}$

Substituindo os valores com os dados do Anexo K, é construída a Tabela 5.61, utilizada para o cálculo do balanço exergético da planta de cogeração:

Tabela 5.61: Balanço de exergia na planta de cogeração do caso BIGCC-TOR (ANEX).

Equipamento	Insumo (MW)	Produto (MW)	Perdas + Irreversibilidades (MW)
Caldeira	908,616	384,782	523,834
Turbina a Vapor de Condensação/Extração	208,864	181,260	27,604
Condensador	233,761	187,749	46,012
Torre de Resfriamento	184,477	179,976	4,502
Misturador	9,293	9,242	0,052
Desaerador	24,143	6,252	17,891
Bomba 1	1,692	0,618	1,074
Bomba2	0,028	0,004	0,024
Bomba 3	0,024	0,000	0,024
Bomba 4	4,973	2,664	2,309
		<b>Total</b>	<b>623,33</b>

Constata-se que as perdas e irreversibilidades da planta de cogeração do caso BIGCC-TOR (ANEX) correspondem a 623,33 [MW]; valor um pouco inferior aos 629,39 [MW] produzidos pela planta de cogeração do caso BIGCC-PIR (ANEX).

Ainda com base na Figura 5.43, é montada a Tabela 5.62, que mostra como são obtidos, na forma literal, os insumos e produtos da planta BIG-GTCC:

Tabela 5.62: Insumos e produtos para o cálculo das perdas e irreversibilidades na planta BIG-GTCC do caso BIGCC-TOR (ANEX).

Elemento Considerado	Insumo (MW)	Produto (MW)
<b>Planta de Secagem</b>	$\dot{m}_{30} \cdot (e_{30} - e_{49}) + \dot{W}_{SEC}$	$\dot{E}_{32} - \dot{E}_{31}$
<b>Planta de Torrefação</b>	$\dot{E}_{32} + \dot{W}_{TOR}$	$\dot{E}_{33}$
<b>Unidade de Separação de Ar</b>	$\dot{E}_{33} + \dot{W}_{USA}$	$\dot{E}_{34}$
<b>Gaseificador</b>	$\dot{E}_{34} + \dot{E}_{35} + \dot{W}_{GAS}$	$\dot{E}_{36}$
<b>Sistema de Resfriamento</b>	$\dot{E}_{36} - \dot{E}_{40}$	$\dot{E}_{39} - \dot{E}_{38}$
<b>Sistema de Limpeza a Frio</b>	$\dot{E}_{17} + \dot{E}_{40} + \dot{W}_{SL}$	$\dot{E}_{41} + \dot{E}_{42}$
<b>Turbina a Gás</b>	$\dot{E}_{42} + \dot{E}_{43}$	$\dot{W}_{TG}$
<b>Caldeira de Recuperação</b>	$\dot{E}_{44} - \dot{E}_{48}$	$\dot{m}_{46} \cdot (e_{47} - e_{46}) + \dot{m}_{39} \cdot (e_{47} - e_{39})$
<b>Turbina a Vapor</b>	$\dot{E}_{47} - \dot{E}_{50}$	$\dot{W}_{TVB}$

<b>Bomba 5</b>	$\dot{W}_{B5}$	$\dot{E}_{38} - \dot{E}_{37}$
<b>Bomba 6</b>	$\dot{W}_{B6}$	$\dot{E}_{46} - \dot{E}_{45}$

Também por meio das propriedades termodinâmicas mostradas no Anexo K é construída a Tabela 5.63, que é utilizada para o cálculo do balanço exergético da planta BIG-GTCC do caso BIGCC-TOR (ANEX):

Tabela 5.63: Balanço de exergia na planta de cogeração do caso BIGCC-TOR (ANEX).

Equipamento Considerado	Insumo (MW)	Produto (MW)	Irreversibilidades + Perdas (MW)
Unidade de Secagem	18,70	1,48	17,22
Unidade de Torrefação	432,26	347,22	85,04
Unidade de Separação de Ar	17,12	3,72	13,40
Unidade de Gaseificação	352,86	274,54	78,31
Sistema de Resfriamento do Gás Pobre	33,89	22,20	11,69
Unidade de Limpeza do Gás Pobre	241,65	241,09	0,56
Turbina a Gás	238,48	90,32	148,16
Caldeira de Recuperação	56,23	49,27	6,96
Turbina a Vapor de Contrapressão	29,25	23,85	5,40
Bomba 5	0,29	0,13	0,17
Bomba 6	0,48	0,21	0,27
<b>Total</b>	<b>1421,19</b>	<b>1054,03</b>	<b>367,17</b>

Constata-se que as perdas e irreversibilidades geradas pela planta BIG-GTCC do caso BIGCC-PIR (AUT) correspondem a 372,93 [MW].

Observa-se que no processamento de cada tonelada de cana, as plantas de cogeração e BIG-GTCC do caso BIGCC-PIR (ANEX) ocasionam a geração de perdas e irreversibilidades (no aproveitamento conjunto da palha e do bagaço) de 835,26 [kWh/t<sub>cana</sub>]; valor superior aos 777,08 [kWh/t<sub>cana</sub>] ocasionados pela planta de cogeração do caso COG-ANEX.

Graficamente, a distribuição percentual das perdas e irreversibilidades decorrentes do aproveitamento da palha e do bagaço na planta do caso BIGCC-TOR (ANEX) é dada pela Figura 5.45:

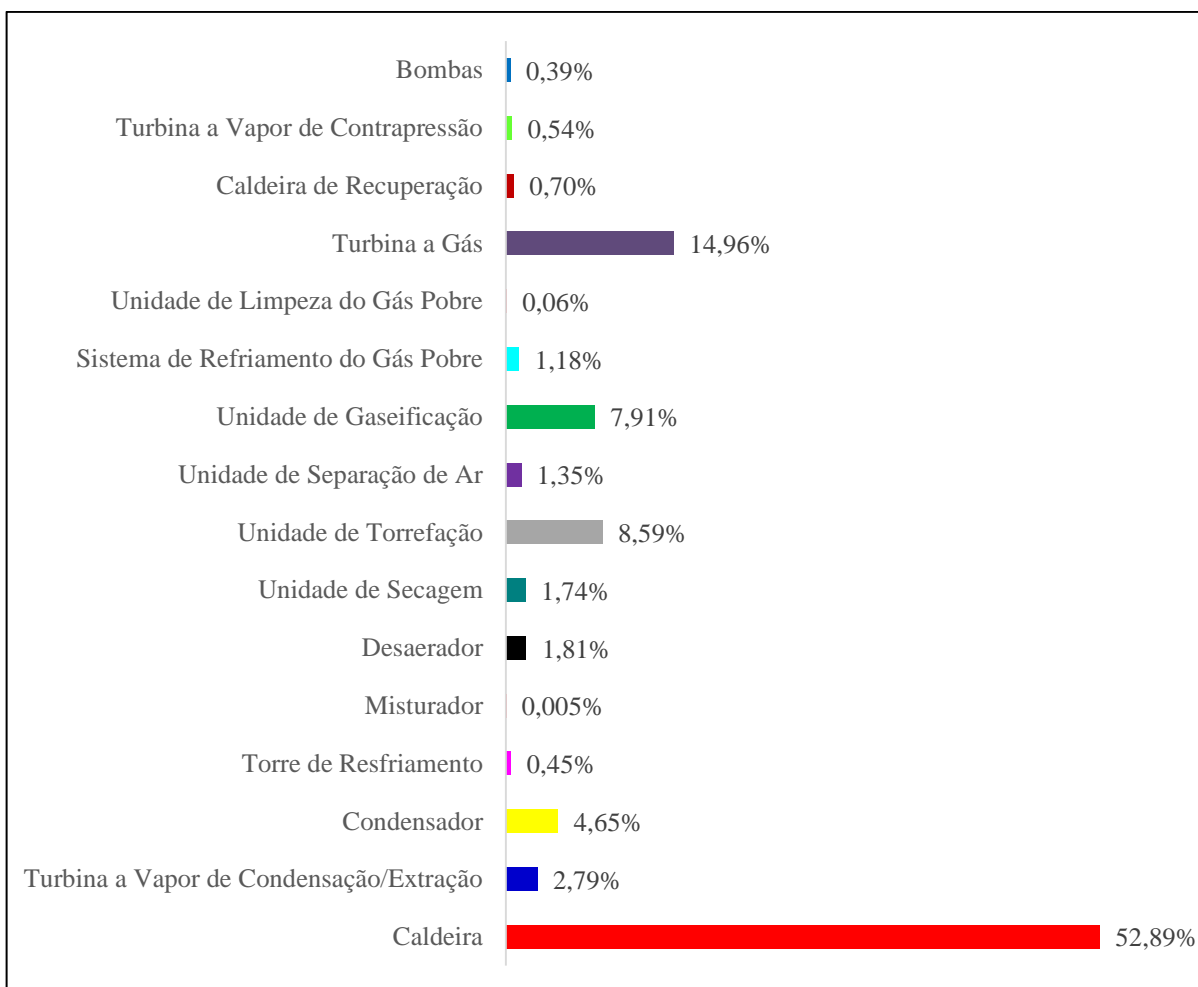


Figura 5.38: Distribuição percentual da exergia destruída no aproveitamento da palha e do bagaço na planta do caso BIGCC-TOR (ANEX).

Constata-se que a participação da caldeira na geração de perdas e irreversibilidades no aproveitamento do bagaço e da palha é de 52,26%, valor menor que nos casos anteriores, fato que se deve à inclusão de uma maior quantidade de equipamentos e sub-plantas que contribuem nesse aspecto. Constata-se que a unidade de torrefação e a turbina a gás contribuem significativamente, com 15,45% e 14,45%, respectivamente; fato que pode ser atribuído às trocas de calor com elevadas temperaturas. Observa-se que todas as contribuições mencionadas na Figura 5.33 possuem valores muito similares às contribuições obtidas no caso BIGCC-PIR (ANEX).

Considerando a exergia destruída conjuntamente pelo processo produtivo, planta de cogeração e planta BIG-GTCC, obtém-se a contribuição percentual de cada sistema na destruição da exergia da planta como um todo, cujo resultado é mostrado na Figura 5.46:

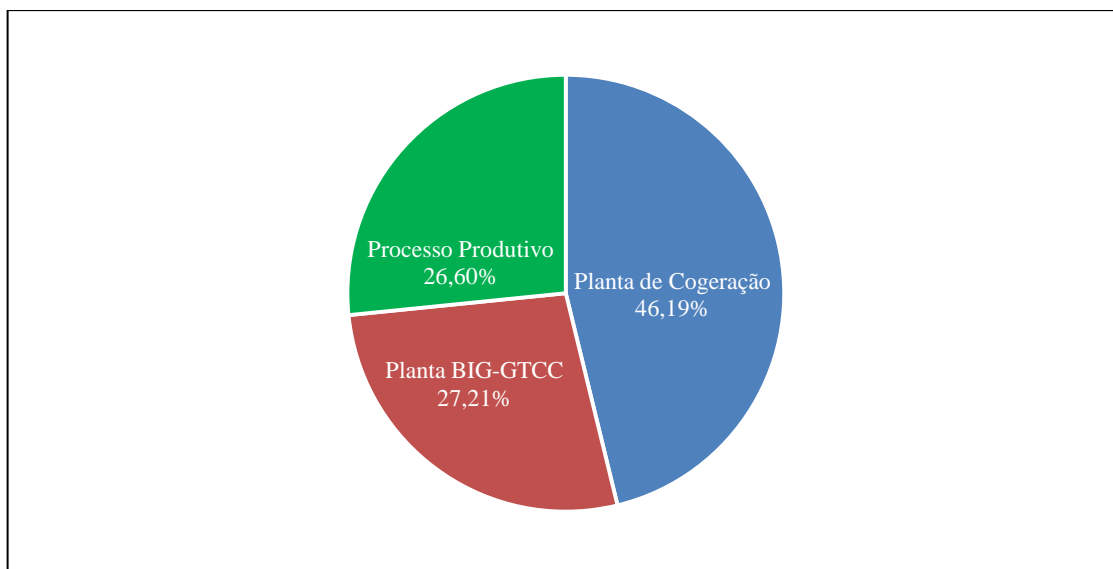


Figura 5.39: Distribuição da exergia destruída para o caso BIGCC-TOR (ANEX).

Neste caso, nota-se que a planta de cogeração contribui de forma mais significativa para a geração de perdas e irreversibilidades, com 46,19%, valor um pouco superior ao caso BIGCC-PIR (AUT). A planta BIG-GTCC e o processo produtivo contribuem de forma aproximada, com 27,21% e 26,60%; respectivamente.

A diferença entre a participação do processo produtivo e das plantas de cogeração e BIG-GTCC na destruição de exergia da planta como um todo pode ser explicada por suas respectivas eficiências exergeticas, que são mostradas na Tabela 5.64, juntamente com a eficiência global da planta:

Tabela 5.64: Cálculo das eficiências exergeticas dos subsistemas que compõe a planta no caso BIGCC-TOR (ANEX).

Eficiência Exergetica	Cálculo das Eficiências Exergeticas	Valor
Planta de Cogeração	$\frac{(\dot{E}_{19} - \dot{E}_5) + \dot{W}_{TVC}}{\dot{E}_{15} + \dot{E}_{13}}$	32,15%
Processo Produtivo	$\frac{\dot{E}_8 + \dot{E}_9 + \dot{E}_{10} + \dot{E}_{11} + \dot{E}_{12} + \dot{E}_{13} + \dot{E}_{31} + \dot{E}_{51}}{\dot{E}_1 + \dot{E}_2 + \dot{E}_6 + (\dot{E}_{19} - \dot{E}_5) + \dot{W}_{PRO} + \dot{W}_{MO}}$	83,63%

Planta BIG-GTCC	$\frac{(\dot{E}_{50} - \dot{E}_7) + \dot{E}_{41} + \dot{W}_{TVB}}{\dot{E}_{31}}$	37,38%
Global	$\frac{\dot{E}_8 + \dot{E}_9 + \dot{E}_{10} + \dot{E}_{11} + \dot{E}_{12} + \dot{E}_{41} + \dot{W}_{EXC}}{\dot{E}_1 + \dot{E}_{15}}$	42,53%

Por meio da Tabela 5.64 nota-se que a eficiência exergética da planta de cogeração do caso BIGCC-TOR (ANEX) é de 31,42%, valor um pouco superior aos 31,08%, da planta de cogeração do caso BIGCC-PIR (AUT). Constata-se que a eficiência exergética do processo produtivo é de 82,76%, valor idêntico ao do caso COG-ANEX, fato que se deve à idêntica configuração do mesmo em ambos os casos.

Neste caso, a combinação entre a baixa geração de perdas e irreversibilidades e elevada utilização de insumos por parte do processo produtivo fazem que sua contribuição na geração de perdas e irreversibilidades seja menor que a da planta BIG-GTCC, que gera quantidades consideravelmente maiores de perdas e irreversibilidades, utilizando, no entanto, baixa quantidade de insumos.

Constata-se que a eficiência exergética global situa-se em um valor intermediário a essas eficiências, cujo valor é de 41,91%, valor superior aos 39,10% obtidos no caso BIGCC-PIR (AUT), porém, ainda inferior aos 43,28% obtidos no caso COG-ANEX.

Finalmente, o percentual da contribuição de cada produto na exergia disponível ao final do processo é mostrado na Figura 5.48:

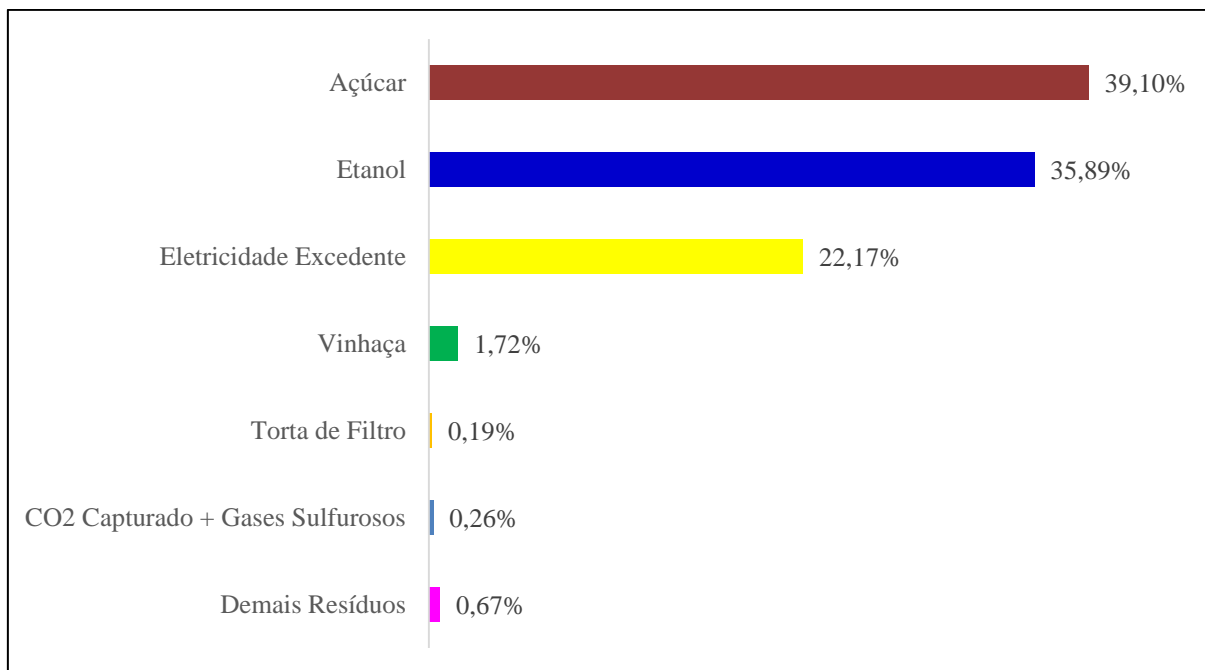


Figura 5.40: Distribuição da exergia disponível entre os produtos, ao final do processo.

Constata-se que a eletricidade contribui com 20,53%, valor um pouco inferior (porém, muito próximo) aos 23,96% presentes no caso BIGCC-PIR (AUT). Resíduos da planta BIG-GTCC, que são o oxigênio líquido (proveniente da unidade de separação de ar), CO<sub>2</sub> e gases sulfurosos (capturados pelo sistema de limpeza a frio) não chegam, mais uma vez, a contribuir sequer com 1% da exergia dos produtos. Etanol, açúcar, torta de filtro, vinhaça e demais resíduos, percentualmente, contribuem de forma aproximada ao que ocorreu no caso COG-ANEX.

## 5.9 Discussão dos Resultados

### 5.9.1 Análise Energética

A Figura 5.49 mostra um quadro comparativo entre as eficiências globais de cada um dos estudos de caso:

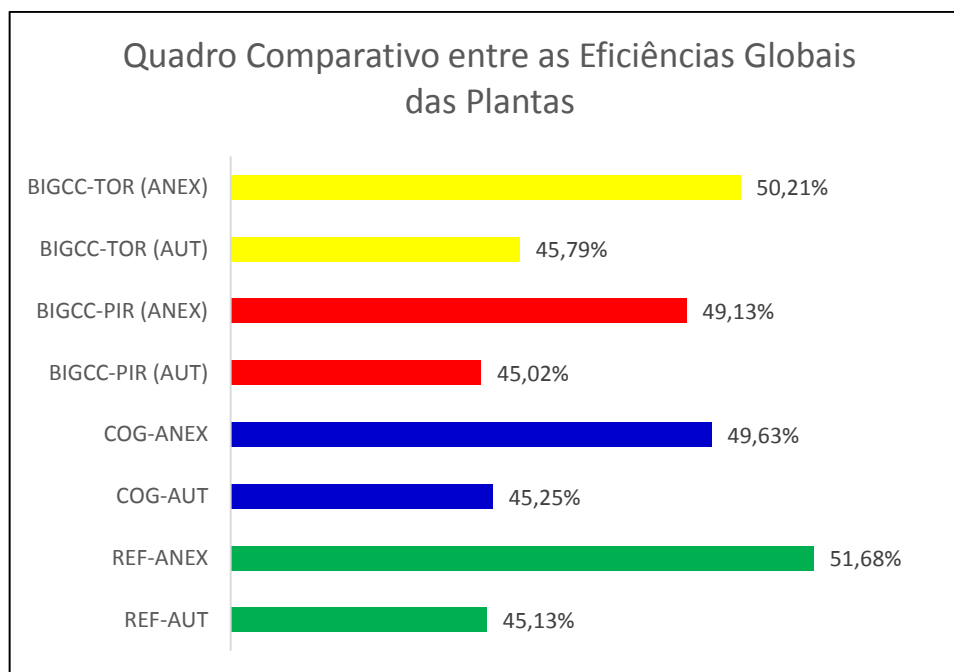


Figura 5.41: Quadro comparativo entre as eficiências globais dos estudos de caso.

As diferenças existentes entre as eficiências globais das plantas podem ser relacionadas ao índice de eletricidade excedente, conforme mostra a Figura 5.50:

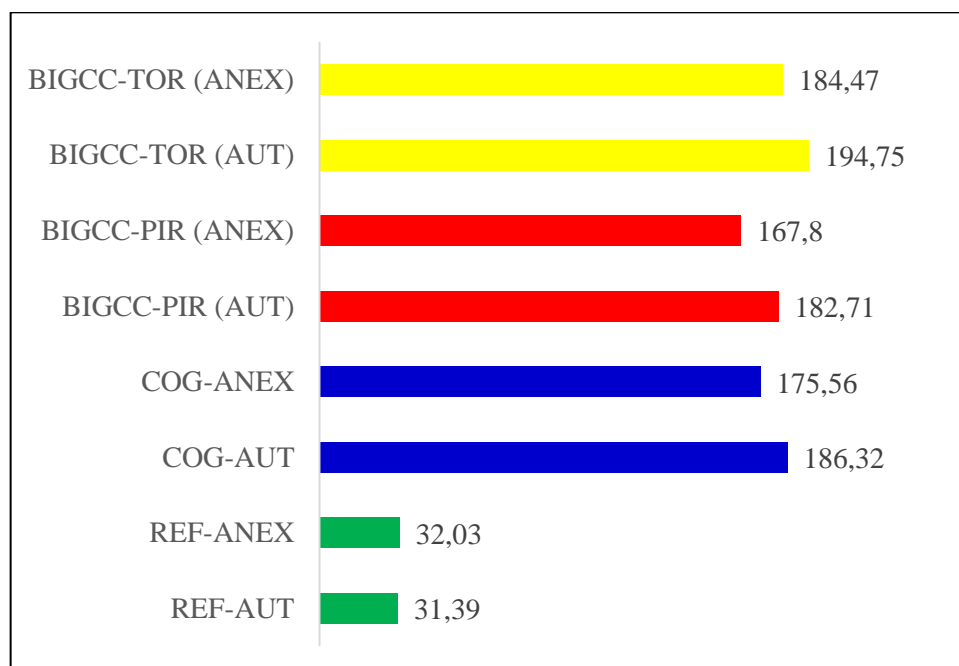


Figura 5.42: Quadro comparativo entre os índices de eletricidade excedente em [kWh/t<sub>cana</sub>].



Por meio da análise energética nos estudos de caso com destilaria autônoma, constata-se que a eficiência global do caso considerado será tanto maior quanto maior for o índice de eletricidade excedente do mesmo. Já a análise energética nos estudos de caso com destilaria anexa mostra que a planta com melhor eficiência global é a correspondente ao caso REF-ANEX, cujo valor é de 47,96%. Seu índice de eletricidade excedente, no entanto, é inferior ao dos demais casos, com valor de 16,01 [kWh/t<sub>cana</sub>]. Para os estudos de caso com destilaria anexa, portanto, constata-se que a planta do caso REF-ANEX foge à regra de que quanto maior o índice de eletricidade excedente, maior a eficiência global da planta. Todos os demais casos com destilaria anexa, no entanto, seguem esta regra.

Comparando as Figuras 5.49 e 5.50 nota-se que sempre que se adiciona a produção de açúcar mantendo a configuração da planta que promove o aproveitamento do bagaço (em alguns casos da palha também), a eficiência global da planta aumenta. Produzir açúcar unidades com planta de cogeração com turbina de extração/condensação acarreta na diminuição da eletricidade excedente produzida, pois parte do vapor que seria expandido até o estágio final da turbina (com pressão de 0,1 [bar]) para produzir mais eletricidade acaba sendo extraída para o processo produtivo. Esse fato que mostra que a produção de açúcar em detrimento da produção de eletricidade promove aumento de sua eficiência global.

Exceção é feita para os casos de referência, onde o acréscimo da produção de açúcar vem acompanhado do aumento da produção de eletricidade, em decorrência do uso de turbinas a vapor de contrapressão. Esse aumento na produção de eletricidade em decorrência do acréscimo da produção de açúcar é uma justificativa plausível do porque a eficiência global da planta do caso REF-ANEX possuir eficiência global mais alta que os demais casos e, ao mesmo tempo, possuir o menor índice de eletricidade excedente dentre todos os estudos de caso que envolvem o processo produtivo em destilaria anexa.

Considerando, no entanto a eficiência global do aproveitamento da cana-de açúcar, por meio da Figura 5.51, vem:

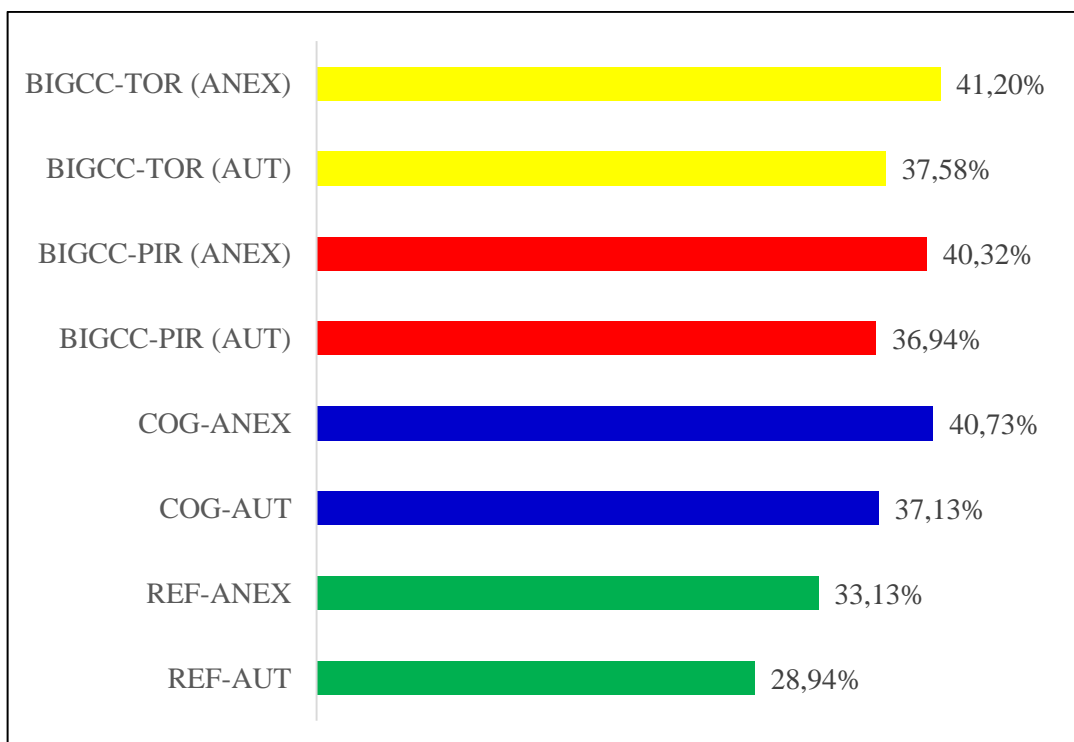


Figura 5.43: Quadro comparativo entre as eficiências globais no aproveitamento da cana-de-açúcar.

Nota-se que os casos de referência, de fato, promovem baixo aproveitamento da energia da cana-de-açúcar disponibilizada nos canaviais, fato que se deve, principalmente à queima da palha e a baixa produção de eletricidade excedente quando comparada aos demais casos. Conclui-se, portanto, que o melhor aproveitamento da energia da cana-de-açúcar dos demais casos se sobressai a maior eficiência no aproveitamento dos recursos energéticos por parte dos casos de referência, ou seja, as plantas dos demais casos possuem menor eficiência, no entanto, produzem maior quantidade de produtos valiosos. Considerando que todos os estudos de casos operam com consumo otimizado de vapor no processo – o que não altera as quantidades de etanol e/ou açúcar produzidos por tonelada de cana – constata-se que o melhor aproveitamento da cana-de-açúcar nos demais casos se deve a maior quantidade de excedente de eletricidade produzido, ou seja, opera-se com eficiência ligeiramente menor, para produzir maior quantidade de produtos valiosos. Sob esta ótica, todos os demais estudos de caso se sobressaem aos casos de referência – comparando sempre o mesmo tipo de destilaria no processo produtivo. Nota-se que os casos COG-AUT e COG-ANEX são ligeiramente inferiores, em termos de eficiência global (no aproveitamento da cana-de-açúcar), em relação aos casos BIGCC-TOR (AUT) e BIGCC-TOR (ANEX).

## 5.9.2 Análise Exergética

Por meio da análise exergética, nota-se também que os valores de eficiência são distintos entre si, conforme mostra o quadro comparativo da Figura 5.52:

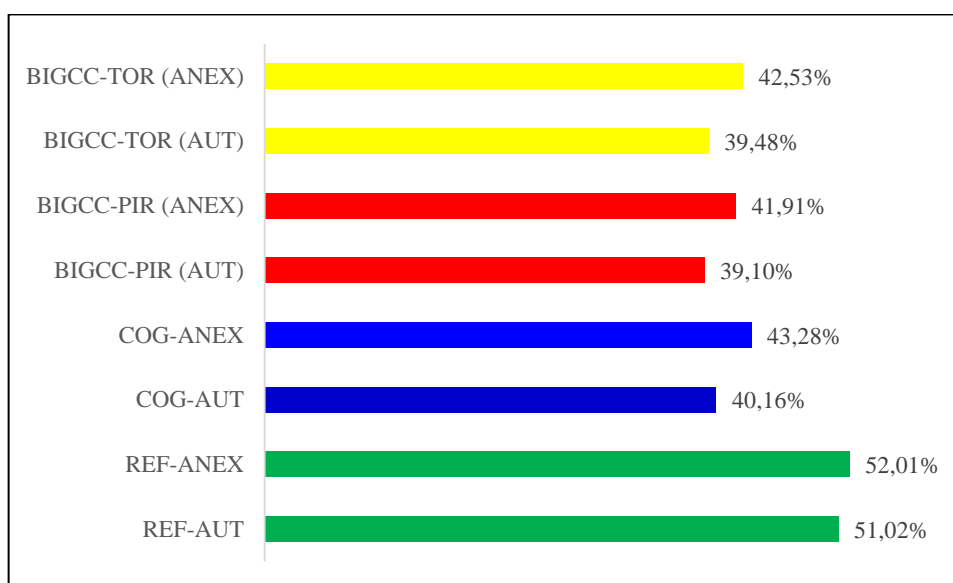


Figura 5.44: Quadro comparativo entre as eficiências exergéticas dos estudos de caso.

Constata-se que todos os casos com sistema BIG-GTCC se mostram, sob o ponto de vista exergético, menos eficientes que os casos COG-AUT e COG-ANEX que, por sua vez, mostra-se menos eficiente que os casos REF-AUT e REF-ANEX, respectivamente.

Considerando que o processo produtivo em cada um dos estudos de caso ocorre com consumo otimizado de vapor e eletricidade, constata-se que a diferença entre os valores de eficiência exergética encontrados deve-se à forma como se dá o aproveitamento dos recursos disponibilizados para a geração de vapor e eletricidade.

Nos casos REF-AUT e REF-ANEX, é feito somente uso do bagaço em plantas de cogeração com parâmetros de vapor de 60 [bar] e 480 [°C] e turbinas de contrapressão. No caso REF-AUT é feito o uso de 70,30% do bagaço disponibilizado, ao passo que no caso REF-ANEX é feito o uso de 77,68% desta quantidade. Nestes casos, a maior eficiência exergética ocorre devido ao não aproveitamento integral do bagaço e do menor saldo

entálpico decorrente da expansão vapor em turbinas de contrapressão. Em ambos os casos, a contribuição da caldeira na geração de perdas e irreversibilidades é superior a 95%, fato que se deve, principalmente, a elevada diferença de temperatura entre os gases de combustão e o vapor produzido.

Nos casos COG-AUT e COG-ANEX, é feito o aproveitamento integral do bagaço e da palha em plantas de cogeração com altos parâmetros de vapor (100 [bar] e 530 [°C]) e turbinas de condensação/extração (que expandem o vapor produzido até 0,1 [bar]), com a consequente utilização de um condensador. A menor eficiência exergética em relação aos casos REF-AUT e REF-ANEX deve-se à maior quantidade de equipamentos utilizados, além do elevado saldo entálpico decorrente da expansão vapor em turbinas de condensação/extração. Em ambos os casos, a contribuição da caldeira na geração de perdas e irreversibilidades é inferior aos casos REF-AUT e REF-ANEX – com valores em torno de 86% – fato que se deve, principalmente, à produção de vapor com maior nível entálpico, o que diminui a diferenças de temperaturas entre o vapor produzido e os gases de combustão da caldeira.

Em todos os casos até então mencionados, a participação da caldeira da planta de cogeração na geração de perdas e irreversibilidades supera os 85%. A inserção de plantas BIG-GTCC com gaseificador de leito arrastado nos demais casos poderia diminuir a quantidade de insumos encaminhado à caldeira e, assim reduzir a geração de perdas e irreversibilidades na planta como um todo. Essa foi a proposta dos demais casos, que promoveu o aproveitamento da palha e 50% da quantidade de bagaço disponibilizado em uma planta de cogeração com os mesmos parâmetros de vapor e características dos casos COG-AUT e COG-ANEX, enquanto o restante do bagaço disponibilizado foi encaminhado à planta BIG-GTCC. Uma vez que o gás pobre foi obtido, sabe-se que a produção de vapor e eletricidade por meio de um ciclo combinado Brayton-Rankine é mais eficiente que o Rankine utilizado nos casos COG-AUT e COG-ANEX. O conjunto de processos para a transformação do bagaço disponibilizado na moagem (com 50% de umidade) em gás pobre limpo, no entanto, poderia inviabilizar o procedimento adotado nos demais estudos de caso.

Nos casos BIGCC-PIR (AUT) e BIGCC-PIR (ANEX) foi feito uso da pirólise rápida como pré-tratamento para a gaseificação em leito arrastado, enquanto nos casos BIGCC-TOR (AUT) e BIGCC-TOR (ANEX) o pré-tratamento foi feito por meio da torrefação. Para o mesmo processo produtivo (destilaria autônoma ou anexa), constata-se que as eficiências exergéticas de todos os casos com BIG-GTCC são inferiores às dos casos COG-AUT e COG-

ANEX, fato que pode ser atribuído ao maior número de equipamentos e subprocessos (alguns envolvendo trocas de calor com elevadas diferenças de temperatura), que geram perdas e irreversibilidades.

Nota-se que a contribuição percentual de cada um dos produtos na exergia disponível ao final do processo varia dentro de uma faixa estreita de valores. Nos casos de referência, a eletricidade excedente situa-se em torno de 4% na participação da exergia disponível ao final do processo. Para os demais casos, a eletricidade excedente varia entre 20 a 25%.

Em todos os casos que envolvem o processo produtivo em destilaria anexa, constata-se que o açúcar acaba sendo o produto que mais contribui com a exergia dos produtos (com aproximadamente 40%), fato que reforça a ideia de que o processo produtivo em destilarias anexas é mais eficiente que o de destilarias autônomas.

O bagaço excedente tem participação em torno de 12% no caso REF-ANEX e 20% no caso REF-AUT. Em ambos os casos, o bagaço excedente pode ser considerado como um insumo não utilizado, que na maioria das vezes é comercializado para ser utilizado como insumo na cogeração da indústria de papel e celulose ou ainda servir como matéria-prima para a produção de ração de gado.

Constata-se também, por meio da análise exérgica, que a torta de filtro, vinhaça e demais resíduos são pouco representativos na exergia final dos produtos. Mesmo a vinhaça, subproduto abundantemente produzido, contribui em torno de 2 a 3% na exergia dos produtos finais. Tentativas para a maximização de eletricidade por meio da utilização do biogás produzido a partir da vinhaça, portanto, aparenta ser mais benéfico sob o ponto de vista ambiental (impedindo que esta substância entre em conta com recursos hídricos em decorrência de seu aproveitamento na ferritização) do que, propriamente, sob o ponto de vista da eficiência exérgica da unidade.

Em geral, nota-se que há ganhos de eficiência exérgica mais significativos quando se compara um mesmo tipo de planta com diferenças somente no processo produtivo, havendo melhorias de eficiência quando se utiliza destilaria anexa no lugar de destilaria autônoma. De fato, o aproveitamento do vapor vegetal em destilarias anexas promove baixo aumento do consumo de vapor extraído da turbina para a produção de mais um produto de valor (o açúcar). Para usinas com planta de cogeração de extração/condensação, constata-se que o efeito positivo do uso do vapor vegetal se sobressai, portanto, ao aumento da quantidade de vapor extraída da turbina. Esse fato indica, portanto, que é mais eficiente para usina direcionar sua produção para maximizar as quantidades de açúcar e etanol em detrimento de eletricidade.

## CONCLUSÕES

Na análise energética dos casos com destilaria autônoma, constata-se que o estudo de caso com melhor desempenho perante os indicadores escolhidos é a planta correspondente ao caso BIGCC-TOR (AUT), com eficiência global de 43,18% e índice de eletricidade excedente de 194,75 [kWh/t<sub>cana</sub>]. O segundo melhor caso é a planta correspondente ao caso COG-AUT, com eficiência global de 42,67% e índice de eletricidade excedente de 186,32 [kWh/t<sub>cana</sub>]. O caso BIGCC-TOR (AUT) também se mostra o mais interessante sob o ponto de vista da eficiência global no aproveitamento da cana-de-açúcar, apresentando o valor de 35,85%, ao passo que o caso COG-AUT, segundo melhor caso neste quesito, apresenta o valor de 35,37%.

Para os casos com destilaria anexa, a análise energética indica que o melhor caso é a planta correspondente ao caso REF-ANEX, com eficiência global de 47,96% e índice de eletricidade excedente de 16,01 [kWh/t<sub>cana</sub>]. Este caso, no entanto, é uma exceção frente aos demais casos, pois produz maior quantidade de excedente de eletricidade diante do acréscimo da produção de açúcar, enquanto os demais produzem menores excedentes de eletricidade. Considerando os demais casos, constata-se que o estudo de caso com melhor desempenho perante os indicadores escolhidos é o BIGCC-TOR (ANEX), que possui eficiência global de 47,34% e índice de eletricidade excedente de 184,47 [kWh/t<sub>cana</sub>]. O segundo melhor caso é a planta correspondente ao caso COG-AUT, com eficiência global de 46,80% e índice de eletricidade excedente de 175,56 [kWh/t<sub>cana</sub>]. O caso BIGCC-TOR (AUT) também se mostra o mais interessante sob o ponto de vista da eficiência global no aproveitamento da cana-de-açúcar, apresentando o valor de 39,31%, ao passo que o caso COG-AUT, segundo melhor caso neste quesito, apresenta o valor de 38,80%.

Considerando que o índice de eletricidade excedente é o indicador mais adequado dentre os baseados na primeira lei, constata-se que a forma mais viável de se promover o aproveitamento da palha e do bagaço é por meio de plantas de cogeração modernas, pois o índice levemente superior por parte das plantas dos casos BIGCC-TOR (AUT) e BIGCC-TOR (ANEX) não justifica o investimento na inserção de uma planta com muito maior complexidade e de tecnologia não consolidada.

Em contrapartida, sob o ponto de vista da geração de maiores excedentes de eletricidade, as usinas com plantas BIG-GTCC mostram-se boas alternativas em relação às usinas com planta de cogeração tradicional, com clara vantagem para os casos que fazem o uso do pré-tratamento com torrefação ao invés da pirólise rápida.

Na análise exergética, constata-se que o processo produtivo, em todos os casos é o que menos contribui com a geração de perdas e irreversibilidades pelo fato de não haver trocas de calor com elevadas diferenças de temperatura, motivo pelo qual sua eficiência exergética é alta em relação aos demais subsistemas. A utilização de moendas eletrificadas, de fato, aumenta a eficiência exergética do processo produtivo, porém, a diferença não é muito grande. A vantagem de moendas eletrificadas reside na utilização de controle remoto e maior possibilidade de controle do processo.

Melhorias significativas nas eficiências exergéticas dos processos foram observadas quando a produção de açúcar foi incluída no processo em detrimento da maior produção de eletricidade. Sob o ponto de vista da eficiência da usina, é melhor, portanto, maximizar as quantidades de etanol e açúcar em detrimento da eletricidade. Em todos os casos, observa-se que o processo produtivo em destilarias anexas possui eficiência em torno de 83% ao passo que em destilarias anexas esse valor é em torno de 79%. Sob o ponto de vista da eficiência da usina, é melhor, portanto, maximizar as quantidades de etanol e açúcar em detrimento da eletricidade. A utilização do gás pobre para a produção de produtos químicos e outros combustíveis deve ser estudada como uma alternativa do uso das plantas BIG-GTCC no setor canavieiro, fato que pode torna-las atrativas, ao invés de sua concepção voltada unicamente à produção de eletricidade.

Constata-se que os casos REF-AUT e REF-ANEX são os que apresentam melhor eficiência exergética em decorrência ao não aproveitamento integral do bagaço e do menor saldo entálpico decorrente da expansão vapor em turbinas de contrapressão. Os valores encontrados foram de 51,02% e 52,01%, respectivamente. Somente a caldeira, em ambos os casos, contribui com cerca de 96% na geração de perdas e irreversibilidades devido a elevada diferença de temperatura entre o vapor produzido e os gases de combustão.

Nos casos COG-AUT e COG-ANEX, cujo aproveitamento do bagaço e da palha se deu em plantas de cogeração modernas, constata-se que as eficiências exergéticas foram de 40,16% e 43,28%, respectivamente. Isso pode ser atribuído, em maior grau, à utilização maior quantidade de insumos utilizados (já que nos casos de referência foi feito uso somente da palha) além do maior salto entálpico decorrente da expansão do vapor produzido em turbinas

de condensação/extração. Além disso, deve-se levar em conta o uso de uma quantidade maior de equipamentos que aumentam a complexidade destes sistemas em relação aos casos de referência, ocasionando também a geração de mais perdas e irreversibilidades. Nestes casos, a caldeira contribuiu com cerca de 86% na geração de perdas e irreversibilidades.

Tendo em vista que a caldeira é a maior responsável na geração de perdas e irreversibilidades em todos os casos até aqui mencionados, propôs-se encaminhar menor quantidade de insumos (palha e bagaço) para a caldeira mediante a inserção de uma planta BIG-GTCC nas plantas que possuem um sistema de cogeração moderno. Nos casos BIGCC-PIR (AUT) e BIGCC-PIR (ANEX), onde foi feito o pré-tratamento da biomassa com pirólise rápida, foram obtidas eficiências exergéticas de 39,10% e 41,91%, respectivamente. Nos casos BIGCC-TOR (AUT) e BIGCC-TOR (ANEX), onde foi feito o pré-tratamento da biomassa com torrefação, foram obtidas eficiências exergéticas de 39,48% e 42,53%, respectivamente.

Constata-se que os valores de eficiência exergética entre os casos com planta BIG-GTCC e os casos com planta de cogeração moderna são, de fato, similares. Analogamente ao que se observou na análise energética, conclui-se que essa proximidade de valores, diante da maior complexidade de implantação e operação por parte das plantas BIG-GTCC, de fato, torna sua inserção no setor sucroalcooleiro menos atrativa.

Melhoras na eficiência exergética por parte das plantas de cogeração modernas ainda podem ser obtidas mediante uso de economizadores e superaquecedores mais eficientes, substituição das caldeiras atualmente utilizadas por caldeiras de leito fluidizado (que proporcionam trocas de calor mais eficientes), além da utilização de regeneradores e reaquecedores.

Por outro lado, melhoras nas plantas BIG-GTCC podem ser obtidas mediante uso de sistemas de moagem sem embebição (que tem sido desenvolvidos), sistemas de limpeza a quente e unidades de pré-tratamento concebidas com práticas para operarem com melhor eficiência, visto que pirolisadores e torrefadores comercialmente disponíveis são de baixa escala e, portanto, feitos com concepção que priorizem mais a economia do que a eficiência. A torrefação mostra-se, de fato, como método de pré-tratamento mais promissor que a pirólise rápida, conforme pode-se observar pela maior eficiência exergética e maior quantidade de eletricidade excedente correspondentes aos casos TOR-AUT e TOR-ANEX. Isso se deve a melhor qualidade do gás produzido (que possui maiores porcentagens de CO<sub>2</sub> e H<sub>2</sub>, em



relação ao gás obtido da gaseificação do óleo pirolítico), menor demanda térmica por parte do processo de torrefação e menor complexidade por parte deste tipo de unidade.

Com a atual tecnologia comercialmente disponível para a implantação de uma planta BIG-GTCC, portanto, tanto do ponto de vista da eficiência, quanto do ponto de vista da geração de excedentes de eletricidade é preferível aproveitar a palha e o bagaço exclusivamente em plantas de cogeração modernas. Grandes plantas devem, portanto, adotar essa configuração pelos próximos anos.

Por outro lado, usinas com plantas de cogeração tradicional, que ainda são maioria no Brasil, devem predominar em pequena/média escala devido a sua maior simplicidade e eficiência. O eventual retrofit por parte dessas plantas, em decorrência do aumento da moagem, no entanto, devem adotar a opção pela operação com cogeração de altos parâmetros, sem a inserção de plantas BIG-GTCC.

## REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- [1] BELING;, R. R.; MÜLLER, I. (EDS.). **Anuário Brasileiro da Cana-de-açúcar 2016**. Santa Cruz do Sul, RS, Brasil: Editora Gazeta Santa Cruz, 2016. . Disponível em: <<http://www.grupogaz.com.br/editora/anuarios/show/4587.html>>.
- [2] REETZ, E. R. (ED.). **Anuário Brasileiro da Cana-de-Açúcar 2015**. Santa Cruz do Sul, RS, Brasil: Editora Gazeta Santa Cruz, 2015. .
- [3] SANTOS, E. **Anuário Brasileiro da Cana-de-Açúcar 2014**. Santa Cruz do Sul, RS, Brasil: Editora Gazeta Santa Cruz, 2014. .
- [4] RIPOLI, T. C. C.; RIPOLI, M. L. C. **Biomassa de Cana-de-Açúcar: Colheita, Energia e Meio Ambiente**. 2ª ed. Piracicaba, SP, Brasil: Edição dos Autores, 2007. .
- [5] RONQUIM, C. C. **Queimada na Colheita da Cana-de-Açúcar: Impactos Ambientais, Sociais e Econômicos**. Campinas, SP, Brasil: EMBRAPA, 2010. .
- [6] IEA. **Mecanização na Colheita da Cana-de-açúcar**. São Paulo, SP, Brasil: [s.n.]. . Disponível em: <<http://www.iea.sp.gov.br/out/LerTexto.php?codTexto=13463>>.
- [7] BRAZILIAN ENERGY RESEARCH COMPANY (EPE). **Brazilian Energy Balance 2016**. Rio de Janeiro, RJ, Brasil: Ministério de Minas e Energia, 2016. . Disponível em: <[www.epe.gov.br](http://www.epe.gov.br)>.
- [8] LANDGRAF, F. **Aproveitamento da Biomassa da Cana para a Produção de Energia**. Piracicaba, SP, Brasil: [s.n.]. . Disponível em: <[http://www.ipt.br/download.php?filename=703-Biomassa\\_para\\_producao\\_de\\_energia\\_\\_\\_Colloquium\\_SAEBrasil\\_Energia\\_Verde.pdf](http://www.ipt.br/download.php?filename=703-Biomassa_para_producao_de_energia___Colloquium_SAEBrasil_Energia_Verde.pdf)>.
- [9] CÂMARA DOS DEPUTADOS. **Decreto nº 19.717, de 20 de Fevereiro de 1931**. . Disponível em: <<http://www2.camara.leg.br/legin/fed/decret/1930-1939/decreto-19717-20-fevereiro-1931-518991-publicacaooriginal-1-pe.html>>. Acesso em: 18 sep. 2015.
- [10] CÂMARA DOS DEPUTADOS. **Decreto nº 22.789, de 1º de Junho de 1933**. . Disponível em: <<http://www2.camara.leg.br/legin/fed/decret/1930-1939/decreto-22789-1-junho-1933-503228-publicacaooriginal-1-pe.html>>. Acesso em: 19 sep. 2015.

- [11] FERRAZ DIAS DE MORAES, M. A.; ZILBERMAN, D. **Production of Ethanol from Sugarcane in Brazil (from State Intervention to a Free Market)**. 1ª ed. Piracicaba, SP, Brasil: Springer International Publishing, 2014. . Disponível em: <<http://link.springer.com/10.1007/978-3-319-03140-8>>.
- [12] CAMARGO, C. A.; USHIMA, A. H.; RIBEIRO, A. M. **Conservação de Energia na Indústria do Açúcar e do Álcool**. 1ª ed. São Paulo, SP, Brasil: IPT-Instituto de Pesquisas Tecnológicas, 1990. .
- [13] CÂMARA DOS DEPUTADOS. **Decreto nº 76.593, de 14 de Novembro de 1975**. . Disponível em: <<http://www2.camara.leg.br/legin/fed/decret/1970-1979/decreto-76593-14-novembro-1975-425253-norma-pe.html>>. Acesso em: 19 sep. 2015.
- [14] SZMRECSÁNYI, T. **O Planejamento da Agroindústria Canavieira do Brasil (1930-1975)**. 1ª ed. São Paulo, SP, Brasil: Editora Hucitec, 1979. .
- [15] MINISTÉRIO DAS MINAS E ENERGIA/ ELETROBRÁS. **Aproveitamento Energético dos Resíduos da Agroindústria da Cana-de-Açúcar**. 1ª ed. Rio de Janeiro, RJ, Brasil: Livros Técnicos e Científicos Editora, 1981. .
- [16] SECRETARIA DE ENERGIA DO ESTADO DE SÃO PAULO. **Matriz Energética do Estado de São Paulo 2035 - Módulo de Oferta e Autoprodução**. São Paulo-SP, Brasil, 2011: [s.n.]. .
- [17] KAUP, F. **The Sugarcane Complex in Brazil**. 1ª ed. Postdam, Germany: Springer International Publishing, 2015. . Disponível em: <<http://link.springer.com/10.1007/978-3-319-16583-7>>.
- [18] CÂMARA DOS DEPUTADOS. **Lei nº 10.438, de 26 de Abril de 2002**. . Disponível em: <<http://www2.camara.leg.br/legin/fed/lei/2002/lei-10438-26-abril-2002-456860-publicacaooriginal-1-pl.html>>. Acesso em: 26 nov. 2015.
- [19] MINISTÉRIO DE MINAS E ENERGIA. **Portaria nº 45, de 30 de Março de 2004**. . Disponível em: <[http://www.bancor.com.br/Index/PortariaMME\\_n45-2004.pdf](http://www.bancor.com.br/Index/PortariaMME_n45-2004.pdf)>.
- [20] EMPRESA DE PESQUISA ENERGÉTICA. **Primeiro Leilão de Energia Elétrica de Novos Empreendimentos**. . Disponível em: <[http://www.epe.gov.br/imprensa/PressReleases/20051216\\_1.pdf](http://www.epe.gov.br/imprensa/PressReleases/20051216_1.pdf)>. Acesso em: 15 dec. 2015.

- [21] REGINI, A. K. **Cogeração de Energia**. Jundiaí, São Paulo, Brasil, 2008.: Siemens Açúcar e Etanol, 2008. .
- [22] DEDINI - INDÚSTRIAS DE BASE. **Caldeiras para Sistemas de Cogeração e Processos Industriais**. . Disponível em: <[http://www.codistil.com.br/index.php?option=com\\_docman&task=doc\\_download&gid=79&Itemid=40](http://www.codistil.com.br/index.php?option=com_docman&task=doc_download&gid=79&Itemid=40)>. Acesso em: 15 dec. 2015.
- [23] EMPRESA DE PESQUISA ENERGÉTICA. **Leilão de Energia de Reserva Negocia 2.379 MW de Térmicas à Biomassa**. . Disponível em: <[http://www.epe.gov.br/imprensa/PressReleases/20080814\\_1.pdf](http://www.epe.gov.br/imprensa/PressReleases/20080814_1.pdf)>. Acesso em: 15 dec. 2015.
- [24] REZAIYAN, J.; CHEREMISINOFF, N. P. **Gasification Technologies - A Primer for Engineers and Scientists**. 1ª ed. Boca Raton, FL, United States of America: CRC Press, 2005. .
- [25] THE UK'S NATIONAL CENTER FOR BIORENEWABLE ENERGY FUELS AND MATERIALS. **Review of Technologies for Gasification of Biomass and Wastes**. York, United Kingdom: NNFCC & E4Tech, 2009. . Disponível em: <<http://www.nnfcc.co.uk/tools/review-of-technologies-for-gasification-of-biomass-and-wastes-nnfcc-09-008>>.
- [26] HIGMAN, C. **State of the Gasification Industry: Worldwide Gasification Database (2015 Update)** Gasification Technologies Conference, Washington DC, United States of America., 2015.
- [27] HIGMAN, C.; BURGT, M. VAN DER. **Gasification**. 2ª ed. Burlington, MA, United States: Gulf Professional Publishing, 2008. .
- [28] NETL. **Entrained Flow Gasifiers** U.S. Department of Energy. Washington D.C., United States of America, 2010.: [s.n]. . Disponível em: <<http://www.netl.doe.gov/research/coal/energy-systems/gasification/gasifipedia/entrainedflow>>. Acesso em: 4 sep. 2015.
- [29] BASU, P. **Biomass Gasification, Pyrolysis and Torrefaction - Practical Design and Theory**. 2ª ed. Chennai, India: Elsevier Ltd., 2013. .
- [30] **Pressurized Entrained Flow Gasifier**. KTH Royal Institute of Technology. Stockholm, Sweden, 2014: [s.n]. . Disponível em:

- <[http://www.energy.kth.se/compedu/webcompedu/WebHelp/S4\\_Combustion/B10\\_The\\_rmochemical\\_Conversion/C1\\_Introduction\\_to\\_Gasification/ID55\\_files/Pressurized\\_ent\\_rained\\_flow\\_gasifier.htm](http://www.energy.kth.se/compedu/webcompedu/WebHelp/S4_Combustion/B10_The_rmochemical_Conversion/C1_Introduction_to_Gasification/ID55_files/Pressurized_ent_rained_flow_gasifier.htm)>. Acesso em: 20 nov. 2015.
- [31] HERNÁNDEZ, J. J.; ARANDA-ALMANSA, G.; BULA, A. Gasification of biomass wastes in an entrained flow gasifier: Effect of the particle size and the residence time. **Fuel Processing Technology**, v. 91, n. 6, p. 681–92, Jun. 2010. . Disponível em: <<http://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0378382010000329>>.
- [32] VAN DER DRIFT, A; BOERRIGTER, H.; CODA, B. **Entrained flow gasification of biomass.ECN - Energy Centre of the Netherlands**. Petten, The Netherlands: [s.n]. . Disponível em: <<https://www.ecn.nl/publications/PdfFetch.aspx?nr=ECN-C--04-039>>.
- [33] BELL, D.; TOWLER, B.; FAN, M. **Coal Gasification and its Applications**. First ed. Burlington, MA, United States of America.: Elsevier Ltd., 2011. .
- [34] SPEIGHT, J. **Coal-Fired Power - Generation Handbook**. 1<sup>a</sup> ed. Salem, MA, Estados Unidos: John Wiley & Sons, 2012. .
- [35] LIU, K.; SONG, C.; SUBRAMANI, V. (EDS.). **Hydrogen and Syngas Production and Purification Technologies**. 1<sup>a</sup> ed. New York, NY, United States of America: John Wiley & Sons Ltd., 2010. .
- [36] ROUSSANALY, S. et al. Integrated Techno-economic and Environmental Assessment of an Amine-based Capture. **Energy Procedia**, v. 37, p. 2453–61, 2013. . Disponível em: <<http://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S187661021300369X>>.
- [37] NIU, M. et al. Simulation of Syngas Production from Municipal Solid Waste Gasification in a Bubbling Fluidized Bed Using Aspen Plus. **Industrial & Engineering Chemistry Research**, v. 52, n. 42, p. 14768–75, 23 Oct. 2013. . Disponível em: <<http://pubs.acs.org/doi/abs/10.1021/ie400026b>>.
- [38] LEE, S. **Alternative Fuels (Applied Energy Technology Series)**. 1<sup>a</sup> ed. Boca Raton, FL, United States of America: CRC Press, 1996. .
- [39] THE U.S. DEPARTMENT OF ENERGY; AND WABASH RIVER COAL GASIFICATION PROJECT JOINT VENTURE. **The Wabash River Coal Gasification Repowering Project**. Washington D.C., United States of America, 2000.: [s.n]. .

- [40] THE U.S. DEPARTMENT OF ENERGY AND TAMPA ELECTRIC COMPANY. **The Tampa Electric Integrated Gasification Combined-Cycle Project - An Update**. Washington D.C., United States of America, 2000.: [s.n.] .
- [41] WOOLCOCK, P. J.; BROWN, R. C. A review of cleaning technologies for biomass-derived syngas. **Biomass and Bioenergy**, v. 52, n. 5, p. 54–84, May 2013. . Disponível em: <<http://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0961953413001177>>.
- [42] EUROPEAN COMMISSION ENERGY. **Mitigation of Gas Turbine Problems and Performance for Biomass IGCC: Experiences in Europe and Us Lessons Learnt From Coal Igcc**. Brussels, Belgium, 1999.: [s.n.]. v. 8523.
- [43] PANG, S.; LI, J. BIGCC system for New Zealand: An overview and perspective. **New Zealand Journal of Forestry**, v. 51, n. 2, p. 7–12, 2006. .
- [44] VASSILEV, S. V.; VASSILEVA, C. G.; VASSILEV, V. S. Advantages and disadvantages of composition and properties of biomass in comparison with coal: An overview. **Fuel**, v. 158, p. 330–50, Oct. 2015. . Disponível em: <<http://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0016236115005578>>.
- [45] GASIFICATION TECHNOLOGIES COUNCIL. **What is Gasification?** . Disponível em: <<http://www.gasification.org/what-is-gasification/the-gasification-industry/>>. Acesso em: 30 nov. 2015.
- [46] KERESTER, A. **Gasification Can Help Meet the World’s Growing Demand for Cleaner Energy and Products**. [s.l.: s.n.]. . Disponível em: <<http://cornerstonemag.net/gasification-can-help-meet-the-worlds-growing-demand-for-cleaner-energy-and-products/>>. Acesso em: 11 nov. 2015.
- [47] CESARIO, A. L. L. **Influência do Tamanho da Partícula nas Etapas de Pré-Tratamento e Hidrólise Enzimática do Bagaço de Cana**. [s.l.] Dissertação de Mestrado em Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas, Campinas-SP, Brasil., 2014.
- [48] HASSUANI, S. J.; LEAL, M. R. L. V.; MACEDO, I. DE C. **Biomass power generation - Sugar cane bagasse and trash**. Piracicaba, SP, Brasil: PNUD - CTC, 2005. .
- [49] GABRA, M. et al. Evaluation of cyclone gasifier performance for gasification of sugar cane residue—Part 1: gasification of bagasse. **Biomass and Bioenergy**, v. 21, n. 5, p.

- 351–69, Nov. 2001. . Disponível em: <<http://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0961953401000435>>.
- [50] BONOMI, A. **Virtual Sugarcane Biorefinery - Computational Tool to Compare Different Production Strategies in Biorefinery Content**. Champaign, IL, Estados Unidos: [s.n.]. . Disponível em: <<http://thaiembassybrazil.com/pdf/Virtua-Sugarcane-biorefinery.pdf>>.
- [51] GABRA, M. et al. Evaluation of cyclone gasifier performance for gasification of sugar cane residue—Part 2: gasification of cane trash. **Biomass and Bioenergy**, v. 21, n. 5, p. 371–80, Nov. 2001. . Disponível em: <<http://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0961953401000447>>.
- [52] WASHINGTON STATE UNIVERSITY AND DEPARTMENT OF ECOLOGY FROM STATE OF WASHINGTON. **Methods for Producing Biochar and Advanced Biofuels in Washington State Part 1 : Literature Review of Pyrolysis Reactors** **Thrombosis and Haemostasis**. Spokane, WA, United States, 2011.: [s.n.]. .
- [53] HUGO, T. J. **PYROLYSIS OF SUGARCANE BAGASSE**. [s.l.] University of Stellenbosch, 2010.
- [54] BRIDGEWATER, A. et al. **Fast Pyrolysis of Biomass: a Handbook**. 1<sup>a</sup> ed. Birmingham, United Kingdom: CPL Press, 1999. .
- [55] HORNING, A. (ED.). **Transformation of Biomass: Theory to Practice**. 1<sup>a</sup> ed. New York, NY, United States of America: John Wiley & Sons Ltd., 2014. .
- [56] CGEE. **Mapeamento de ações institucionais para sustentabilidade da produção de ferro-gusa a partir de carvão vegetal**. Sete Lagoas, MG, Brasil: [s.n.]. v. 1. Disponível em: <[http://www.cgee.org.br/eventos/arquivos/CarvaoVegetal-CGEE\\_NT-Sustentabilidade\\_do\\_gusa.pdf](http://www.cgee.org.br/eventos/arquivos/CarvaoVegetal-CGEE_NT-Sustentabilidade_do_gusa.pdf)>.
- [57] ANTAL, M. J.; GRØNLI, M. The Art, Science, and Technology of Charcoal Production †. **Industrial & Engineering Chemistry Research**, v. 42, n. 8, p. 1619–40, 2003. . Disponível em: <<http://pubs.acs.org/doi/abs/10.1021/ie0207919>>.
- [58] WESTERHOF, R. J. M. et al. Controlling the Water Content of Biomass Fast Pyrolysis Oil. **Industrial & Engineering Chemistry Research**, v. 46, n. 26, p. 9238–47, Dec. 2007. . Disponível em: <<http://pubs.acs.org/doi/abs/10.1021/ie070684k>>.

- [59] MOHAN, D.; PITTMAN, C. U.; STEELE, P. H. Pyrolysis of Wood/Biomass for Bio-oil: A Critical Review. **Energy & Fuels**, v. 20, n. 3, p. 848–89, May 2006. . Disponível em: <<http://pubs.acs.org/doi/abs/10.1021/ef0502397>>.
- [60] OASMAA, A.; CZERNIK, S. Fuel Oil Quality of Biomass Pyrolysis Oils State of the Art for the End Users. **Energy & Fuels**, v. 13, n. 4, p. 914–21, Jul. 1999. . Disponível em: <<http://pubs.acs.org/doi/abs/10.1021/ef980272b>>.
- [61] DIEBOLD, J. P. **A Review of the Chemical and Physical Mechanisms of the Storage Stability of Fast Pyrolysis Bio-Oils**. Lakewood, CL, Estados Unidos: [s.n.]. . Disponível em: <<http://www.nrel.gov/docs/fy00osti/27613.pdf>>.
- [62] BOUCHER, M. . et al. Bio-oils obtained by vacuum pyrolysis of softwood bark as a liquid fuel for gas turbines. Part II: Stability and ageing of bio-oil and its blends with methanol and a pyrolytic aqueous phase. **Biomass and Bioenergy**, v. 19, n. 5, p. 351–61, Nov. 2000. . Disponível em: <<http://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0961953400000441>>.
- [63] ZHANG, Q. et al. Review of biomass pyrolysis oil properties and upgrading research. **Energy Conversion and Management**, v. 48, n. 1, p. 87–92, Jan. 2007. . Disponível em: <<http://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0196890406001701>>.
- [64] SUH, D. J. **Pyrolysis of Woody and Algal Biomass into Liquid Fuels**. Seoul, South Korea: [s.n.]. .
- [65] SCHLÖGL, R. (ED.). **Chemical Energy Storage**. Berlin, Germany: De Gruyter, 2013. .
- [66] IEA BIOENERGY. Direct Thermochemical Liquefaction. **Pyrolysis Technology Reactors**, 2013. . Disponível em: <[http://www.pyne.co.uk/?\\_id=69](http://www.pyne.co.uk/?_id=69)>. Acesso em: 28 aug. 2015.
- [67] BERGMAN, P. C. A. **Combined Torrefaction and Pelletisation**. Eindhoven, The Netherlands: Energy Research Centre of the Netherlands, 2005. .
- [68] BRIDGWATER, A. V. Review of fast pyrolysis of biomass and product upgrading. **Biomass and Bioenergy**, v. 38, p. 68–94, 2012. . Disponível em: <<http://dx.doi.org/10.1016/j.biombioe.2011.01.048>>.
- [69] YANIK, J. et al. Fast pyrolysis of agricultural wastes: Characterization of pyrolysis



- products. **Fuel Processing Technology**, v. 88, n. 10, p. 942–7, Oct. 2007. . Disponìvel em: <<http://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0378382007001105>>.
- [70] HENRICH, E. **The status of the FZK concept of biomass gasification. 2nd European Summer School on Renewable Motor Fuels.** Warsaw, Poland, 2007: [s.n.]. . Disponìvel em: <<http://www.baumgroup.de/Renew/download/5 - Henrich - paper.pdf>>.
- [71] DRUMMOND, A.-R. F.; DRUMMOND, I. W. Pyrolysis of Sugar Cane Bagasse in a Wire-Mesh Reactor. **Industrial & Engineering Chemistry Research**, v. 35, n. 4, p. 1263–8, Jan. 1996. . Disponìvel em: <<http://pubs.acs.org/doi/abs/10.1021/ie9503914>>.
- [72] TSAI, W. T.; LEE, M. K.; CHANG, Y. M. Fast pyrolysis of rice straw, sugarcane bagasse and coconut shell in an induction-heating reactor. **Journal of Analytical and Applied Pyrolysis**, v. 76, n. 1–2, p. 230–7, Jun. 2006. . Disponìvel em: <<http://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0165237005001907>>.
- [73] LEIJENHORST, E. J. et al. Entrained flow gasification of straw- and wood-derived pyrolysis oil in a pressurized oxygen blown gasifier. **Biomass and Bioenergy**, v. 79, p. 166–76, Aug. 2015. . Disponìvel em: <<http://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0961953414005261>>.
- [74] VENDERBOSCH, R. H.; PRINS, W. Entrained Flow Gasification of Bio-oil for Syngas. In: KNOEF, H. A. M. (Ed.). . **Handbook Biomass Gasification.** 2<sup>a</sup> ed. Enschede, The Netherlands: BTG Biomass Technology Group, 2012. p. 219–50. .
- [75] VAN ROSSUM, G. **Steam Reforming and Gasification of Pyrolysis Oil : Reactor and Process Development for Syngas Production from Biomass.** Enschede, The Netherlands: Doctoral Thesis, University of Twente, Twente, The Netherlands, 2 Oct. 2009. Disponìvel em: <<http://purl.org/utwente/doi/10.3990/1.9789036528894>>.
- [76] CARLSSON, P. et al. Slag Formation during Oxygen-Blown Entrained-Flow Gasification of Stem Wood. **Energy & Fuels**, v. 28, n. 11, p. 6941–52, 20 Nov. 2014. . Disponìvel em: <<http://pubs.acs.org/doi/abs/10.1021/ef501496q>>.
- [77] CHHITI, Y. et al. Thermal decomposition of bio-oil: Focus on the products yields under different pyrolysis conditions. **Fuel**, v. 102, p. 274–81, Dec. 2012. . Disponìvel em: <<http://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0016236112005273>>.
- [78] NORDIN, A. et al. **Technologies for Converting Biomass to Useful Energy.** 1<sup>a</sup> ed.

- Boca Raton, FL, United States: CRC Press, 2013. .
- [79] BERGMAN, P. C. A et al. **Torrefaction for biomass co-firing in existing coal-fired power stations**. Petten, The Netherlands: [s.n.]. . Disponível em: <<http://www.ecn.nl/publications/PdfFetch.aspx?nr=ECN-C--05-013>>.
- [80] PHANPHANICH, M.; MANI, S. Impact of torrefaction on the grindability and fuel characteristics of forest biomass. **Bioresource Technology**, v. 102, n. 2, p. 1246–1253, 2011. .
- [81] ARIAS, B. et al. Influence of torrefaction on the grindability and reactivity of woody biomass. **Fuel Processing Technology**, v. 89, n. 2, p. 169–175, 2008. . Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0378382007001920>>.
- [82] PACH, M.; ZANZI, R.; BJÖRNBOM, E. **Torrefied Biomass a Substitute for Wood and Charcoal**. 6th Asia-Pacific International Symposium on Combustion and Energy Utilization, Kuala Lumpur, Malasia.: 2002.
- [83] MANIATIS, K. et al. (EDS.). **Pyrolysis and Gasification**. 1<sup>a</sup> ed. [s.l.] Elsevier Ltd., 1990. .
- [84] KLEINSCHMIDT, C. **Overview of International Developments in Torrefaction**. Central European Biomass Conference, 2011: [s.n.]. .
- [85] KOPPEJAN, J. et al. **Status overview of torrefaction technologies**. IEA Bioenergy, Enschede, The Netherlands, 2012: [s.n.]. .
- [86] JORAPUR, R.; RAJVANSHI, A. K. Sugarcane leaf-bagasse gasifiers for industrial heating applications. **Biomass and Bioenergy**, v. 13, n. 3, p. 141–6, Jan. 1997. . Disponível em: <<http://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0961953497000147>>.
- [87] RAMOS E PAULA, L. **Efeitos da Torrefação e Briquetagem nas Propriedades Energéticas dos Resíduos Agroindustriais**. Doutorado em Ciências da Madeira: Universidade Federal de Lavras, Lavras, Minas Gerais, 2014.
- [88] PIMCHUAI, A.; DUTTA, A.; BASU, P. Torrefaction of Agriculture Residue To Enhance Combustible Properties †. **Energy & Fuels**, v. 24, n. 9, p. 4638–45, 16 Sep. 2010. . Disponível em: <<http://pubs.acs.org/doi/abs/10.1021/ef901168f>>.
- [89] CHEN, W. H.; YE, S. C.; SHEEN, H. K. Hydrothermal carbonization of sugarcane bagasse via wet torrefaction in association with microwave heating. **Bioresource**

- Technology**, v. 118, n. June, p. 195–203, 2012. .
- [90] HOBSON, P. A. **TORREFACTION AND GASIFICATION FOR HIGH EFFICIENCY SECOND-GENERATION BIOFUEL PRODUCTION**. Brisbane, Australia: Australian Society Sugarcane Technology, 2009. .
- [91] DANIYANTO et al. Torrefaction of Indonesian Sugar-cane Bagasse to Improve Bio-syngas Quality for Gasification Process. **Energy Procedia**, v. 68, p. 157–66, Apr. 2015. . Disponível em: <<http://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S1876610215005500>>.
- [92] STRANDBERG, M. **From torrefaction to gasification - Pilot scale studies for upgrading of biomass**. [s.l.] Doctoral Thesis; Umeå University, Umeå, Sweden, 2015.
- [93] COUHERT, C.; SALVADOR, S.; COMMANDRÉ, J.-M. Impact of torrefaction on syngas production from wood. **Fuel**, v. 88, n. 11, p. 2286–90, Nov. 2009. . Disponível em: <<http://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S001623610900235X>>.
- [94] DUDYŃSKI, M. et al. Biomass gasification: Influence of torrefaction on syngas production and tar formation. **Fuel Processing Technology**, v. 131, n. 3, p. 203–12, Mar. 2015. . Disponível em: <<http://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0378382014004858>>.
- [95] CHEN, W.-H. et al. A comparison of gasification phenomena among raw biomass, torrefied biomass and coal in an entrained-flow reactor. **Applied Energy**, v. 112, p. 421–30, Dec. 2013. . Disponível em: <<http://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0306261913000433>>.
- [96] WEILAND, F. et al. Entrained flow gasification of torrefied wood residues. **Fuel Processing Technology**, v. 125, p. 51–8, Sep. 2014. . Disponível em: <<http://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0378382014001222>>.
- [97] KLEMMER, K.-D. **First-time application of Entrained Flow Gasification and Torrefaction in a large-scale Commercial Demonstration Project - The WOODSPIRIT Biomethanol Project**. Göteborg, Sweden, 2013.: [s.n.] . Disponível em: <[http://sgc-konf.camero.se/ckfinder/userfiles/files/5\\_2\\_K-D\\_Klemmer\\_Siemens.pdf](http://sgc-konf.camero.se/ckfinder/userfiles/files/5_2_K-D_Klemmer_Siemens.pdf)>.
- [98] KOTAS, T. J. **The Exergy Method of Thermal Power Plant Analysis**. 1<sup>a</sup> ed. London, United Kingdom: Exergon Publishing Company, 2012. .

- [99] COPERSUCAR. **Usinas Sócios**. Disponível em: <<http://www.copersucar.com.br/localizacao.html>>. Acesso em: 22 oct. 2015.
- [100] ODEBRECHT AGROINDUSTRIAL. **Unidade Eldorado**. Disponível em: <<http://www.odebrechtagroindustrial.com/polos-e-unidades/polo-mato-grosso-do-sul/unidade-eldorado>>. Acesso em: 17 sep. 2015.
- [101] ODEBRECHT AGROINDUSTRIAL. **Unidade Santa Luzia**. Disponível em: <<http://www.odebrechtagroindustrial.com/polos-e-unidades/polo-mato-grosso-do-sul/unidade-santa-luzia>>. Acesso em: 17 sep. 2015.
- [102] LEAL, R. L. V. **Better Sugar, Better Business - Mill Issues and Co-Products**. WWF Workshop, London, June 23-24, 2005.: [s.n]. .
- [103] VAN WYLEN, G.; SONNTAG, R.; BORGNAKKE, C. **Fundamentos da Termodinâmica Clássica**. 4<sup>a</sup> ed. São Paulo, SP, Brasil: Editora Edgard Blucher Ltda., 1994. .
- [104] AGA-AB. **AGA Gas Handbook**. 1<sup>a</sup> ed. Lidingo, Sweden: Almqvist & Wiksell International, 1985. .
- [105] NUNES JR., D. **Vantagens e Desvantagens da Utilização da Palha da Cana**. Ribeirão Preto, SP, Brasil, 2012: [s.n]. .
- [106] CGEE (CENTRO DE GESTÃO E ESTUDOS ESTRATÉGICOS). **Bioetanol combustível: uma oportunidade para o Brasil**. 1<sup>a</sup> ed. Campinas, SP, Brasil: Editora Unicamp, 2009. .
- [107] MAUÉS, J. A. Maximização da geração elétrica a partir do bagaço e palha em usina de açúcar e álcool. **Brasil Engenharia**, p. 88–95, 2007. Disponível em: <[www.brasilengenharia.com.br](http://www.brasilengenharia.com.br)>.
- [108] SZARGUT, J. **Exergy Method - Technical and Ecological Applications**. 1<sup>a</sup> ed. Southampton, United Kingdom: WIT Press, 2005. .
- [109] DA SILVA, S. S.; CHANDEL, A. K. (EDS.). **Biofuels in Brazil - Fundamental Aspects, Recent Developments and Future Perspectives**. 1<sup>a</sup> ed. São Paulo, SP, Brasil: Springer International Publishing, 2014. Disponível em: <<http://link.springer.com/10.1007/978-3-319-05020-1>>.
- [110] SCHOONEES-MUIR, B. et al. **SASTA Laboratory Manual - including the Official**

- Methods**. 5th. ed. Durban: SASTA - South African Sugar Technologists' Association, 2009. .
- [111] JEANTET, R. et al. (EDS.). **Handbook of Food Science and Technology 3: Food Biochemistry and Technology**. 1st. ed. Hoboken, NJ, USA; London, UK: Wiley-ISTE, 2016. .
- [112] AVANT GARDE ENGINEERS AND CONSULTANTS. **Vinasse Concentration and Incineration - Present Status of Technology**. Chennai, India, 2008.: [s.n.] .
- [113] TECHNICAL INFORMATION BRANCH OF SOLAR ENERGY RESEARCH INSTITUTE. **Ethanol Fuels - A Reference Guide**. Golden, Colorado.: U.S. Department of Energy, 1982. .
- [114] OCHOA GEORGE, P. A. et al. Residue from Sugarcane Juice Filtration (Filter Cake): Energy Use at the Sugar Factory. **Waste and Biomass Valorization**, v. 1, n. 4, p. 407–13, 10 Dec. 2010. . Disponível em: <<http://link.springer.com/10.1007/s12649-010-9046-2>>.
- [115] AMARASEKARA, A. S. **Handbook of Cellulosic Ethanol**. 1ª ed. Hoboken, NJ, USA: John Wiley & Sons, Inc., 2013. . Disponível em: <<http://doi.wiley.com/10.1002/9781118878750>>.
- [116] PAYNE, J. H. **Operações Unitárias na Produção de Açúcar**. 1ª ed. Honolulu, Hawaii, United States of America.: NBL Editora, 1990. .
- [117] JUNIOR, S. DE O. **Exergy: Production, Cost and Renewability**. 1ª ed. New York, NY, United States of America: Springer International Publishing, 2013. .
- [118] DEDINI. **Caldeiras para Sistemas de Cogeração a Bagaço-de-Cana para Usinas de Açúcar e Etanol**. Piracicaba, SP, Brasil: [s.n.] .
- [119] SCHEGLIÁIEV, A. V. **Turbinas de Vapor - Parte 1 - La Teoría del Proceso Térmico y las Construcciones de Turbinas**. 1ª ed. Moscú, Unión Soviética: Editorial MIR, 1985. .
- [120] CELESTINO, S. M. C. **Princípios de Secagem de Alimentos: Série Documentos**. Planaltina, DF, Brasil: EMBRAPA, 2010. .
- [121] MUJUMDAR, A. S. (ED.). **Handbook of Industrial Drying**. 4ª ed. Boca Raton, FL, United States of America: CRC Press, 2014. .

- [122] PUHL, J.; NITZKE, J. A. **Secagem de Vegetais**. . Disponível em: <[http://www.ufrgs.br/alimentus1/objetos/veg\\_desidratados/index.html](http://www.ufrgs.br/alimentus1/objetos/veg_desidratados/index.html)>. Acesso em: 26 nov. 2015.
- [123] TFM DRYERS. **Rotary Drum Dryer**. . Disponível em: <<http://www.ft-dryer.com/products/Rotary-drum-dryer.html>>. Acesso em: 26 nov. 2015.
- [124] Canadian Biomass Magazine. **Drying Technology**, 2010. . Disponível em: <<http://www.canadianbiomassmagazine.ca/dryers/drying-technology-2027>>.
- [125] LIPPEL - PRODUTOS PARA BIOMASSA. **Secador Rotativo para Secagem de Biomassa**. . Disponível em: <[http://www.lippel.com.br/br/queimadores-e-secadores-de-biomassa/secador-rotativo/secadores-rotativos-para-biomassa.html#.Vr\\_Q5OZw6tw](http://www.lippel.com.br/br/queimadores-e-secadores-de-biomassa/secador-rotativo/secadores-rotativos-para-biomassa.html#.Vr_Q5OZw6tw)>. Acesso em: 15 dec. 2015.
- [126] BIOMAX - INDÚSTRIA DE MÁQUINAS. **Secadores**. . Disponível em: <<http://www.biomaxind.com.br/site/br/produtos/secadores.html>>. Acesso em: 15 dec. 2015.
- [127] MAPLES, D. **Combustion Efficiency Measurements on Bagasse Fired Boilers**. 1st. ed. Baton Rouge, Louisiana, United States of America: Audubon Sugar Institute, Louisiana State University, 1978. .
- [128] LUIKOV, A. V. **Heat and Mass Transfer in Capillary-Porous Bodies**. 1<sup>a</sup> ed. Oxford, United Kingdom: Pergamon Press, 1966. .
- [129] PAVLOV, K. F.; ROMANKOV, P. G.; NOSKOV, A. A. **Problemas y Ejemplos para el Curso de Operaciones Básicas y Aparatos en Tecnología Química**. 1<sup>a</sup> ed. Moscú, Unión Soviética: Editorial MIR, 1981. .
- [130] AMOS, W. A. Report on Biomass Drying Technology Report on Biomass Drying Technology. **SAE Transactions**, v. 106, n. November, p. 475–485, 1998. . Disponível em: <<http://www.p2pays.org/ref/22/21209.pdf>>.
- [131] MORTARI, D. A.; CRNKOVIC, P. M. Study of Thermal Decomposition and Ignition Temperature of Bagasse , Coal and Their Blends. **Thermal Engineering**, v. 9, n. December, p. 81–8, 2010. .
- [132] GARCA-PEREZ, M.; CHAALA, A.; ROY, C. Vacuum pyrolysis of sugarcane bagasse. **Journal of Analytical and Applied Pyrolysis**, v. 65, n. 2, p. 111–36, 2002. .

- [133] STUBINGTON, J. F.; AIMAN, S. Pyrolysis kinetics of bagasse at high heating rates. **Energy & Fuels**, v. 8, n. 1, p. 194–203, Jan. 1994. . Disponivel em: <<http://pubs.acs.org/doi/abs/10.1021/ef00043a031>>.
- [134] VAN DE VELDEN, M. et al. Fundamentals, kinetics and endothermicity of the biomass pyrolysis reaction. **Renewable Energy**, v. 35, n. 1, p. 232–42, Jan. 2010. . Disponivel em: <<http://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0960148109001803>>.
- [135] PETERS, J. F.; PETRAKOPOULOU, F.; DUFOUR, J. Exergetic analysis of a fast pyrolysis process for bio-oil production. **Fuel Processing Technology**, v. 119, p. 245–55, Mar. 2014. . Disponivel em: <<http://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0378382013003573>>.
- [136] BATIDZIRAI, B. **Design of Sustainable Biomass Value Chains – Optimising the supply logistics and use of biomass over time**. Univesity of Utrecht, Utrecht, The Netherlands, 2013.: [s.n.]. . Disponivel em: <<http://www.narcis.nl/publication/RecordID/oai%3Adspace.library.uu.nl%3A1874%2F287564>>.
- [137] STELT, M. J. C. VAN DER. **Chemistry and reaction kinetics of biowaste torrefaction**. [s.l.] Doctoral Thesis, Technische Universiteit Eindhoven, Eindhoven, The Netherlands, 2010. Disponivel em: <<http://alexandria.tue.nl/extra2/695294.pdf>>.
- [138] LEE, R. **Supply Chain Economics & Risk Management**. University of Leeds, Leeds, United Kingdom, 2012.: [s.n.]. . Disponivel em: <<http://www.engineering.leeds.ac.uk/short-courses/Torrefaction2014/documents/8.RachelLee-Supplychaineconomicsofbiomasstorrefaction.pdf>>.
- [139] NANOU, P.; CARBO, M. C.; KIEL, J. H. A. Detailed mapping of the mass and energy balance of a continuous biomass torrefaction plant. **Biomass and Bioenergy**, v. 89, p. 67–77, Jun. 2016. . Disponivel em: <<http://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0961953416300332>>.
- [140] SMITH, A. .; KLOSEK, J. A review of air separation technologies and their integration with energy conversion processes. **Fuel Processing Technology**, v. 70, n. 2, p. 115–34, May 2001. . Disponivel em: <<http://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S037838200100131X>>.
- [141] SIAD MACCHINE IMPIANTI. **Air Separation Unit for the Production of Liquid**

- Oxygen, Nitrogen and Argon.** . Disponível em: <[http://www.siadmi.com/wp-content/uploads/2014/09/O2\\_N2\\_AR\\_merchant\\_ASU\\_code\\_167uk06121.pdf](http://www.siadmi.com/wp-content/uploads/2014/09/O2_N2_AR_merchant_ASU_code_167uk06121.pdf)>.  
Acesso em: 6 nov. 2015.
- [142] BDM CRYOFUSION & MANDRESSI ITALIA. **Small Capacity Air Separation Plant.** . Disponível em: <[http://www.bdmgasplants.com/pdf/BDM\\_OXYGEN\\_PLANT\\_CATALOG.pdf](http://www.bdmgasplants.com/pdf/BDM_OXYGEN_PLANT_CATALOG.pdf)>.  
Acesso em: 6 nov. 2015.
- [143] EKBOM, T. **Major Igcc Projects World-Wide.** Riga, Latvia: [s.n.]. . Disponível em: <[www.nykomb.se](http://www.nykomb.se)>.
- [144] ALSULTANNTY, Y. A.; AL-SHAMMARI, N. N. Oxygen Specific Power Consumption Comparison for Air Separation Units. **Engineering Journal**, v. 18, n. 2, p. 67–80, 2014. . Disponível em: <<http://www.engj.org/index.php/ej/article/view/400/330>>.
- [145] BAUKAL, C. E. (ED.). **Oxygen-Enhanced Combustion.** 2<sup>a</sup> ed. Boca Raton, FL, United States of America: CRC Press, 2013. .
- [146] HONIG, P. **Principles of Sugar Technology.** 1<sup>a</sup> ed. Philadelphia, Pennsylvania, United States of America: Elsevier Ltd, 1953. .
- [147] MILES, T. R. et al. **Alkali deposits found in biomass power plants. A preliminary investigation of their extend and nature.** Washington D.C., United States of America, 1996.: [s.n.]. . Disponível em: <<http://www.nrel.gov/docs/legosti/fy96/8142v2.pdf>>.
- [148] TURN, S. Q.; KINOSHITA, C. M.; ISHIMURA, D. M. Removal of inorganic constituents of biomass feedstocks by mechanical dewatering and leaching. **Biomass and Bioenergy**, v. 12, n. 4, p. 241–52, Jan. 1997. . Disponível em: <<http://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0961953497000056>>.
- [149] MAGASINER, N.; DE KOCK, J. W. Design criteria for fibrous fuel fired boilers. **Energy World**, v. 8–9, p. 4–12, 1987. . Disponível em: <<https://www.ecn.nl/phyllis2/Browse/Standard/ECN-Phyllis#bagasse>>.
- [150] WILÉN, C.; MOILANEN, A.; KURKELA, E. **Biomass FeedStock Analyses.** Espoo: VTT Publications, 1996. .



- [151] GABRA, M. et al. Alkali retention/separation during bagasse gasification: a comparison between a fluidised bed and a cyclone gasifier. **Biomass and Bioenergy**, v. 21, n. 6, p. 461–76, Dec. 2001. . Disponível em: <<http://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0961953401000423>>.
- [152] TURN, S. Q. et al. Test results from sugar cane bagasse and high fiber cane co-fired with fossil fuels. **Biomass and Bioenergy**, v. 30, n. 6, p. 565–74, Jun. 2006. . Disponível em: <<http://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0961953406000031>>.
- [153] GUPTA, R. P.; WALL, T. F.; BAXTER, L. (EDS.). **Impact of Mineral Impurities in Solid Fuel Combustion**. 1<sup>a</sup> ed. New York, NY, United States of America: Springer, 1999. .
- [154] FREDERICCI, C. et al. An analysis of Brazilian sugarcane bagasse ash behavior under thermal gasification. **Chemical and Biological Technologies in Agriculture**, v. 1, n. 1, p. 15, 2014. . Disponível em: <<http://www.chembioagro.com/content/1/1/15>>.
- [155] TREMEL, A. **Reaction Kinetics of Solid Fuels during Entrained Flow Gasification**. [s.l.] Doctoral Thesis, Technischen Universität München, München. Deutschland, 2012.
- [156] ROCHA, M. H. **Avaliação Técnico-Econômica de Biorrefinarias para a Produção de Biocombustíveis Líquidos e Eletricidade Através da Gaseificação de Biomassa**. [s.l.] Tese de Doutorado, Universidade Federal de Itajubá, Itajubá, MG, Brasil, [s.d.].
- [157] PADUREAN, A.; CORMOS, C.; AGACHI, P. Pre-combustion carbon dioxide capture by gas – liquid absorption for Integrated Gasification Combined Cycle power plants. **International Journal of Greenhouse Gas Control**, v. 7, p. 1–11, 2012. . Disponível em: <<http://dx.doi.org/10.1016/j.ijggc.2011.12.007>>.
- [158] LEIBBRANDT, N. H. et al. Process efficiency of biofuel production via gasification and Fischer–Tropsch synthesis. **Fuel**, v. 109, p. 484–92, Jul. 2013. . Disponível em: <<http://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0016236113002019>>.
- [159] LARSON, E. D.; JIN, H.; CELIK, F. E. Large-scale gasification-based coproduction of fuels and electricity from switchgrass. **Biofuels, Bioproducts and Biorefining**, v. 3, n. 2, p. 174–94, Mar. 2009. . Disponível em: <<http://doi.wiley.com/10.1002/bbb.137>>.
- [160] CORRÊA NETO, V. **Análise de Viabilidade da Cogeração de Energia Elétrica em Ciclo Combinado com Gaseificação de Biomassa de Cana-de-açúcar e Gás**

- Natural.** [s.l.] Dissertação de Mestrado em Planejamento Energético, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro-RJ, Brasil., 2001.
- [161] SOARES, C. **Gas Turbines - A Handbook of Air, Land, and Sea Applications.** 2<sup>a</sup> ed. New York, NY, United States of America: Elsevier Ltd, 2014. .
- [162] BRDAR, D.; JONES, R. **GE IGCC Technology and Experience with Advanced Gas Turbines.** Schenectady, NY, United States of America: GE Power Systems, 2003. .
- [163] GE POWER SYSTEMS. **Gas Turbine and Combined Cycle Products.** Atlanta, GA, United States of America, 2013.: [s.n.]. .

## **ANEXOS**

## ANEXO A – Cálculo das Propriedades da Cana

Nos balanços energético e exergético, considera-se que a cana picada que chega à usina é constituída por bagaço e caldo. A moagem é considerada, portanto, um processo estritamente físico de separação para a obtenção destes dois produtos.

### i-) Cálculo do PCI da cana picada em [kJ/kg]:

Pelo balanço energético de cada tonelada de cana picada processada, vem:

$$m_{\text{cana picada}} \cdot \text{PCI}_{\text{cana picada}} = m_{\text{bagaço seco}} \cdot \text{PCI}_{\text{bagaço seco}} + m_{\text{caldo}} \cdot \text{PCI}_{\text{caldo}}$$

Onde:

$m_{\text{bagaço seco}} =$  massa de bagaço seco presente em cada tonelada de cana = 140 [kg/t<sub>cana</sub>]  
(considerando que o teor de fibras da cana picada é de 14%);

$\text{PCI}_{\text{bagaço seco}} = 7500/0,5$  [kJ/kg] (considerando que a umidade do bagaço após a moagem é de 50%) = 15500 [kJ/kg];

$m_{\text{caldo}} =$  massa de caldo presente em cada tonelada de cana = 860 [kg/t<sub>cana</sub>];

$\text{PCI}_{\text{caldo}} = 2550$  [kJ/kg];

$m_{\text{cana picada}} =$  massa de cana picada = 1000 [kg].

Substituindo valores, vem:

$$\text{PCI}_{\text{cana picada}} = 4363 \text{ [kJ/kg]}$$

### ii-) Cálculo da exergia química específica da cana picada em [kJ/kg]

Pelo balanço exergético de cada tonelada de cana processada, vem:

$$B_{\text{cana picada}} + B_{\text{água de embebição}} = B_{\text{bagaço}} + B_{\text{caldo}}$$

Onde:

$B_{\text{caldo}}$  = exergia química associada do caldo;

$B_{\text{bagaço}}$  = exergia química do bagaço;

$B_{\text{água de embebição}}$  = exergia química da água de embebição.

Substituindo os valores adotados, vem:

$$b_{\text{cana picada}} = 5636,25 \text{ [kJ/kg]}.$$

## ANEXO B – Estimativa da Quantidade e Composição Molar dos Gases de Combustão Provenientes da Caldeira

A queima individual de bagaço e palha em caldeiras exige que algumas considerações sejam feitas, conforme mostra a tabela a seguir:

Elemento Considerado	Palha	Bagaço
Coeficiente de Excesso de Ar na Fornalha	1,3	1,3
Umidade Relativa do Ar (%)	60%	60%
Ar infiltrado (% em massa do Ar que Infiltra na Fornalha)	10%	10%

A partir dessas considerações, leva-se em conta também que as cinzas obtidas nas queimas individuais de bagaço e palha, em sua totalidade, se depositam na parte inferior da fornalha. Diante dessas considerações e da composição molar adotada para a palha e para o bagaço, obtém-se a composição molar e a quantidade dos gases de combustão para cada quilograma de palha e bagaço queimados individualmente. Os resultados obtidos são mostrados na tabela que se segue:

Gás Considerado	Queima da Palha	Queima do Bagaço
% CO <sub>2</sub>	19,12%	10,94%
% H <sub>2</sub> O	18,77%	24,41%
% N <sub>2</sub>	54,19%	60,08%
% O <sub>2</sub>	7,91%	4,56%
% SO <sub>2</sub>	0,009%	0,008%
<b>Relação Ar – Combustível</b>	<b>6,63</b>	<b>3,97</b>
<b>kg de Gases de Combustão/kg de Combustível</b>	<b>7,562</b>	<b>4,95</b>

Mediante uso dos dados da tabela e, considerando as porcentagens mássicas de palha e bagaço que alimentam a caldeira do sistema de cogeração, constata-se que a quantidade de

gases produzidos pela caldeira é de 5,98 [kg de gás / kg de mistura combustível). Já as composições mássica e molar são dadas pela tabela que se segue:

<b>Gás Considerado</b>	<b>Composição Molar</b>	<b>Composição Mássica</b>
CO <sub>2</sub>	14,17%	22,04%
H <sub>2</sub> O	22,18%	14,12%
N <sub>2</sub>	57,76%	57,17%
O <sub>2</sub>	5,88%	6,65%
SO <sub>2</sub>	0,01%	0,02%

Considerando a quantidade de mistura combustível (palha + bagaço) encaminhados à planta de cogeração nos casos PIR-AUT, PIR-ANEX, TOR-AUT e TOR-ANEX, conta-se que a vazão mássica de gases provenientes da caldeira é de 414,26 [kg/s].

### **ANEXO C – Estimativa da Máxima Quantidade de Energia Transferida por Parte dos Gases Provenientes da Caldeira para a Secagem do Bagaço**

Considerando as entalpias de cada gás componente da mistura nas temperaturas de entrada e saída no secador, determina-se a entalpia da mistura gasosa para cada temperatura. Através do produto de sua variação pela vazão mássica dos gases determina-se a máxima energia que os gases podem transferir para a secagem do bagaço.

<b>Gás Considerado</b>	<b>Composição Mássica (%)</b>	<b>Entalpia do Gás a 500 [K] (kJ/kg)</b>	<b>Entalpia do Gás a 110 [°C] (kJ/kg)</b>
CO <sub>2</sub>	22,04%	189	68
H <sub>2</sub> O	14,12%	2924,9	2696,3
N <sub>2</sub>	57,17%	211	80
O <sub>2</sub>	6,65%	192	72
SO <sub>2</sub>	0,02%	1837,54	1749,15

---

<b>Mistura</b>	<b>100%</b>	<b>588,33</b>	<b>446,49</b>
----------------	-------------	---------------	---------------

---

Considerando a vazão mássica de 414,26 [kg/s], constata-se que a máxima energia que os gases provenientes da caldeira podem transferir para a unidade de secagem é de 58,78 [MJ].



### ANEXO D – Dados para a Análise Exergética do Caso REF-AUT

Pontos	Elemento Considerado	Fluxo Mássico (kg/s)	Pressão (bar)	Temperatura (°C)	Entalpia (kJ/kg)	Entropia (kJ/kg.K)	Exergia Química Específica (kJ/kg)	Exergia Física Específica (kJ/kg)	Exergia Específica Total (kJ/kg)	Exergia (MW)
1	Cana Picada	138,89	1,01	25	-	-	5636,25	0	5636,25	782,81
2	Água de Embebição	41,67	1,01	25	-	-	50	0	50,00	2,08
3	Caldo	141,67	1,01	25	-	-	2751	0	2751,00	389,73
4	Vapor de Escape Condensado	52,78	1,01	25	-	-	50	0	50,00	2,64
5	Água de Diluição	39,88	1,01	25	-	-	50	0	50,00	1,99
6	Etanol	9,88	1,01	25	-	-	27217	0	27217,00	268,77
7	Vinhaça	159,03	1,01	25	-	-	84	0	84,00	13,36
8	Torta de Filtro	4,86	1,01	25	-	-	162	0	162,00	0,79
9	Demais Resíduos	9,86	1,01	25	-	-	451,6	38,54	490,14	4,83
10	Bagaço para a Cogeração	27,34	1,01	25	-	-	10161,53	0	10161,53	277,82
11	Ar	108,43	1,01	25	-	-	0,00	0,00	0,00	0,00
12	Líquido Comprimido	52,78	65	27,24	120,08	0,396	50,00	6,57	56,57	2,99
13	Vapor Superaquecido	52,78	65	480	3368,76	6,777	527,78	1352,76	1880,54	99,25
14	Vapor Superaquecido	52,78	20	333,23	3101,14	6,899	527,78	1048,76	1576,54	83,21
15	Vapor Superaquecido	27,7	20	333,23	3101,14	6,90	527,78	1048,76	1576,54	43,67
16	Vapor de Escape	27,7	2,5	172,32	2811,12	7,276	527,78	646,34	1174,12	32,52
17	Vapor Superaquecido	25,08	20	333,23	3101,14	6,899	527,78	1048,76	1576,54	39,54
18	Vapor de Escape	25,08	2,5	141,74	2747,06	7,127	527,78	626,71	1154,48	28,95
19	Bagaço para Estocagem	3,89	1,01	25	-	-	10161,53	0	10161,53	39,52
20	Bagaço Excedente	7,66	1,01	25,00	-	-	10161,53	0,00	10161,53	77,84

### ANEXO E – Dados para a Análise Exergética do Caso REF-ANEX

Pontos	Elemento Considerado	Fluxo Mássico (kg/s)	Pressão (bar)	Temperatura (°C)	Entalpia (kJ/kg)	Entropia (kJ/kg.K)	Exergia Química Específica (kJ/kg)	Exergia Física Específica (kJ/kg)	Exergia Específica Total (kJ/kg)	Exergia (MW)
1	Cana Picada	138,89	1,01	25	-	-	5636,25	0	5636,25	782,81
2	Água de Embebição	41,67	1,01	25	-	-	50	0	50,00	2,08
3	Caldo	141,67	1,01	25	-	-	2751	0	2751,00	389,73
4	Vapor de Escape Condensado	58,33	1,01	25	-	-	50,00	0,00	50,00	2,92
5	Água de Diluição	21,53	1,01	25	25	-	-	50,00	0,00	1,08
6	Vapor Vegetal Condensado	31,53	1,01	25	-	-	50,00	0,00	50,00	1,58
7	Etanol	5,49	1,01	25	-	-	27217,00	0,00	27217,00	149,32
8	Vinhaça	85,38	1,01	25	-	-	84,00	0,00	84,00	7,17
9	Açúcar	9,31	1,01	25	-	-	17485,00	0,00	17485,00	162,71
10	Torta de Filtro	4,86	1,01	25	-	-	162,00	0,00	162,00	0,79
11	Demais Resíduos	5,67	1,01	25	-	-	451,60	38,54	490,14	2,78
12	Bagaço para a Cogeração	30,21	1,01	25	-	-	10161,53	0,00	10161,53	306,98
13	Ar	119,81	1,01	25	-	-	0,00	0,00	0,00	0,00
14	Líquido Comprimido	58,33	65	27,24	120,08	0,396	50,00	6,57	56,57	3,30
15	Vapor Superaquecido	58,33	65	480	3368,76	6,777	527,78	1352,76	1880,54	109,70
16	Vapor Superaquecido	58,33	20	333,23	3101,14	6,899	527,777778	1048,7642	1576,541978	91,96
17	Vapor Superaquecido	27,7	20	333,23	3101,14	6,899	527,78	1048,76	1576,54	43,67
18	Vapor de Escape	27,7	2,5	172,32	2811,12	7,276	527,78	646,34	1174,12	32,52
19	Vapor Superaquecido	30,63	20	333,23	3101,14	6,899	527,78	1048,76	1576,54	48,29
20	Vapor de Escape	30,63	2,5	141,74	2747,06	7,127	527,78	626,71	1154,48	35,37
21	Bagaço para Estocagem	3,89	1,01	25	-	-	10161,53	0	10161,53	39,52
22	Bagaço Excedente	4,79	1,01	25	-	-	10161,53	0	10161,53	48,67

### ANEXO F – Dados para a Análise Exergética do Caso COG-AUT

Pontos	Elemento Considerado	Fluxo Mássico (kg/s)	Pressão (bar)	Temperatura (°C)	Entalpia (kJ/kg)	Entropia (kJ/kg.K)	Exergia Química Específica (kJ/kg)	Exergia Física Específica (kJ/kg)	Exergia Específica Total (kJ/kg)	Exergia (MW)
1	Cana Picada	333,33	1,01	25	-	-	5636,25	0	5636,25	1878,75
2	Água de Embebição	100	1,01	25	-	-	50	0	50,00	5,00
3	Caldo	340	1,01	25	-	-	2751	0	2751,00	935,34
4	Vapor de Escape Condensado	127,00	1,01	25	-	-	50	0	50,00	6,35
5	Água de Diluição	95,72	1,01	25	-	-	50	0	50,00	4,79
6	Etanol	23,70	1,01	25	-	-	27217	0	27217,00	645,04
7	Vinhaça	381,67	1,01	25	-	-	84	0	84,00	32,06
8	Torta de Filtro	11,67	1,01	25	-	-	162	0	162,00	1,89
9	Demais Resíduos	23,67	1,01	25	-	-	451,6	38,54	490,14	11,60
10	Bagaço	84,00	1,01	25	-	-	10161,53	0,00	10161,53	853,57
11	Palha	27,33	1,01	25	-	-	17648,64	0,00	17648,64	482,40
12	Ar que Alimenta a Caldeira	514,46	1,01	25	-	-	0,00	0,00	0,00	0,00
13	Vapor Superaquecido	292,56	100	530	3450,18	6,695	527,78	1458,63	1986,40	581,14
14	Vapor Saturado	25,59	3	137,23	2732,76	7,011	527,78	646,99	1174,77	30,06
15	Vapor de Escape	127	2,5	127,43	2704,67	7,048	527,78	607,87	1135,65	144,23
16	Vapor Saturado	139,97	0,1	45,83	2282,44	7,251	527,78	125,12	652,89	91,39
17	Líquido Comprimido	6053,55	2,5	36,49	153,0	0,525	50,00	1,06	51,06	309,11
18	Líquido Comprimido	6053,55	1,01	25,31	106,13	0,371	50,00	0,08	50,08	303,15
19	Líquido Comprimido	6053,55	2,5	25,38	106,58	0,372	50,00	0,23	50,23	304,07
20	Líquido Saturado	139,97	0,1	45,83	191,83	0,650	50,00	2,59	52,59	7,36
21	Líquido Comprimido	139,97	1,5	45,89	192,18	0,651	50,00	2,65	52,65	7,37
22	Líquido Comprimido	127	1,5	25,05	105,19	0,368	50,00	0,03	50,03	6,35
23	Líquido Comprimido	266,97	1,5	35,75	149,82	0,515	50,00	0,83	50,83	13,57
24	Líquido Saturado	292,56	1,5	101,37	424,89	1,322	50,00	35,30	85,30	24,95
25	Líquido Comprimido	292,56	100	105,43	449,29	1,360	50,00	48,37	98,37	28,78
26	Bagaço para Estocagem	9,33	1,01	25	-	-	10161,53	0	10161,53	94,84

### ANEXO G – Dados para a Análise Exergética do Caso COG-ANEX

Pontos	Elemento Considerado	Fluxo Mássico (kg/s)	Pressão (bar)	Temperatura (°C)	Entalpia (kJ/kg)	Entropia (kJ/kg.K)	Exergia Química Específica (kJ/kg)	Exergia Física Específica (kJ/kg)	Exergia Específica Total (kJ/kg)	Exergia (MW)
1	Cana Picada	333,33	1,01	25	-	-	5636,25	0	5636,25	1878,75
2	Água de Embebição	100	1,01	25	-	-	50	0	50,00	5,00
3	Caldo	340	1,01	25	-	-	2751	0	2751,00	935,34
4	Vapor Vegetal Condensado	75,67	1,01	25	104,86	0,367	50,00	0,00	50,00	3,78
5	Vapor de Escape Condensado	140	1,01	25	104,86	0,367	50,00	0,00	50,00	7,00
6	Água de Diluição	51,67	1,01	25	-	-	50,00	0,00	50,00	2,58
7	Etanol	13,17	1,01	25	-	-	27217,00	0,00	27217,00	358,36
8	Vinhaça	204,90	1,01	25	-	-	84,00	0,00	84,00	17,21
9	Açúcar	22,33	1,01	25	-	-	17485,00	0,00	17485,00	390,50
10	Torta de Filtro	11,67	0	25	-	-	162,00	0,00	162,00	1,89
11	Demais Resíduos	13,60	1,01	25	-	-	451,60	38,54	490,14	6,67
12	Bagaço	84,00	1,01	25	-	-	10161,53	0,00	10161,53	853,57
13	Ar que Alimenta a Caldeira	514,46	1,01	25	-	-	0,00	0,00	0,00	0,00
14	Palha	27,33	1,01	25	-	-	17648,64	0,00	17648,64	482,40
15	Vapor Superaquecido	292,56	100	530	3450,18	6,695	527,78	1458,63	1986,40	581,14
16	Vapor Saturado	31,6	3	137,23	2732,76	7,011	527,78	646,99	1174,77	37,12
17	Vapor de Escape	140	2,5	127,43	2704,67	7,048	527,78	607,87	1135,65	158,99
18	Vapor Saturado	120,96	0,1	45,83	2282,44	7,251	527,78	125,12	652,89	78,97
19	Líquido Comprimido	5448,04	2,5	36,49	153,03	0,525	50,00	1,06	51,06	278,19
20	Líquido Comprimido	5448,04	1,01	25,31	106,13	0,371	50,00	0,08	50,08	272,82
21	Líquido Comprimido	5448,04	2,5	25,38	106,58	0,372	50,00	0,23	50,23	273,65
22	Líquido Saturado	120,96	0,1	45,83	191,83	0,65	50,00	2,59	52,59	6,36
23	Líquido Comprimido	120,96	1,5	45,89	192,18	0,651	50,00	2,65	52,65	6,37
24	Líquido Comprimido	140	1,5	25,05	105,19	0,368	50,00	0,03	50,03	7,00
25	Líquido Comprimido	260,96	1,5	34,7	145,43	0,501	50,00	0,62	50,62	13,21
26	Líquido Saturado	292,56	1,5	101,37	424,89	1,322	50,00	35,30	85,30	24,95

Pontos	Elemento Considerado	Fluxo Mássico (kg/s)	Pressão (bar)	Temperatura (°C)	Entalpia (kJ/kg)	Entropia (kJ/kg.K)	Exergia Química Específica (kJ/kg)	Exergia Física Específica (kJ/kg)	Exergia Específica Total (kJ/kg)	Exergia (MW)
27	Líquido Comprimido	292,56	100	105,43	449,29	1,360	50,00	48,37	98,37	28,78
28	Bagaço para Estocagem	9,33	1,01	25	-	-	10161,53	0	10161,53	94,84

**ANEXO H - Dados para a Análise Exergética do Caso BIGCC-PIR (AUT)**

Pontos	Elemento Considerado	Fluxo Mássico (kg/s)	Pressão (bar)	Temperatura (°C)	Entalpia (kJ/kg)	Entropia (kJ/kg.K)	Exergia Química Específica (kJ/kg)	Exergia Física Específica (kJ/kg)	Exergia Específica Total (kJ/kg)	Exergia (MW)
1	Cana Picada	333,33	1,01	25	-	-	5636,25	0	5636,25	1878,75
2	Água de Embebição	100	1,01	25	-	-	50	0	50,00	5,00
3	Caldo	340	1,01	25	-	-	2751	0	2751,00	935,34
4	Vapor de Escape Condensado	88,50	1,01	25,00	104,86	0,37	50,00	0,00	50,00	4,43
5	Água de Diluição	95,72	1,01	25	-	-	50	0	50,00	4,79
6	Vapor de Escape Condensado	39,59	1,01	25,00	104,86	0,37	50,00	0,00	50,00	1,98
7	Etanol	23,70	1,01	25	-	-	27217	0	27217,00	645,04
8	Vinhaça	381,67	1,01	25	-	-	84	0	84,00	32,06
9	Torta de Filtro	11,67	1,01	25	-	-	162	0	162,00	1,89
10	Demais Resíduos	23,67	1,01	25	-	-	451,6	38,54	490,14	11,60
11	Bagaço	41,94	1,01	25,00	-	-	10161,53	0,00	10161,53	426,22
12	Ar que Alimenta a Caldeira	347,68	1,01	25,00	-	-	0	0,00	0	0
13	Palha	27,33	1,01	25	-	-	17648,64	0,00	17648,64	482,40
14	Vapor Superaquecido	203,80	100,00	530,00	3450,18	6,70	527,78	1458,63	1986,40	404,83
15	Vapor Superaquecido	1,09	4,80	180,00	2812,70	6,99	527,78	734,44	1262,22	1,38
16	Vapor Saturado	21,70	3,00	137,23	2732,76	7,01	527,78	646,99	1174,77	25,49
17	Vapor de Escape	87,41	2,50	127,43	2704,67	7,02	527,78	615,32	1143,10	99,92
18	Vapor Saturado	93,60	0,10	45,83	2282,44	7,20	527,78	139,43	667,20	62,45
19	Líquido Comprimido	4214,84	2,5	36,50	153,05	0,53	50,00	1,08	51,08	215,30
20	Líquido Comprimido	4214,84	1,01	25,31	106,13	0,37	50,00	0,08	50,08	211,07
21	Líquido Comprimido	4214,84	2,50	25,38	106,60	0,37	50,00	0,25	50,25	211,79
22	Líquido Saturado	93,60	0,10	45,83	191,83	0,65	50,00	2,59	52,59	4,92
23	Líquido Comprimido	93,60	1,50	45,91	192,18	0,65	50,00	2,65	52,65	4,93
24	Líquido Comprimido	88,50	1,50	25,05	105,18	0,37	50,00	0,02	50,02	4,43
25	Líquido Comprimido	182,10	1,50	35,75	149,84	0,52	50,00	0,85	50,85	9,26
26	Líquido Saturado	203,80	1,50	101,37	424,89	1,32	50,00	35,30	85,30	17,38

Pontos	Elemento Considerado	Fluxo Mássico (kg/s)	Pressão (bar)	Temperatura (°C)	Entalpia (kJ/kg)	Entropia (kJ/kg.K)	Exergia Química Específica (kJ/kg)	Exergia Física Específica (kJ/kg)	Exergia Específica Total (kJ/kg)	Exergia (MW)
27	Líquido Comprimido	203,80	100,00	105,43	449,29	1,36	50,00	48,37	98,37	20,05
28	Gases de Combustão da Caldeira	414,26	1,01	226,85	-	-	161,64	53,69	215,33	89,20
29	Bagaço (50% de Umidade)	41,94	1,01	25	-	-	10161,53	0	10161,53	426,22
30	Bagaço (10% de Umidade)	23,30	1,01	45	-	-	18361,04	0	18361,04	427,86
31	Líquido Comprimido	2261,39	1,01	25	104,86	0,367	50,00	0,00	50,00	113,07
32	Líquido Comprimido	2261,39	2,5	25,38	106,60	0,37	50,00	0,25	50,25	113,63
33	Líquido Comprimido	2261,39	2,5	35,38	153,05	0,53	50,00	1,08	51,08	115,52
34	Ar	107,55	1,01	25	1,7	6,96	0	0,00	0	0
35	Oxigênio Líquido	10,91	1,5	-170	-169,5	5,4	124,06	126,65	250,71	2,73
36	Oxigênio para a Gaseificação	10,60	30	167,54	140,6	6,1	124,06	228,05	352,11	3,73
37	Nitrogênio para a Pirólise	69,91	1,5	25	1,5	6,7	25,71	29,32	55,03	3,85
38	Óleo Pirolítico	15,15	1,01	25	-	-	18686,04	0,00	18686,04	283,03
39	Gás Pobre	25,73	30	1350	-	-	8734,47	1754,52	10488,99	269,92
40	Líquido Comprimido	16,90	1,01	25	104,86	0,367	50,00	0,00	50,00	0,85
41	Líquido Comprimido	16,90	85	27,93	124,8	0,405	50,00	8,61	58,61	0,99
42	Vapor Saturado	16,90	85	299,23	2752,47	5,714	527,78	1053,40	1581,18	26,72
43	Gás Pobre	25,73	30	40	31,87	-	8734,47	354,11	9088,58	233,89
44	CO <sub>2</sub> Capturado	6,88	30	40	-17,6	4,210	451,59	186,12	637,71	4,39
45	Gás Pobre	18,85	30	40	35,87	-	11796,30	413,57	12209,87	230,16
46	Ar	213,51	1,01	25	1,7	6,96	0,00	0,00	0,00	0,00
47	Gases de Escape da Turbina	232,36	1,01	560	590,25	-	37,85	264,25	302,09	70,19
48	Líquido Comprimido	22,69	1,01	25	104,86	0,367	50,00	0,00	50,00	1,13
49	Líquido Comprimido	22,69	85	27,93	124,8	0,405	50,00	8,61	58,61	1,33
50	Vapor Superaquecido	39,59	85	480	3343,1	6,627	527,78	1371,82	1899,60	75,21
51	Gases de Escape da Turbina	232,36	1,01	180	191,64	-	37,85	32,44	70,29	16,33
52	Gases que Saem do Secador	414,26	1,01	110	446,49	-	101,97	11,34	113,31	46,94
53	Vapor de Escape	39,59	2,5	127,43	2716,4	7,052	527,78	618,41	1146,19	45,38

**ANEXO I – Dados para a Análise Exergética do Caso BIGCC-PIR (ANEX)**

Pontos	Elemento Considerado	Fluxo Mássico (kg/s)	Pressão (bar)	Temperatura (°C)	Entalpia (kJ/kg)	Entropia (kJ/kg.K)	Exergia Química Específica (kJ/kg)	Exergia Física Específica (kJ/kg)	Exergia Específica Total (kJ/kg)	Exergia (MW)
1	Cana Picada	333,33	1,01	25	-	-	5636,25	0	5636,25	1878,75
2	Água de Embebição	100	1,01	25	-	-	50	0	50,00	5,00
3	Caldo	340	1,01	25	-	-	2751	0	2751,00	935,34
4	Vapor Vegetal Condensado	75,67	1,01	25	104,86	0,367	50,00	0,00	50,00	3,78
5	Vapor de Escape Condensado	101,50	1,01	25	104,86	0,37	50,00	0,00	50,00	5,08
6	Água de Diluição	51,67	1,01	25	104,86	0,37	50,00	0,00	50,00	2,58
7	Vapor de Escape Condensado	39,59	1,01	25	104,86	0,367	50,00	0,00	50,00	1,98
8	Etanol	13,17	1,01	25	-	-	27217,00	0,00	27217,00	358,36
9	Vinhaça	204,90	1,01	25	-	-	84,00	0,00	84,00	17,21
10	Açúcar	22,33	1,01	25	-	-	17485,00	0,00	17485,00	390,50
11	Torta de Filtro	11,67	0	25	-	-	162,00	0,00	162,00	1,89
12	Demais Resíduos	13,60	1,01	25	-	-	451,60	38,54	490,14	6,67
13	Bagaço	41,94	1,01	25,00	-	-	10161,53	0,00	10161,53	426,22
14	Ar que Alimenta a Caldeira	347,68	1,01	25,00	-	-	0,00	0,00	0,00	0,00
15	Palha	27,33	1,01	25	-	-	17648,64	0,00	17648,64	482,40
16	Vapor Superaquecido	203,80	100,00	530,00	3450,18	6,70	527,78	1458,63	1986,40	404,83
17	Vapor Superaquecido	1,09	4,80	180,00	2812,70	6,99	527,78	734,44	1262,22	1,38
18	Vapor Saturado	22,15	3,00	137,23	2732,76	7,01	527,78	646,99	1174,77	26,02
19	Vapor de Escape	100,41	2,50	127,43	2704,67	7,02	527,78	615,32	1143,10	114,78
20	Vapor Saturado	80,15	0,10	45,83	2282,44	7,20	527,78	139,43	667,20	53,48
21	Líquido Comprimido	3609,32	2,50	36,50	153,05	0,53	50,00	1,08	51,08	184,37
22	Líquido Comprimido	3609,32	1,01	25,31	106,13	0,37	50,00	0,08	50,08	180,75
23	Líquido Comprimido	3609,32	2,5	25,38	106,60	0,37	50,00	0,25	50,25	181,37
24	Líquido Saturado	80,15	0,10	45,83	191,83	0,65	50,00	2,59	52,59	4,22
25	Líquido Comprimido	80,15	1,50	45,91	192,18	0,65	50,00	2,65	52,65	4,22



Pontos	Elemento Considerado	Fluxo Mássico (kg/s)	Pressão (bar)	Temperatura (°C)	Entalpia (kJ/kg)	Entropia (kJ/kg.K)	Exergia Química Específica (kJ/kg)	Exergia Física Específica (kJ/kg)	Exergia Específica Total (kJ/kg)	Exergia (MW)
26	Líquido Comprimido	101,50	1,50	25,05	105,18	0,37	50,00	0,02	50,02	5,08
27	Líquido Comprimido	181,65	1,50	34,23	143,49	0,49	50,00	0,76	50,76	9,22
28	Líquido Saturado	203,80	1,50	101,37	424,89	1,32	50,00	35,30	85,30	17,38
29	Líquido Comprimido	203,80	100,00	105,43	449,29	1,36	50,00	48,37	98,37	20,05
30	Gases de Combustão da Caldeira	414,26	1,01	226,85	-	-	161,64	53,69	215,33	89,20
31	Bagaço (50% de Umidade)	41,94	1,01	25	-	-	10161,53	0	10161,53	426,22
32	Bagaço (10% de Umidade)	23,30	1,01	45	-	-	18361,04	0	18361,04	427,86
33	Líquido Comprimido	2261,39	1,01	25	104,86	0,367	50,00	0,00	50,00	113,07
34	Líquido Comprimido	2261,39	2,5	25,38	106,60	0,37	50,00	0,25	50,25	113,63
35	Líquido Comprimido	2261,39	2,5	35,38	153,05	0,53	50,00	1,08	51,08	115,52
36	Ar	107,55	1,01	25	1,7	6,96	0,00	0,00	0,00	0,00
37	Oxigênio Líquido	10,91	1,5	-170	-169,5	5,4	124,06	126,65	250,71	2,73
38	Oxigênio para a Gaseificação	10,60	30	167,5412	140,6	6,1	124,06	228,05	352,11	3,73
39	Nitrogênio para a Pirólise	69,91	1,5	25	1,5	6,7	25,71	29,32	55,03	3,85
40	Óleo Pirolítico	15,15	1,01	25	-	-	18686,04	0,00	18686,04	283,03
41	Gás Pobre	25,73	30	1350	-	-	8734,47	1754,52	10488,99	269,92
42	Líquido Comprimido	16,90	1,01	25	104,86	0,367	50,00	0,00	50,00	0,85
43	Líquido Comprimido	16,90	85	27,93	124,8	0,405	50,00	8,61	58,61	0,99
44	Vapor Saturado	16,90	85	299,23	2752,47	5,714	527,78	1053,40	1581,18	26,72
45	Gás Pobre	25,73	30	40	31,87	-	8734,47	354,11	9088,58	233,89
46	CO <sub>2</sub> Capturado	6,88	30	40	-17,6	4,210	451,59	186,12	637,71	4,39
47	Gás Pobre	18,85	30	40	35,87	-	11796,30	413,57	12209,87	230,16
48	Ar	213,51	1,01	25	1,7	6,96	0,00	0,00	0,00	0,00
49	Gases de Escape da Turbina	232,36	1,01	560	590,25	-	37,85	264,25	302,09	70,19
50	Líquido Comprimido	22,69	1,01	25	104,86	0,367	50,00	0,00	50,00	1,13
51	Líquido Comprimido	22,69	85	27,93	124,8	0,405	50,00	8,61	58,61	1,33
52	Vapor Superaquecido	39,59	85	480	3343,1	6,627	527,78	1371,82	1899,60	75,21

Pontos	Elemento Considerado	Fluxo Mássico (kg/s)	Pressão (bar)	Temperatura (°C)	Entalpia (kJ/kg)	Entropia (kJ/kg.K)	Exergia Química Específica (kJ/kg)	Exergia Física Específica (kJ/kg)	Exergia Específica Total (kJ/kg)	Exergia (MW)
53	Gases de Escape da Turbina	232,36	1,01	180	191,64	-	37,85	32,44	70,29	16,33
54	Gases que Saem do Secador	414,26	1,01	110	446,49	-	101,97	11,34	113,31	46,94
55	Vapor de Escape	39,59	2,5	127,43	2716,4	7,052	527,78	618,41	1146,19	45,38
56	Bagaço para Estocagem	9,33	1,01	25	-	-	10161,53	0	10161,53	94,84

**ANEXO J - Dados para a Análise Exergética do Caso BIGCC-TOR (AUT)**

Ponto	Elemento Considerado	Fluxo Mássico (kg/s)	Pressão (bar)	Temperatura (°C)	Entalpia (kJ/kg)	Entropia (kJ/kg.K)	Exergia Química Específica (kJ/kg)	Exergia Física Específica (kJ/kg)	Exergia Específica Total (kJ/kg)	Exergia (MW)
1	Cana Picada	333,33	1,01	25	-	-	5636,25	0	5636,25	1878,75
2	Água de Embebição	100	1,01	25	-	-	50	0	50,00	5,00
3	Caldo	340	1,01	25	-	-	2751	0	2751,00	935,34
4	Vapor de Escape Condensado	88,18	1,01	25,00	104,86	0,37	50,00	0,00	50,00	4,41
5	Água de Diluição	95,72	1,01	25	-	-	50	0	50,00	4,79
6	Vapor de Escape Condensado	38,82	1,01	25,00	104,86	0,37	50,00	0,00	50,00	1,94
7	Etanol	23,70	1,01	25	-	-	27217	0	27217,00	645,04
8	Vinhaça	381,67	1,01	25	-	-	84	0	84,00	32,06
9	Torta de Filtro	11,67	1,01	25	-	-	162	0	162,00	1,89
10	Demais Resíduos	23,67	1,01	25	-	-	451,6	38,54	490,14	11,60
11	Bagaço	41,94	1,01	25,00	-	-	10161,53	0,00	10161,53	426,22
12	Ar que Alimenta a Caldeira	347,68	1,01	25,00	-	-	0,00	0,00	0,00	0,00
13	Palha	27,33	1,01	25	-	-	17648,64	0,00	17648,64	482,40
14	Vapor Superaquecido	203,80	100,00	530,00	3450,18	6,70	527,78	1458,63	1986,40	404,83
15	Vapor Superaquecido	0,65	4,80	180,00	2812,70	6,99	527,78	734,44	1262,22	0,82
16	Vapor Saturado	21,71	3,00	137,23	2732,76	7,01	527,78	646,99	1174,77	25,50
17	Vapor de Escape	88,18	2,50	127,43	2714,97	7,05	527,78	618,17	1145,95	101,05
18	Vapor Saturado	93,26	0,10	45,83	2295,71	7,25	527,78	138,39	666,16	62,13
19	Líquido Comprimido	4200,27	2,5	36,50	153,05	0,53	50,00	1,08	51,08	214,52
20	Líquido Comprimido	4200,27	1,01	25,31	106,13	0,37	50,00	0,08	50,08	210,34
21	Líquido Comprimido	4200,27	2,50	25,38	106,60	0,37	50,00	0,25	50,25	211,06
22	Líquido Saturado	93,26	0,10	45,83	191,83	0,65	50,00	2,59	52,59	4,90
23	Líquido Comprimido	93,26	1,50	45,89	192,18	0,65	50,00	2,65	52,65	4,91
24	Líquido Comprimido	88,83	1,50	25,06	105,16	0,37	50,00	0,00	50,00	4,44

Ponto	Elemento Considerado	Fluxo Mássico (kg/s)	Pressão (bar)	Temperatura (°C)	Entalpia (kJ/kg)	Entropia (kJ/kg.K)	Exergia Química Específica (kJ/kg)	Exergia Física Específica (kJ/kg)	Exergia Específica Total (kJ/kg)	Exergia (MW)
25	Líquido Comprimido	182,09	1,50	37,06	155,28	0,53	50,00	0,93	50,93	9,27
26	Líquido Saturado	203,80	1,50	101,37	424,89	1,32	50,00	35,30	85,30	17,38
27	Líquido Comprimido	203,80	100,00	105,43	449,29	1,36	50,00	48,37	98,37	20,05
28	Gases de Combustão da Caldeira	414,26	1,01	226,85	-	-	161,64	53,69	215,33	89,20
29	Bagaço (50% de Umidade)	41,94	1,01	25	-	-	10161,53	0	10161,53	426,22
30	Bagaço (20% de Umidade)	26,22	1,01	45	-	-	18361,04	0	18361,04	427,86
31	Ar	107,55	1,01	25	1,7	6,96	0,00	0,00	0,00	0,00
32	Oxigênio para a Gaseificação	10,57	30,00	167,54	140,60	6,10	124,06	228,05	352,11	3,72
33	Bagaço Torrefado	15,10	1,01	25	-	-	22989,31	0,00	22989,31	347,22
34	Gás Pobre	24,84	30,00	1350	-	-	9335,09	1718,70	11053,79	274,54
35	Líquido Comprimido	14,58	1,01	25,00	104,86	0,37	50,00	0,00	50,00	0,73
36	Líquido Comprimido	14,58	85,00	27,93	124,78	0,41	50,00	8,59	58,59	0,85
37	Vapor Saturado	14,58	85,00	299,23	2752,47	5,71	527,78	1053,40	1581,18	23,05
38	Gás Pobre	24,84	30,00	40,00	27,83	-	9335,09	354,40	9689,49	240,66
39	CO <sub>2</sub> Capturado	4,09	30,00	40,00	-17,60	4,21	451,59	186,12	637,71	2,61
40	Gás Pobre	20,75	30,00	40,00	27,83	-	11109,19	386,58	11495,76	238,48
41	Ar	222,63	1,01	25	1,7	6,96	0,00	0,00	0,00	0,00
42	Gases de Escape da Turbina	243,38	1,01	560,00	588,36	-	35,78	263,38	299,15	72,81
43	Líquido Comprimido	24,24	1,01	25,00	104,86	0,37	50,00	0,00	50,00	1,21
44	Líquido Comprimido	24,24	85,00	27,93	124,78	0,41	50,00	8,59	58,59	1,42
45	Vapor Superaquecido	38,82	85	480,00	3343,10	6,63	527,78	1371,82	1899,60	73,74
46	Gases de Escape da Turbina	243,38	1,01	180,00	169,84	-	35,78	32,35	68,13	16,58
47	Gases que Saem do Secador	414,26	1,01	110	446,49	-	101,97	11,34	113,31	46,94
48	Vapor de Escape	38,82	2,5	127,43	2716,40	7,05	527,78	618,41	1146,19	44,49

**ANEXO K - Dados para a Análise Exergética do Caso BIGCC-TOR (ANEX)**

Pontos	Elemento Considerado	Fluxo Mássico (kg/s)	Pressão (bar)	Temperatura (°C)	Entalpia (kJ/kg)	Entropia (kJ/kg.K)	Exergia Química Específica (kJ/kg)	Exergia Física Específica (kJ/kg)	Exergia Específica Total (kJ/kg)	Exergia (MW)
1	Cana Picada	333,33	1,01	25	-	-	5636,25	0	5636,25	1878,75
2	Água de Embebição	100	1,01	25	-	-	50	0	50,00	5,00
3	Caldo	340	1,01	25	-	-	2751	0	2751,00	935,34
4	Vapor Vegetal Condensado	75,67	1,01	25	104,86	0,367	50,00	0,00	50,00	3,78
5	Vapor de Escape Condensado	101,18	1,01	25	104,86	0,37	50,00	0,00	50,00	5,06
6	Água de Diluição	51,67	1,01	25	104,86	0,37	50,00	0,00	50,00	2,58
7	Vapor de Escape Condensado	38,82	1,01	25	104,86	0,367	50,00	0,00	50,00	1,98
8	Etanol	13,17	1,01	25	-	-	27217,00	0,00	27217,00	358,36
9	Vinhaça	204,90	1,01	25	-	-	84,00	0,00	84,00	17,21
10	Açúcar	22,33	1,01	25	-	-	17485,00	0,00	17485,00	390,50
9	Torta de Filtro	11,67	0	25	-	-	162,00	0,00	162,00	1,89
10	Demais Resíduos	13,60	1,01	25	-	-	451,60	38,54	490,14	6,67
11	Bagaço	41,94	1,01	25,00	-	-	10161,53	0,00	10161,53	426,22
12	Ar que Alimenta a Caldeira	347,68	1,01	25,00	-	-	0,00	0,00	0,00	0,00
13	Palha	27,33	1,01	25	-	-	17648,64	0,00	17648,64	482,40
14	Vapor Superaquecido	203,80	100,00	530,00	3450,18	6,70	527,78	1458,63	1986,40	404,83
15	Vapor Superaquecido	0,65	4,80	180,00	2812,70	6,99	527,78	734,44	1262,22	0,82
16	Vapor Saturado	22,16	3,00	137,23	2732,76	7,01	527,78	646,99	1174,77	26,03
17	Vapor de Escape	101,18	2,50	127,43	2714,97	7,05	527,78	618,17	1145,95	115,95
18	Vapor Saturado	79,81	0,10	45,83	2295,71	7,25	527,78	138,39	666,16	53,17
19	Líquido Comprimido	3593,95	2,5	36,50	153,05	0,53	50,00	1,08	51,08	183,55
20	Líquido Comprimido	3593,95	1,01	25,31	106,13	0,37	50,00	0,08	50,08	179,98
21	Líquido Comprimido	3593,95	2,50	25,38	106,60	0,37	50,00	0,25	50,25	180,59
22	Líquido Saturado	79,81	0,10	45,83	191,83	0,65	50,00	2,59	52,59	4,20
23	Líquido Comprimido	79,81	1,50	45,89	192,18	0,65	50,00	2,65	52,65	4,20

Pontos	Elemento Considerado	Fluxo Mássico (kg/s)	Pressão (bar)	Temperatura (°C)	Entalpia (kJ/kg)	Entropia (kJ/kg.K)	Exergia Química Específica (kJ/kg)	Exergia Física Específica (kJ/kg)	Exergia Específica Total (kJ/kg)	Exergia (MW)
24	Líquido Comprimido	101,83	1,50	25,06	105,16	0,37	50,00	0,00	50,00	5,09
25	Líquido Comprimido	181,64	1,50	35,55	148,97	0,51	50,00	0,88	50,88	9,24
26	Líquido Saturado	203,80	1,50	101,37	424,89	1,32	50,00	35,30	85,30	17,38
27	Líquido Comprimido	203,80	100,00	105,43	449,29	1,36	50,00	48,37	98,37	20,05
28	Gases de Combustão da Caldeira	414,26	1,01	226,85	-	-	161,64	53,69	215,33	89,20
29	Bagaço (50% de Umidade)	41,94	1,01	25	-	-	10161,53	0	10161,53	426,22
30	Bagaço (20% de Umidade)	26,22	1,01	45	-	-	18361,04	0	18361,04	427,86
31	Ar	107,55	1,01	25	1,7	6,96	0,00	0,00	0,00	0,00
32	Oxigênio para a Gaseificação	10,57	30,00	167,54	140,60	6,10	124,06	228,05	352,11	3,72
33	Bagaço Torrefado	15,10	1,01	25	-	-	22989,31	0,00	22989,31	347,22
34	Gás Pobre	24,84	30,00	1350	-	-	9335,09	1718,70	11053,79	274,54
35	Líquido Comprimido	14,58	1,01	25,00	104,86	0,37	50,00	0,00	50,00	0,73
36	Líquido Comprimido	14,58	85,00	27,93	124,78	0,41	50,00	8,59	58,59	0,85
37	Vapor Saturado	14,58	85,00	299,23	2752,47	5,71	527,78	1053,40	1581,18	23,05
38	Gás Pobre	24,84	30,00	40,00	27,83	-	9335,09	354,40	9689,49	240,66
39	CO <sub>2</sub> Capturado	4,09	30,00	40,00	-17,60	4,21	451,59	186,12	637,71	2,61
40	Gás Pobre	20,75	30,00	40,00	27,83	-	11109,19	386,58	11495,76	238,48
41	Ar	222,63	1,01	25	1,7	6,96	0,00	0,00	0,00	0,00
42	Gases de Escape da Turbina	243,38	1,01	560,00	588,36	-	35,78	263,38	299,15	72,81
43	Líquido Comprimido	24,24	1,01	25,00	104,86	0,37	50,00	0,00	50,00	1,21
44	Líquido Comprimido	24,24	85,00	27,93	124,78	0,41	50,00	8,59	58,59	1,42
45	Vapor Superaquecido	38,82	85	480,00	3343,10	6,63	527,78	1371,82	1899,60	73,74
46	Gases de Escape da Turbina	243,38	1,01	180,00	169,84	-	35,78	32,35	68,13	16,58
47	Gases que Saem do Secador	414,26	1,01	110	446,49	-	101,97	11,34	113,31	46,94
48	Vapor de Escape	38,82	2,5	127,43	2716,40	7,05	527,78	618,41	1146,19	44,49
49	Bagaço para Estocagem	9,33	1,01	25	-	-	10161,53	0	10161,53	94,84

