

UNIVERSIDADE ESTADUAL PAULISTA
"JULIO DE MESQUITA FILHO"
FACULDADE DE CIÊNCIAS FARMACÊUTICAS
CÂMPUS DE ARARAQUARA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE BIOMATERIAIS E BIOPROCESSOS
MESTRADO PROFISSIONAL

ANÁLISE EXERGÉTICA DE PROCESSOS E DA COGERAÇÃO DE
BIOENERGIA NO SETOR SUCROENERGÉTICO

MARCOS ALEXANDRE VIEIRA

ORIENTADOR: Prof. Dr. Samuel Conceição de Oliveira
COORIENTADOR: Dr. André Ribeiro Lins de Albuquerque

ARARAQUARA – SP
2020

UNIVERSIDADE ESTADUAL PAULISTA
"JULIO DE MESQUITA FILHO"
FACULDADE DE CIÊNCIAS FARMACÊUTICAS
CÂMPUS DE ARARAQUARA

ANÁLISE EXERGÉTICA DE PROCESSOS E DA COGERAÇÃO DE
BIOENERGIA NO SETOR SUCROENERGÉTICO

MARCOS ALEXANDRE VIEIRA

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Biomateriais e Bioprocessos (Mestrado Profissional), Área de Biomateriais, Bioprocessos, Bioprodutos da Faculdade de Ciências Farmacêuticas, UNESP, como parte dos requisitos para obtenção do Título de Mestre em Engenharia de Biomateriais e Bioprocessos.

Orientador: Prof. Dr. Samuel Conceição de Oliveira

Coorientador: Dr. André Ribeiro Lins de Albuquerque

ARARAQUARA - SP

2020

V658a Vieira, Marcos Alexandre.
Análise exergética de processos e da cogeração de bioenergia no
setor sucroenergético / Marcos Alexandre Vieira. – Araraquara: [S.n.],
2020.
74 f. : il.

Dissertação (Mestrado Profissional) – Universidade Estadual
Paulista. "Júlio de Mesquita Filho". Faculdade de Ciências Farmacêuticas.
Programa de Pós Graduação em Engenharia de Biomateriais e
Bioprocessos. Área de Biomateriais, Bioprocessos, Bioprodutos.

Orientador: Samuel Conceição de Oliveira.
Coorientador: André Ribeiro Lins de Albuquerque.

1. Análise exergética. 2. Exergia. 3. Usinas sucroenergéticas. 4.
Cana-de-açúcar, Açúcar e álcool. 5. Cogeração. 6. Bioenergia. 7. Eficiência
térmica. I. Oliveira, Samuel Conceição de, orient. II. Albuquerque, André
Ribeiro Lins de, coorient. III. Título.

CERTIFICADO DE APROVAÇÃO

TÍTULO DA DISSERTAÇÃO: Análise exergética de processos e da cogeração de bioenergia no setor sucroenergético

AUTOR: MARCOS ALEXANDRE VIEIRA

ORIENTADOR: SAMUEL CONCEIÇÃO DE OLIVEIRA

COORIENTADOR: ANDRÉ RIBEIRO LINS DE ALBUQUERQUE

Aprovado como parte das exigências para obtenção do Título de Mestre em ENGENHARIA DE BIOMATERIAIS E BIOPROCESSOS, área: Biomateriais, Bioprocessos, Bioprodutos pela Comissão Examinadora:

Prof. Dr. SAMUEL CONCEIÇÃO DE OLIVEIRA

Departamento de Engenharia de Bioprocessos e Biotecnologia / Faculdade de Ciências Farmacêuticas - UNESP - Araraquara

Profa. Dra. ALICE MEDEIROS DE LIMA

Departamento de Engenharia Química / Universidade Federal de São Carlos

Prof. Dr. FERNANDO MASARIN

Departamento de Engenharia de Bioprocessos e Biotecnologia / Faculdade de Ciências Farmacêuticas - UNESP - Araraquara

Araraquara, 25 de setembro de 2020

À minha família!

Agradecimentos

Gratidão a Deus pela minha vida, pelas alegrias, desafios e dificuldades que me fazem crescer!

Gratidão à minha esposa Néia, pela paciência e compreensão, como também pela revisão deste trabalho.

Gratidão aos meus pais, por me ensinarem o valor do trabalho e o amor à família.

Gratidão ao meu professor de sempre, André Ribeiro Lins de Albuquerque, também coorientador deste trabalho. Muito obrigado pelas oportunidades e por acreditar em mim.

Gratidão ao Professor Samuel, pela orientação e por me proporcionar este desafio.

RESUMO

As usinas brasileiras produzem açúcar, etanol e energia, sendo que a fonte de energia utilizada para gerar esses produtos é fornecida pela própria matéria-prima, o bagaço da cana. A etapa de cogeração na usina utiliza o bagaço como combustível para gerar o vapor, que é utilizado para produzir energia elétrica e fornecer energia térmica para o processo de produção de açúcar e etanol. Quanto maior for a eficiência térmica do processo, maior será o potencial de exportação de energia elétrica da usina. Neste estudo, realizou-se uma análise exergética do processo de transformação da cana-de-açúcar nos produtos finais, açúcar e etanol hidratado, com o objetivo de identificar uma metodologia para o cálculo da eficiência térmica do processo, podendo servir como base para qualificar o nível de eficiência térmica de usinas do setor sucroenergético. Para isso, foi elaborada a modelagem integrada de todas as etapas do processo de produção, desde a entrada da matéria-prima na usina até a produção de açúcar e etanol, calculando-se a energia térmica requerida para essa transformação. As simulações foram realizadas considerando-se a faixa de variação do *mix* produto (*porcentagem de um produto produzido em relação ao total de matéria-prima utilizada*) comumente praticada nas usinas brasileiras, isto é, 30 a 70% *mix* açúcar. Foram identificadas as principais correntes de calor residuais no processo de transformação e calculada a exergia disponibilizada pelo processo para cada condição de *mix* produto simulada. As simulações foram baseadas em equações de conservação de massa e energia aplicadas a todo o sistema, sendo resolvidas utilizando-se o software *Simulador Pentagro*. Os resultados obtidos permitiram verificar que: (i) o *mix* produto altera significativamente o consumo térmico requerido pelo processo e a exergia disponibilizada; (ii) para todos os cenários simulados, as principais fontes de exergia disponibilizadas pelo processo foram o condensado vegetal, seguido pelo vapor de etanol, vinhaça, caldo enviado para fermentação e vapor gerado no *flasheamento* do caldo; (iii) a exergia disponível nos condensados vegetais aumenta consideravelmente com a elevação do *mix* açúcar; (iv) a exergia disponibilizada pelo processo tem potencial para autossupri-lo em até 43% da carga térmica necessária para a transformação da matéria-prima em seus produtos finais açúcar e álcool; (v) o consumo térmico requerido pelo processo diminui consideravelmente com o reaproveitamento total da exergia disponibilizada, sendo que, se o vapor economizado for destinado à geração de energia no estágio de condensação dos geradores, pode-se aumentar a exportação de energia em até 23% quando comparado a processos sem reaproveitamento exergético.

Palavras-chave: Análise exergética. Exergia. Usinas sucroenergéticas. Cana-de-açúcar, açúcar e álcool. Cogeração. Bioenergia. Eficiência térmica.

ABSTRACT

Brazilian power plants produce sugar, ethanol, and energy, given that the energy source used to generate these products is provided by the raw material itself, sugarcane bagasse. The cogeneration step in the plant uses bagasse as fuel to generate steam, which is used to produce electric energy and provide thermal energy for the process of sugar and ethanol production. The higher the thermal efficiency of the process, the higher the electric energy exportation potential in the power plant. In this study, an exergetic analysis of the transformation process from sugarcane to its final products, sugar and hydrated ethanol, was performed aiming to identify a methodology to calculate the process's thermal efficiency, being able to work as a base to qualify the thermal efficiency level in the sucro-energy sector power plants. In order to do it, an integrated modeling of all production process steps was developed, from the feedstock entrance in the power plant until the sugar and ethanol production, calculating the thermal energy required for this transformation. The simulations were performed considering the range of product mix (percentage of a produced product in relation to the total raw material used) usually exercised in Brazilian power plants, that is, from 30 to 70% sugar mix. The main currents of residual heat in the transformation process were identified and the exergy made available by the process for each simulated condition of product was calculated. The simulations were based on mass and energy conservation equations applied to the whole system, solved through *Simulador Pentagro* software. The obtained results allowed to verify that: (i) the product mix significantly alters the thermal consumption required by the process and the available exergy; (ii) for all the simulated scenarios, the main exergy sources made available by the process were the vegetal condensate, followed by ethanol steam, vinasse, the juice sent to fermentation and the steam generated by the juice's flash evaporation; (iii) the exergy available in vegetal condensates considerably increases with sugar mix elevation; (iv) the exergy made available by the process has potential to self-supply it up to 43% of the thermal load necessary for the feedstock transformation into the final products, sugar and alcohol; (v) the thermal consumption required by the process considerably decreases with the reuse of the total available energy, given that if the saved steam is destined to energy generation in the generators' condensation stage, energy exportation may be increased up to 23% when compared to processes without exergetic reuse.

Keywords: exergetic analysis, exergy, sucro-energy power plants, sugarcane, sugar and alcohol, cogeneration, bioenergy, thermal efficiency.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 - Histórico anual do processamento de cana	14
Figura 2 - Produção brasileira de etanol.....	15
Figura 3 – Mix de produção entre açúcar e etanol hidratado e anidro	16
Figura 4 – Autoconsumo e energia exportada pelas usinas de biomassa de cana ...	16
Figura 5 – Participação da biomassa de cana na geração elétrica.....	17
Figura 6 – Geração térmica a partir da biomassa de cana versus PLD.....	17
Figura 7 - Processo de transformação da cana em seus produtos finais, sem o reaproveitamento dos resíduos térmicos.....	19
Figura 8 - Processo de transformação da cana em seus produtos finais, com o reaproveitamento dos resíduos térmicos.....	19
Figura 9 - Fluxograma simplificado da fabricação de açúcar de cana.....	25
Figura 10 - Fluxograma simplificado do processo de fabricação de etanol.....	27
Figura 11 - Esquema simplificado das colunas utilizadas na etapa de destilação para obtenção de etanol hidratado	28
Figura 12 - Ciclo a vapor real aplicado no setor sucroenergético, incluindo um aquecedor regenerativo de alta pressão	29
Figura 13 - Representação do ciclo de Rankine.	30
Figura 14 - Ilustração do volume de controle de um ciclo de Rankine ideal.....	31
Figura 15 - Modelo de aquecimento do caldo elaborado no Simulador Pentagro.....	35
Figura 16 - Paleta de operações unitárias do Simulador Pentagro.....	36
Figura 17 - Cálculo do título da mistura e título dos componentes de uma corrente no Simulador Pentagro.....	37
Figura 18 - Esquema da metodologia utilizada neste estudo.....	38
Figura 19 - Modelo do processo de extração do caldo	42
Figura 20 - Modelo do processo de tratamento do caldo.....	43
Figura 21 - Modelo do processo de evaporação do caldo.....	44
Figura 22 - Modelo do processo de cozimento do caldo.....	45
Figura 23 - Modelo do processo de fermentação e destilação	46
Figura 24 - Modelo do processo de produção de vapor e energia.....	47
Figura 25 - Diagrama de Sankey para representação esquemática do fluxo de energia da cogeração e do consumo pelo processo.....	48

Figura 26 - Diagrama de Sankey do fluxo de energia da cogeração para sistemas com alto consumo de carga térmica pelo processo	51
Figura 27 - Diagrama de Sankey do fluxo de energia da cogeração para sistemas com baixo consumo de carga térmica pelo processo	51
Figura 28 - Consumo específico de vapor necessário para a transformação da cana em açúcar e etanol em função do mix açúcar	53
Figura 29 - Tratamento do caldo com indicação do ponto de manipulação do mix açúcar	55
Figura 30 - Diagrama de Sankey especificando os fluxos de exergia disponíveis no processo para mix açúcar de 30%.....	56
Figura 31 - Diagrama de Sankey especificando os fluxos de exergia disponíveis no processo para mix açúcar de 70%.....	56
Figura 32 - Consumo específico mínimo de energia requerido pelo processo para cada mix açúcar simulado e considerando reaproveitamento da exergia	57
Figura 33 – Distribuição em porcentagem do vapor total produzido pelos geradores de contrapressão e condensação para o cenário de mix açúcar de 30% sem reaproveitamento de exergia	59
Figura 34 - Distribuição em porcentagem do vapor total produzido pelos geradores de contrapressão e condensação para o cenário de mix açúcar de 30% com reaproveitamento de exergia	59
Figura 35 - Integração energética utilizando os fluidos quentes gerados pelo processo	62
Figura 36 - Aquecimento de um fluido utilizando vapor	62

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 - Composições médias da cana processada em usinas de diferentes localidades (em kg/100 kg de cana).....	22
Tabela 2 - Evolução do termo exergia	32
Tabela 3 - Parâmetros adotados nas simulações	39
Tabela 4 - Consumo específico de vapor em cada área do processo.....	54
Tabela 5 - Exergia disponível nas principais fontes quentes do processo.....	54
Tabela 6 - Eficiência térmica do processo (%) para cada mix e condição de consumo pelo processo	58
Tabela 7 - Eficiência de Rankine (%) para processos sem e com reaproveitamento de exergia	60
Tabela 8 - Eficiência da Cogeração.....	61
Tabela 9 - Exportação de energia em sistemas sem e com reaproveitamento de exergia disponibilizada pelo processo.....	61

LISTA DE SÍMBOLOS

B – Exergia

b_f – Exergia física

b_k – Exergia cinética

b_{pot} – Exergia potencial

b_q – Exergia química

b_{total} – Exergia total

H – Entalpia

P – Pressão

S – Entropia

T – Temperatura

U – Energia interna

Subscrito

D – Demanda

E – Entrada

I – Informação

S – Saída

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

(a) – Absoluta

Brix – Quantidade de compostos solúveis numa solução de sacarose

Kg – Quilograma

PCI – Poder Calorífico Inferior

POL – Porcentagem em massa de sacarose aparente

pH – Potencial Hidrogeniônico

Mix açúcar – Porcentagem da matéria-prima destinada à produção de açúcar

TC – Tonelada de cana

VHP – *Very High Polarization*

°GL – Graus Gay Lussac (fração em volume de álcool)

Cp – Calor específico

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO	14
2	OBJETIVO	21
3	REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	22
3.1	CANA-DE-AÇÚCAR	22
3.2	MOAGEM	23
3.3	TRATAMENTO DO CALDO	23
3.4	EVAPORAÇÃO	25
3.5	CRISTALIZAÇÃO	26
3.6	PREPARO DO MOSTO E FERMENTAÇÃO	26
3.7	DESTILAÇÃO	26
3.8	COGERAÇÃO	29
3.9	EXERGIA	31
3.9.1	Conceitos preliminares	32
3.10	SIMULAÇÃO DE PROCESSOS	33
3.10.1	Simulador Pentagro®	34
4	METODOLOGIA	38
4.1	MODELAGEM DO PROCESSO	39
4.2	CONFIGURAÇÃO DO MODELO DE SIMULAÇÃO	39
4.2.1	Cálculo da Eficiência Térmica do Processo	48
4.2.2	Cálculo da Eficiência da Cogeração	50
5	RESULTADOS E DISCUSSÃO	52
5.1	POTENCIAL DE APLICAÇÃO	62
5.1.1	Potencial econômico	63
6	CONCLUSÃO	64
	REFERÊNCIAS	65
	ANEXO A – Operações unitárias e correntes utilizadas na simulação.	67

1 INTRODUÇÃO

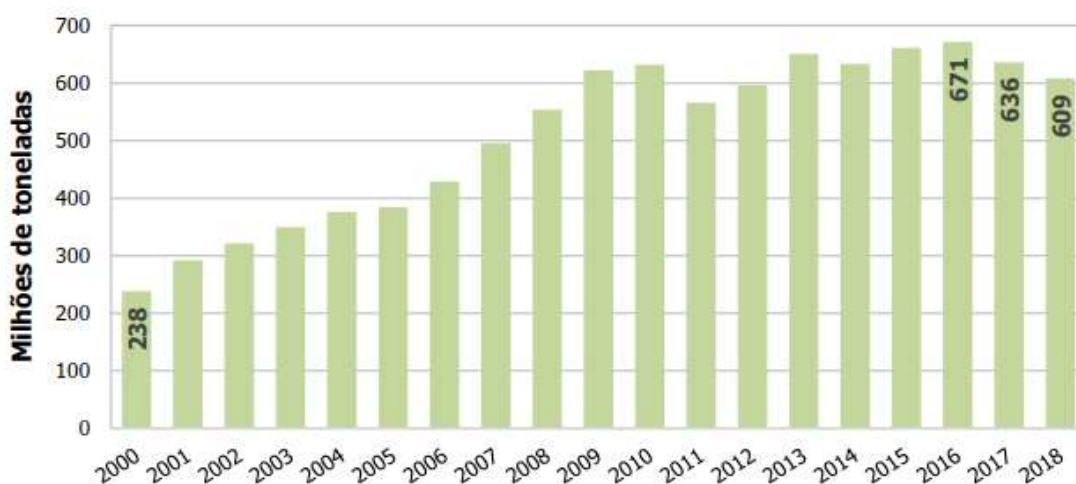
A produção de açúcar, etanol e energia tem se tornado uma das atividades mais importantes para a economia nacional, abastecendo o mercado interno e externo (ENSINAS et al., 2010). Para ocorrer o processo de produção de açúcar e etanol, são necessárias duas formas de energia, térmica e elétrica, geradas no processo de cogeração a partir da utilização do bagaço da cana como combustível. O bagaço é queimado nas caldeiras para gerar energia térmica e, depois, o vapor produzido nesse processo é enviado para turbinas onde é parcialmente convertido em energia elétrica.

Em Julho de 2020, havia 386 unidades de produção registradas no MAPA (Ministério da Agricultura, Pecuária e Abastecimento do Brasil), das quais 31% eram usinas de produção de etanol, 58% eram unidades integradas, com produção de açúcar e etanol, e o restante produtoras de açúcar (MAPA, 2020).

A colheita da cana ocorre de fevereiro a dezembro na região Centro-Sul do país e de outubro a fevereiro na região Nordeste, com a produção no setor sucroenergético ocorrendo sazonalmente junto à época da colheita da cana.

Segundo dados do relatório de análise de conjuntura dos biocombustíveis de 2018, publicado pela EPE (Empresa de Pesquisa Energética), o total de cana processada atingiu 609 milhões de toneladas em 2018, conforme ilustra a Figura 1.

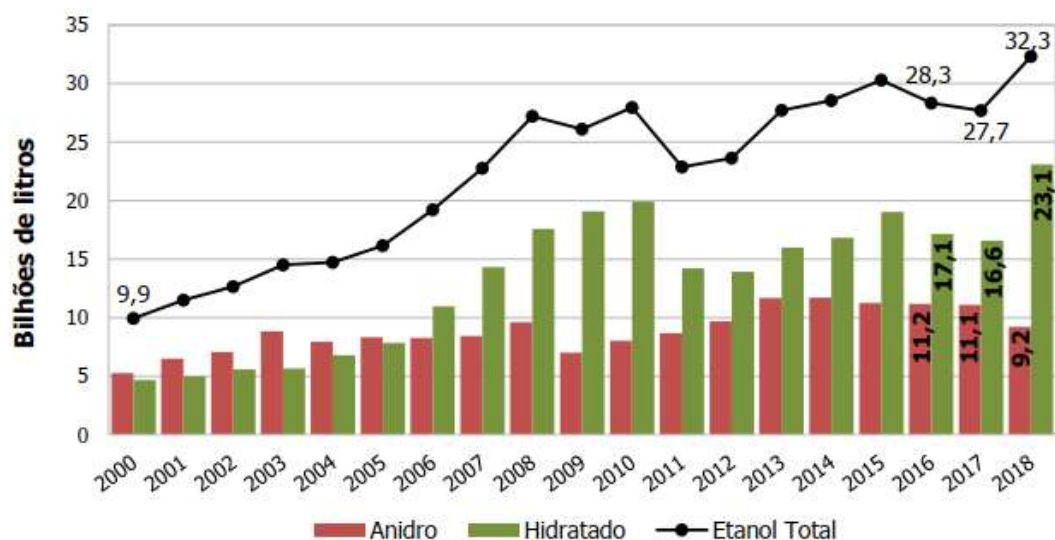
Figura 1 - Histórico anual do processamento de cana



Fonte: EPE (2019).

Em 2018, foi produzido um total de 32,3 bilhões de litros de etanol, uma produção 17% superior à de 2017, como pode ser observado na Figura 2.

Figura 2 - Produção brasileira de etanol

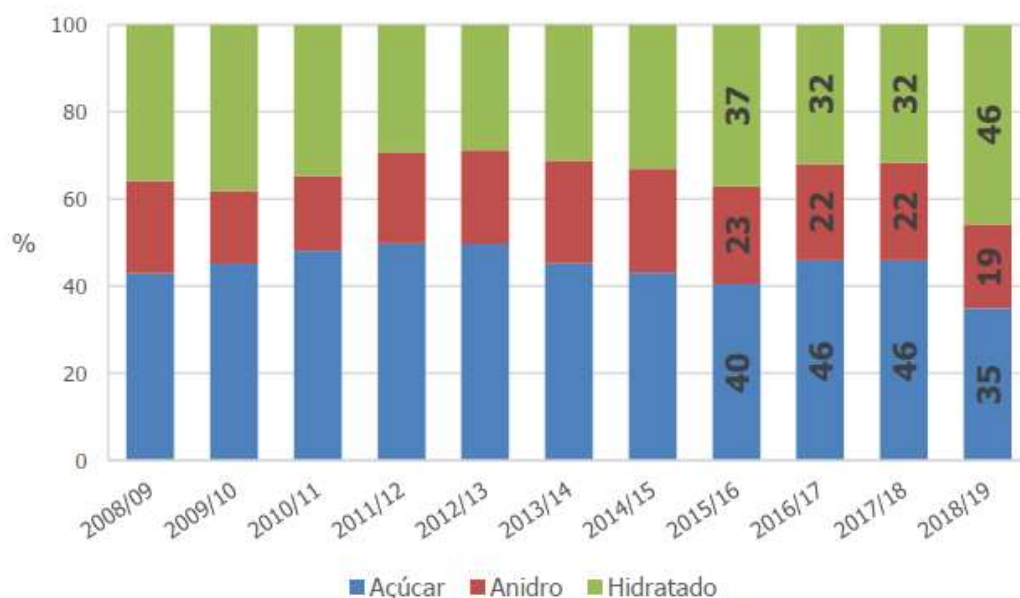


Fonte: EPE (2019).

A produção brasileira de açúcar alcançou, em 2018, 28,5 milhões de toneladas (25% inferior à de 2017), conforme se pode observar na Figura 3. A redução da produção de açúcar foi causada principalmente pela diminuição da exportação da *commodity*, ressaltando-se que esse cenário foi influenciado pela manutenção do perfil de produção mais alcooleiro da safra do centro-sul brasileiro, assim como pelo elevado estoque final de açúcar referente ao balanço mundial. Diversos fatores podem influenciar o mercado mundial de açúcar, como estoques globais, mercado de petróleo e taxa de câmbio.

O percentual de ART (Açúcares Redutores Totais) na cana-de-açúcar destinado à produção de açúcar ou etanol é denominado pelo setor como *mix* produto ou *mix* de produção. Observa-se na Figura 3 que na safra 2018/2019 predominou o *mix* alcooleiro

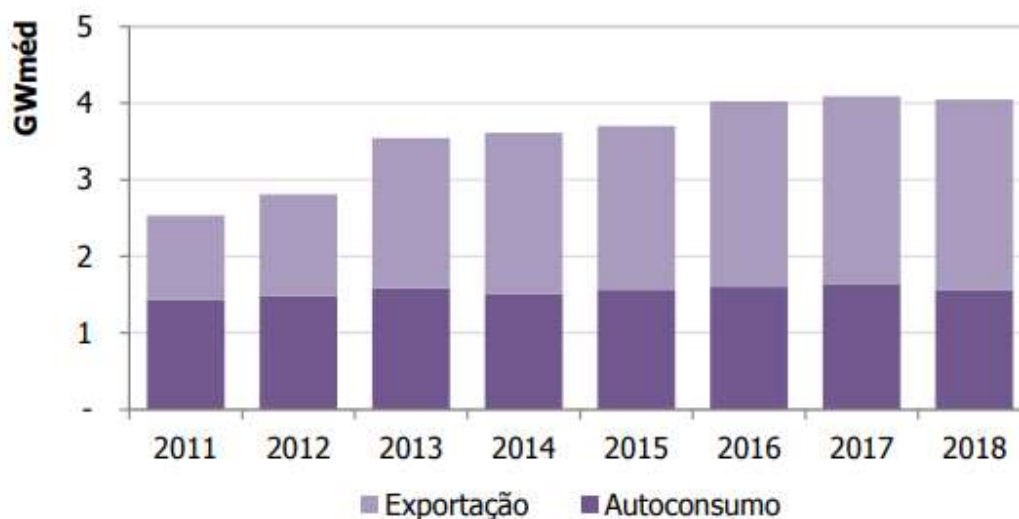
Figura 3 – Mix de produção entre açúcar e etanol hidratado e anidro



Fonte: EPE (2019).

Além das usinas sucroenergéticas serem autossuficientes energeticamente, elas também ofertam energia ao Sistema Interligado Nacional (SIN). Segundo dados do CCEE (2019), houve um aumento da energia gerada a partir de biomassa entre o período de 2011 e 2018, motivado pelo aumento da exportação de eletricidade, uma vez que o autoconsumo manteve-se estável nesse período, como se pode observar na Figura 4. Dentre as 369 usinas de cana-de-açúcar em operação no Brasil em 2018, 200 comercializaram eletricidade, três usinas a mais que no ano anterior.

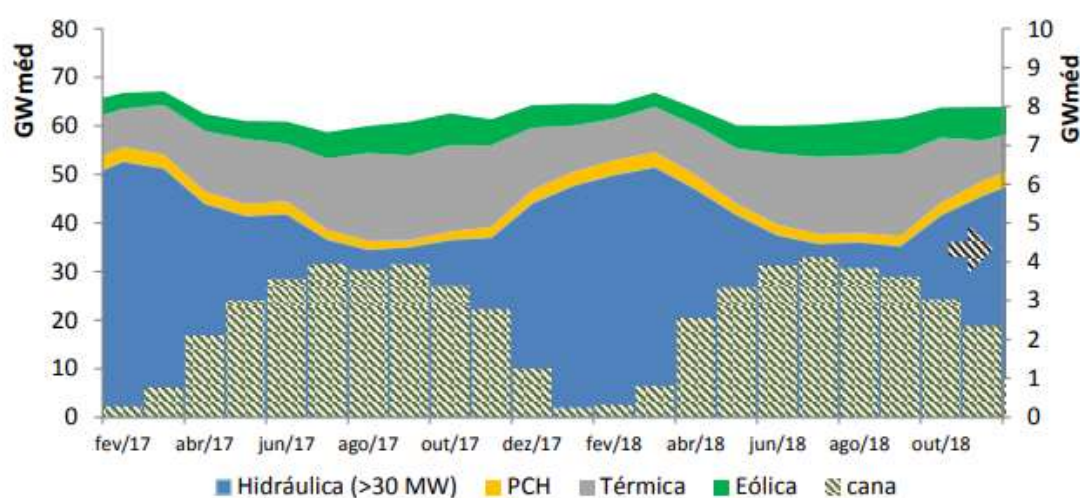
Figura 4 – Autoconsumo e energia exportada pelas usinas de biomassa de cana



Fonte: EPE (2019)

Segundo dados da EPE (2019), entre janeiro e dezembro de 2018, registrou-se um aumento de 5% na geração de energia a partir de biomassa, comparado ao mesmo período de 2017. O bagaço de cana continua sendo o combustível mais utilizado. Em 2018, as usinas injetaram em média 2,5 GW_{méd} no SIN, como mostra a Figura 5.

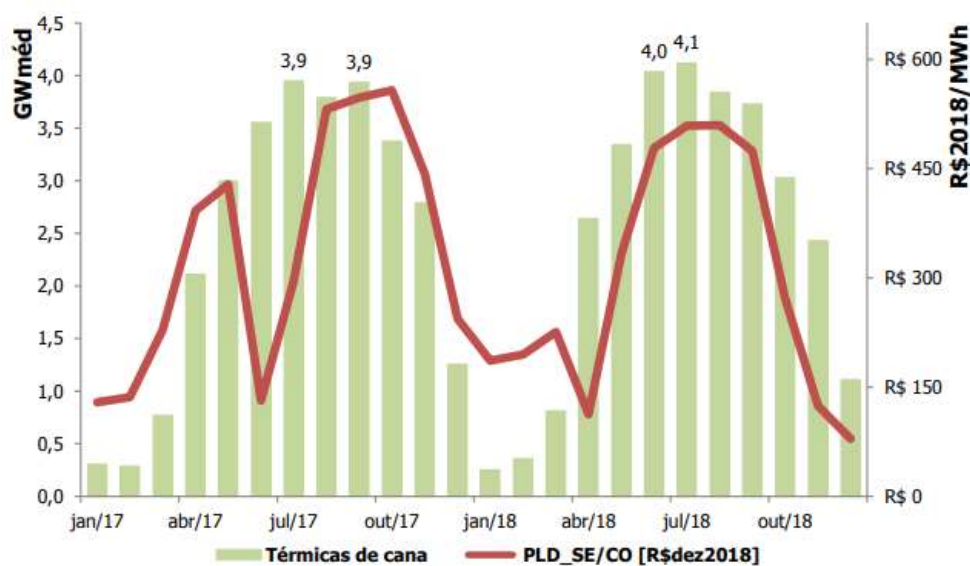
Figura 5 – Participação da biomassa de cana na geração elétrica



Fonte: EPE (2019)

O preço comercializado do MWh é estabelecido a partir de contratos ou em leilão, podendo variar principalmente em função da época do ano, conforme ilustrado na Figura 6.

Figura 6 – Geração térmica a partir da biomassa de cana versus PLD



Fonte: EPE (2019)

O consumo de energia na indústria é um fator importante na composição dos custos finais dos produtos, exercendo influência direta no potencial de geração de energia (URSINO, 2019). Por esse motivo, a crise energética no início dos anos 70, que levou ao sensível aumento dos preços do petróleo na época, fez com que as indústrias químicas e petroquímicas buscassem intensamente a redução do consumo energético pela realização de processos fortemente integrados, caracterizados pela diversidade de ciclos de massa e energia (RAVAGNANI, 1994). Atualmente, buscar a máxima eficiência nos processos produtivos é essencial para a competitividade também no setor sucroenergético.

O processo de cogeração no setor sucroenergético tem dois objetivos principais, quais sejam: gerar o máximo de energia elétrica e fornecer ao processo industrial a energia térmica necessária para a transformação da cana em seus produtos finais, açúcar e etanol (PELLEGRINI, 2009). Nesse cenário, evidencia-se a importância do entendimento sobre o consumo térmico do processo.

No processo de transformação da cana em seus produtos finais, açúcar e etanol, utiliza-se energia térmica (vapor de escape) como agente da transformação, sendo este vapor fornecido pelo processo de cogeração e retornado, depois de usado, para a caldeira na forma de água líquida (vapor condensado). Nesse processo de produção são geradas correntes quentes residuais (resíduos térmicos) que podem ser reaproveitadas utilizando-se técnicas de integração energética.

A Figura 7 apresenta um fluxograma simplificado do processo de produção de açúcar e álcool no qual os resíduos térmicos não são reaproveitados e, por isso, toda a energia térmica demandada pelo processo é fornecida pela cogeração, utilizando os geradores de contrapressão, que são menos eficientes. Já na Figura 8, apresenta-se um fluxograma de processo com reaproveitamento dos resíduos térmicos, o qual, por consequência, demanda menos energia térmica da cogeração, possibilitando destinar uma maior parte do vapor gerado pelas caldeiras para o gerador de condensação, que é mais eficiente, aumentando a exportação de energia elétrica.

Para determinar a eficiência energética máxima na transformação da matéria-prima em produto final em um processo industrial, é importante quantificar a parte da energia inserida no processo que pode ser transformada em energia reversível e útil, também conhecida como exergia.

Não se encontrou na literatura uma metodologia para o cálculo da eficiência da cogeração que também levasse em conta a eficiência térmica do processo, sendo importante dispor de uma metodologia confiável que relacione a eficiência térmica do processo de produção de açúcar e etanol e a eficiência de cogeração.

2 OBJETIVO

O objetivo principal deste estudo é determinar a quantidade mínima de energia necessária para converter a cana em seus produtos finais, açúcar e etanol, bem como quantificar a energia cogenerada, propondo uma metodologia para o cálculo da eficiência exergética do processo e da cogeração e avaliando o impacto da economia que pode ser proporcionada pelo reaproveitamento da exergia de determinadas correntes do processo.

Para alcançar o objetivo principal, os seguintes objetivos específicos são propostos:

- Por meio de balanços de massa e energia, determinar a energia necessária (desconsiderando qualquer tipo de integração energética) para a transformação da cana em seus produtos finais, açúcar e etanol, sendo esta energia fornecida por uma fonte externa ao processo (sangria dos turbo-geradores no processo de cogeração);
- Por meio de balanços de massa, energia e exergia, determinar a energia rejeitada no processo de transformação da cana em seus produtos finais, açúcar e etanol;
- A partir das informações obtidas nos itens anteriores, determinar a energia mínima necessária para a transformação da matéria-prima em produtos, considerando o máximo aproveitamento da energia rejeitada, para realizar a transformação da cana em seus produtos finais, açúcar e etanol;
- Com base nos resultados anteriores, calcular a eficiência exergética do processo e da cogeração.

3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1 CANA-DE-AÇÚCAR

Um grande número de fatores podem influenciar a composição da cana-de-açúcar, incluindo idade da cana, condições de crescimento, condições do solo, utilização de fertilizantes e doenças. Sendo a cana-de-açúcar uma planta, sua composição é uma variável dependente do clima e das estações do ano. Segundo Rein (2007), o conteúdo em base mássica de fibra nos colmos da cana varia de 10 a 18%, o de sacarose varia de 8 a 17% e o de sólidos dissolvidos varia de 10 a 19%, sendo o percentual restante correspondente à água, geralmente em torno de 70%.

A composição média da cana recebida na usina não depende somente da composição dos colmos, mas também de outros fatores, como a variedade da cana, a quantidade de pontas retiradas, folhas e impurezas carregadas na colheita, a época do ano, a maturidade da cana e o tempo entre a colheita e o processamento da cana. Acerca disso, a Tabela 1 apresenta composições médias da cana para diferentes localidades. A Pol expressa a porcentagem aparente de sacarose contida em uma solução de açúcares e indica, em porcentagem de massa da cana, toda a sacarose aparente contida no caldo. O Brix (símbolo °Bx) é uma escala numérica que mede a porcentagem em massa de sólidos contida em uma solução, no caso do setor sucroenergético, em uma solução de sacarose. A pureza expressa a porcentagem de sacarose contida nos sólidos solúveis. A fibra da cana representa a maior parte da matéria insolúvel e a umidade representa a porcentagem de água na cana (FERNANDES, 2003; REIN, 2007).

Tabela 1 - Composições médias da cana processada em usinas de diferentes localidades (em kg/100 kg de cana)

	Brasil	Austrália	África do Sul	Colômbia	Filipinas	Maurício	Louisiana (USA)
Pol	14	14.6	12.8	13.2	10	12	14
Brix	16.2	16.4	15	15	12.5	13.8	16
Pureza	86	89	85	88	80	87	85
Umidade	70.5	69.3	70	70	72.5	71.2	71
Fibras	13.3	14.3	15	15	15	15	13

Fonte: REIN (2007)

3.2 MOAGEM

Durante o processo de moagem, primeiramente a cana é picada e desfibrada de forma a romper as células do tecido vegetal e facilitar a extração do caldo por esmagamento. Essas operações são denominadas pelo setor como preparo da cana, e a energia fornecida aos equipamentos para realizá-las pode ser elétrica ou térmica.

Para extração do caldo, as moendas são as mais empregadas nas usinas brasileiras, mas, em algumas unidades produtoras, faz-se o uso de difusores. A extração do caldo é geralmente realizada pela compressão da cana preparada em rolos de moendas nos quais o caldo é separado das fibras, restando sempre alguma quantidade de caldo.

A fim de aumentar a eficiência de extração e minimizar as perdas, a cana moída pode ser forçada a passar por seguidos conjuntos de rolos de moendas (ternos). Para minimizar a perda de sacarose, é feita a embebição, que consiste na adição de água durante a passagem pelos últimos ternos de moendas. Segundo Elia Neto *et al.* (2009), a taxa de embebição média utilizada nas moendas é de 25 a 30% da massa de cana moída, porém a mais comumente utilizada é a taxa de embebição entre 220 e 250% da massa de fibra da cana. Com a utilização da embebição, o caldo que segue no bagaço contém menor quantidade de açúcares, representando menor perda no processo de extração.

O caldo extraído é enviado para tratamento, enquanto o bagaço produzido é utilizado como combustível no processo de cogeração, gerando vapor para o processo, para os acionamentos mecânicos (quando esses não são elétricos) e para a geração de energia elétrica.

3.3 TRATAMENTO DO CALDO

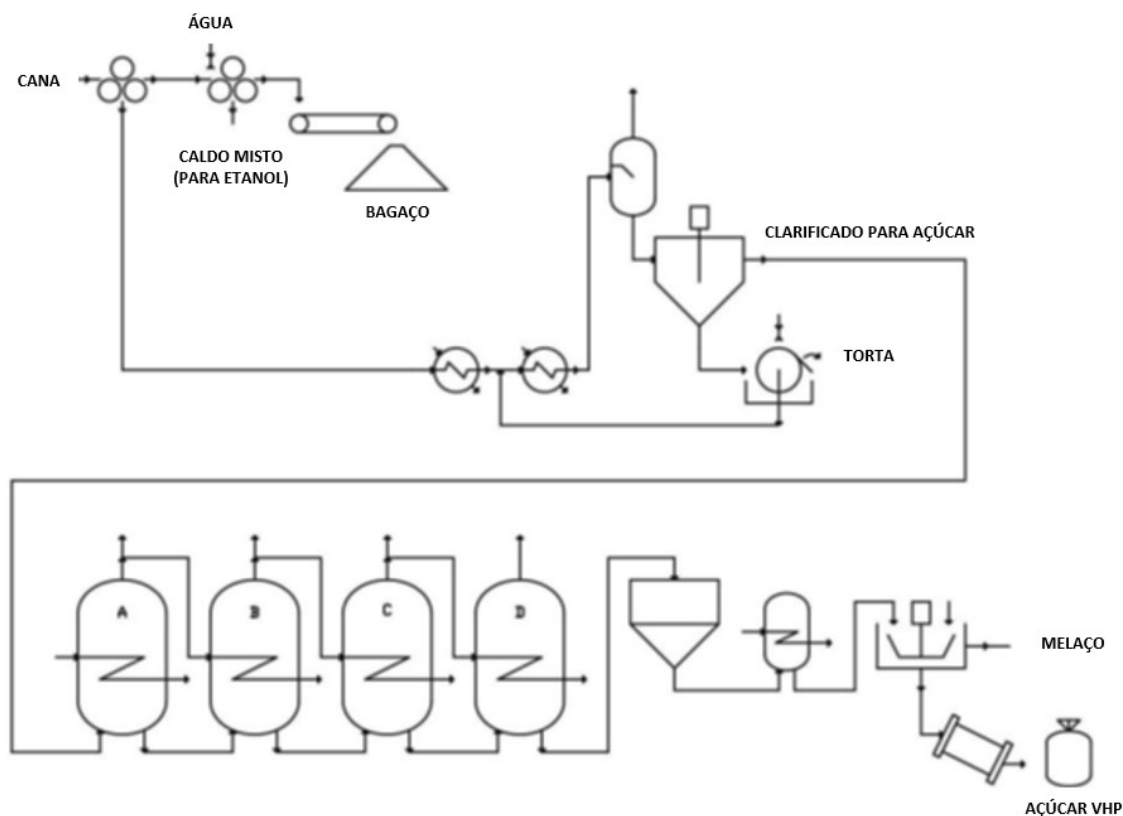
O tratamento do caldo é a etapa do processo industrial na qual são removidas as impurezas, visando à melhoria da qualidade do caldo para o posterior processamento e especificação de cor do produto final. As principais etapas do tratamento do caldo são definidas como caleagem, aquecimento, *flasheamento*, decantação e filtração.

Após a moagem, o caldo é aquecido a cerca de 70 °C e submetido ao processo de calagem no qual são adicionados aditivos químicos (CaO e/ou Ca(OH)_2) para neutralizar o pH, compensar o efeito de diluição e retardar o processo de degradação (inversão) da sacarose em glicose e frutose, que ocorre na presença de água (hidrólise). Na purificação ou clarificação do caldo são realizadas a adição de polímeros, o aquecimento do caldo a 103 °C e a evaporação instantânea (*flash*), para liberar gases dissolvidos, acelerar a coagulação e floculação de colóides, a emulsificação de graxas e a separação de partículas sólidas (HUGOT, 1969). O processo de *flasheamento* consiste no decréscimo abrupto de temperatura de um líquido pressurizado quando colocado em um vaso à pressão atmosférica. Nesse processo, parte da massa de água contida no caldo é evaporada, sendo esse vapor, na maioria das usinas brasileiras, liberado para a atmosfera.

O caldo tratado é bombeado para tanques de decantação e o precipitado (lodo) é filtrado em prensas e/ou tambores rotativos a vácuo. No processo de filtração, a água aquecida a 80 °C é aspergida nos sólidos, para diluir os resíduos contidos no caldo e minimizar as perdas de açúcar. O líquido filtrado é retornado à calagem. Os sólidos retidos no meio filtrante formam a torta de filtração, que é rica em enxofre, sendo normalmente utilizada na lavoura como fertilizante.

O caldo tratado e purificado recebe o nome de clarificado e passa para as etapas seguintes do processo, evaporação e cozimento ou cristalização, centrifugação e secagem, conforme ilustrado na Figura 9.

Figura 9 - Fluxograma simplificado da fabricação de açúcar de cana



Fonte: Adaptado de Hugot (1969).

3.4 EVAPORAÇÃO

Após o tratamento, o caldo é concentrado em um sistema de evaporação no qual se remove parte da água até atingir uma concentração de sólidos solúveis apropriada para o processo de cozimento, quando destinado à fabricação de açúcar. Nesse processo, a água no caldo é evaporada e arrasta outros componentes presentes inicialmente no caldo clarificado. Como os açúcares não são voláteis, eles se concentram na fase líquida. O produto líquido que sai dos evaporadores é um xarope com concentração em torno de 60° Brix, com teor de sacarose próximo a 50%.

O xarope gerado na concentração do caldo é comumente enviado para a fabricação de açúcar, na qual sofre o processo de cozimento. Dependendo do cenário analisado e *mix* produto estratégico, faz-se uso da manobra operacional de enviar parte deste xarope para compor o caldo destinado à fermentação alcoólica.

3.5 CRISTALIZAÇÃO

O processo de evaporação tem prosseguimento nas calandras, ou cozedores, até a saturação da solução e a formação de cristais, o que ocorre em concentrações de sacarose acima de 64% (HUGOT, 1969). A massa resultante, parcialmente cristalizada, é encaminhada às centrífugas nas quais os cristais são lavados e separados para posterior secagem a quente. A fração não cristalizada, ainda contendo sacarose, pode ser reciclada para os cozedores, evitando-se perdas.

A fração mássica que sai do processo sem cristalizar é o melaço, rico em glicose e frutose, podendo ser utilizado como fonte de açúcares na fermentação para produção de álcool.

3.6 PREPARO DO MOSTO E FERMENTAÇÃO

Para a preparação do mosto de fermentação, são utilizados melaço (subproduto da fabricação de açúcar) e caldo misto clarificado, obtido da mistura de caldo de cana com água de embebição da moagem (Figura 10), sendo tratado e purificado de maneira semelhante ao caldo utilizado para obtenção de açúcar.

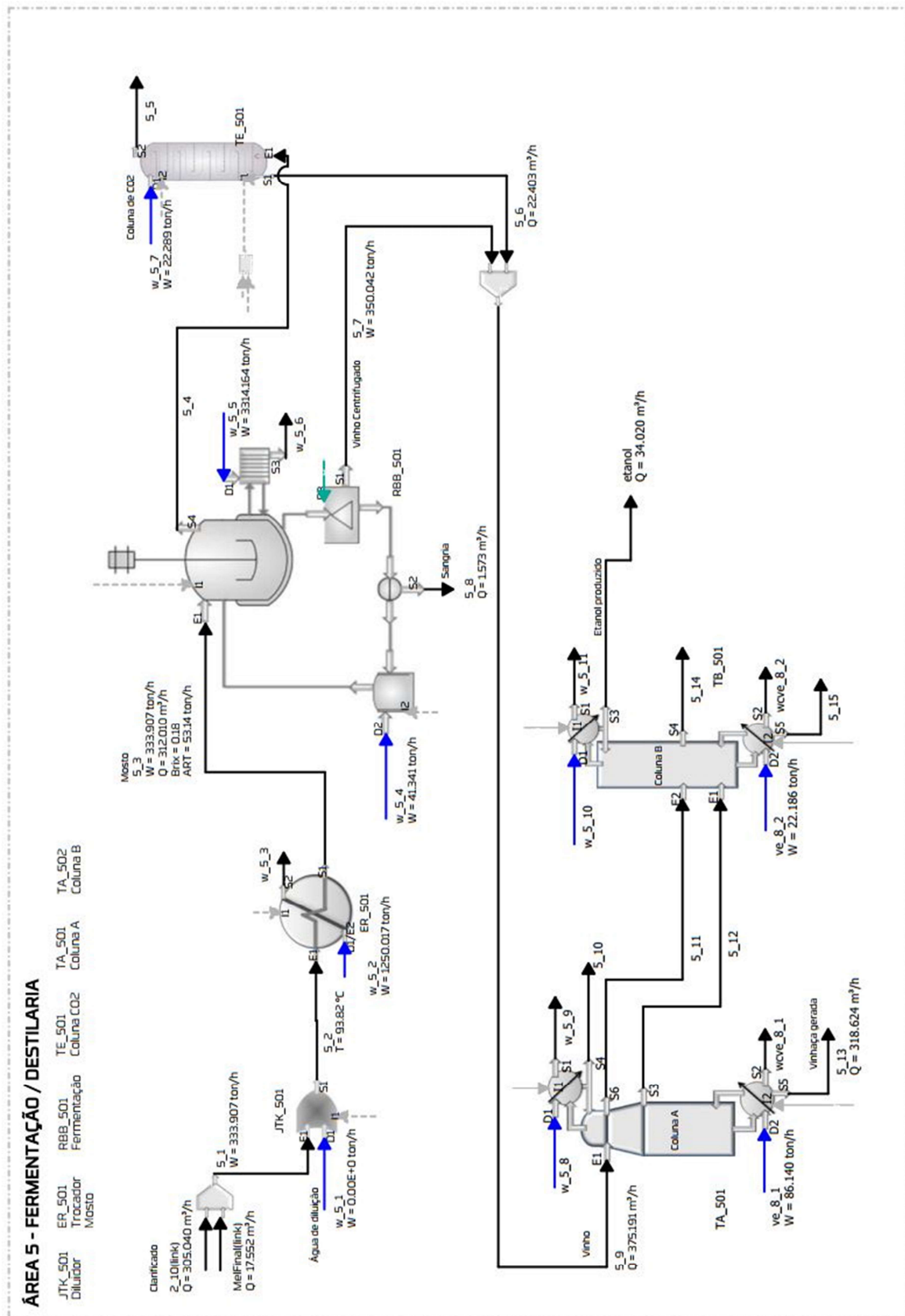
O mosto preparado é transferido para um conjunto de dornas no qual a fermentação é realizada pela ação de leveduras, em cujo metabolismo são consumidos os açúcares fermentescíveis glicose e frutose, oriundos do mosto e também da hidrólise da sacarose, produzindo principalmente etanol e dióxido de carbono. O produto da fermentação é chamado de vinho e tem teor alcoólico entre 8% e 10% °GL, sendo encaminhado para o processo seguinte de destilação.

3.7 DESTILAÇÃO

A separação do etanol é feita em colunas de destilação, que funcionam com base na diferença de volatilidade dos vários componentes da mistura, isto é, vaporizam-se preferencialmente os componentes mais voláteis.

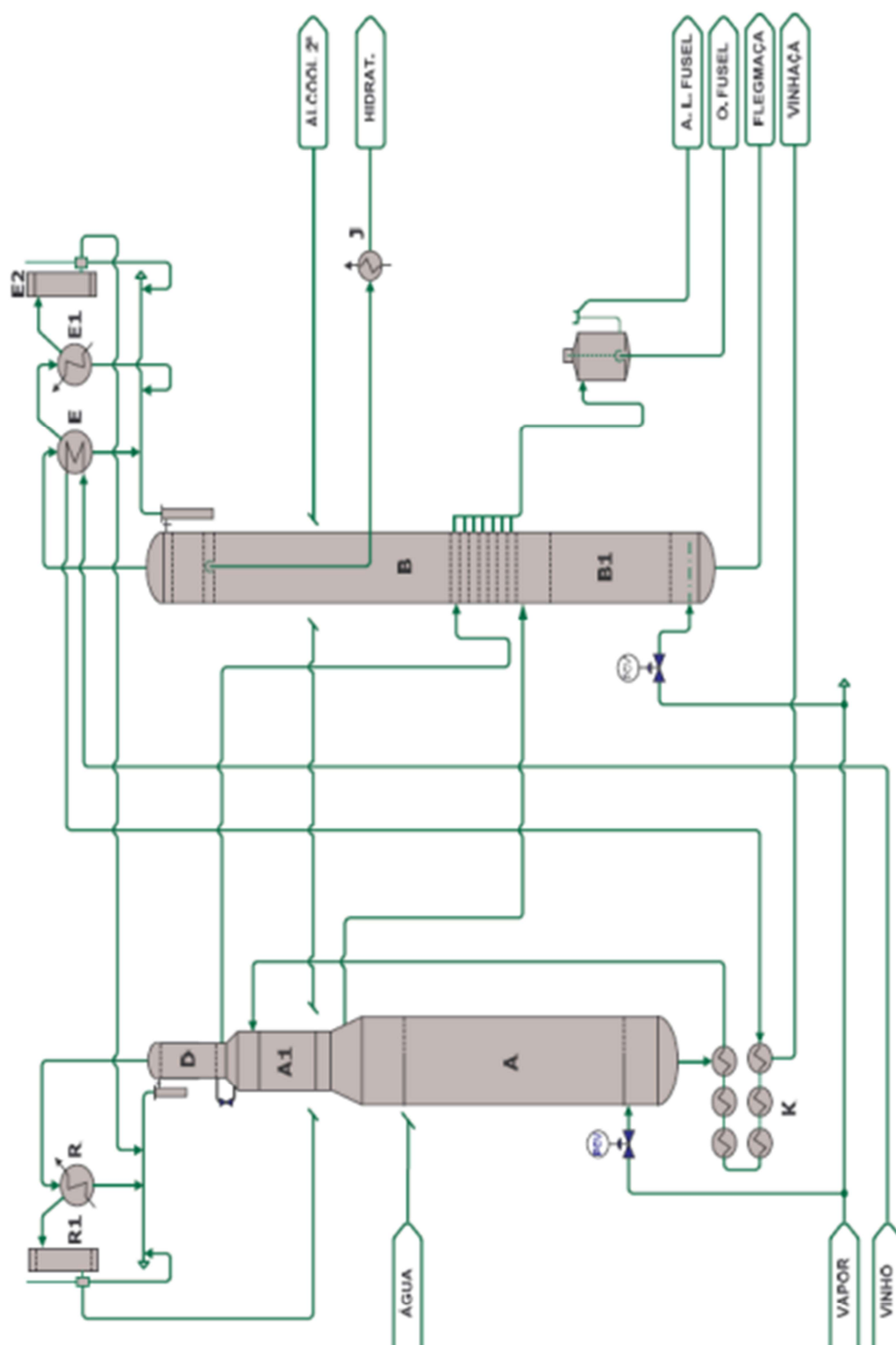
A alimentação de vinho é normalmente feita em um ponto intermediário da coluna (Figura 11), definindo uma seção de retificação acima do ponto de alimentação do vinho e uma seção de esgotamento, abaixo do ponto de alimentação. A mistura líquida que sai da base da coluna, pobre em etanol, recebe calor ao passar por um refeedor (ou por injeção direta de vapor), vaporizando parte dela e retornando à coluna na forma de vapor ascendente. A outra parte é descartada como efluente do processo (vinhaça), possuindo grande potencial térmico. A quantidade de vinhaça produzida na destilação pode variar de 10 a 18 litros por cada litro de etanol produzido. O efluente vinhaça é resfriado e transportado por caminhões ou por canais abertos na própria lavoura, sendo utilizado para fertirrigação.

Figura 10 - Fluxograma simplificado do processo de fabricação de etanol



Fonte: Elaborado pelo autor no software *Simulador Pentagro*.

Figura 11 - Esquema simplificado das colunas utilizadas na etapa de destilação para obtenção de etanol hidratado

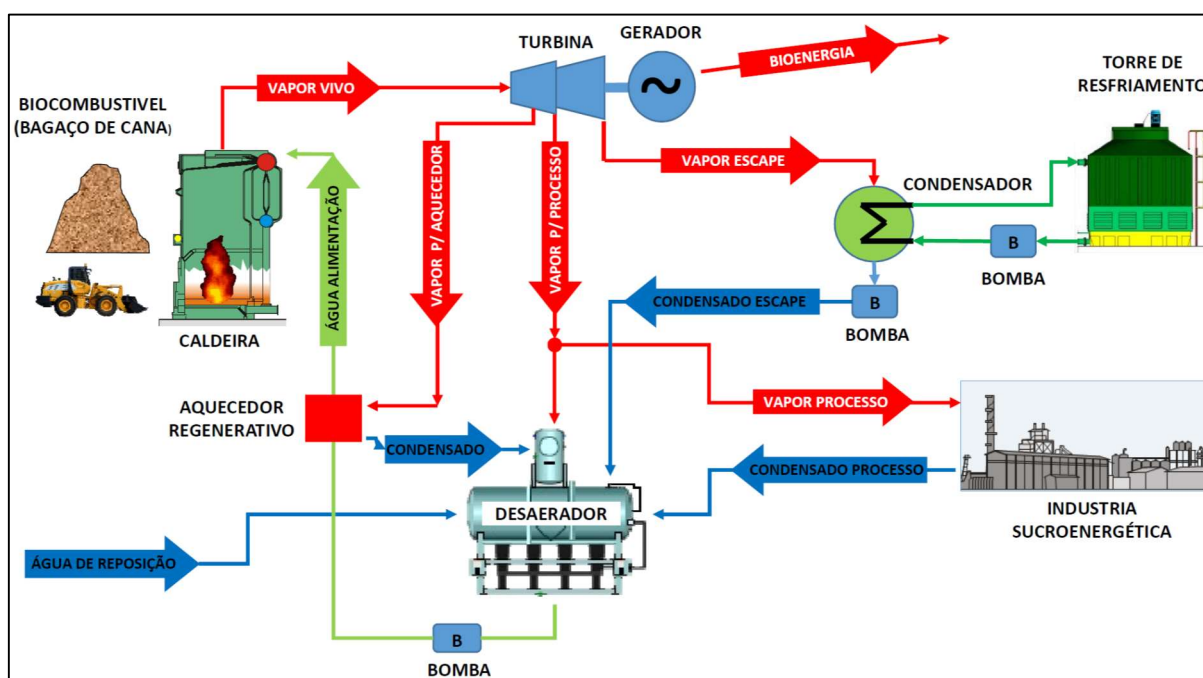


Fonte: MEIRELLES (2006).

3.8 COGERAÇÃO

A cogeração tem por objetivo principal exportar energia elétrica e fornecer energia térmica para o processo de transformação da cana nos produtos finais, etanol e açúcar. A Figura 12 ilustra um ciclo de potência a vapor usualmente empregado no setor sucroenergético (URSINO, 2019).

Figura 12 - Ciclo a vapor real aplicado no setor sucroenergético, incluindo um aquecedor regenerativo de alta pressão



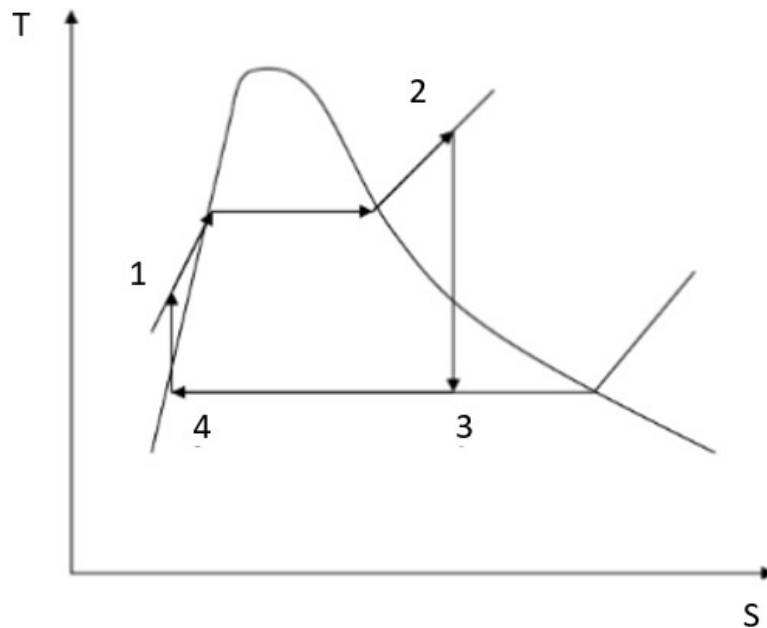
Fonte: URSINO, 2019.

A configuração do ciclo de cogeração apresentada contém uma turbina com três extrações: a primeira, para fornecer vapor ao aquecedor regenerativo; a segunda, para disponibilizar vapor ao desaerador e ao processo; e a terceira, dedicada exclusivamente à produção de energia, sendo esta, por essa razão, a mais eficiente.

Ao diminuir o consumo de vapor pelo processo, o vapor economizado pode ser destinado ao último estágio da turbina (processo de condensação), produzindo mais energia e aumentando a eficiência do ciclo regenerativo.

Segundo Ursino (2019), a forma mais apropriada de se calcular a eficiência do ciclo de potência é utilizando a eficiência de Rankine. O ciclo de Rankine ocorre em 4 etapas principais, como ilustra a Figura 13.

Figura 13 - Representação do ciclo de Rankine.



Fonte: Adaptado de SMITH, 2016.

1 $\rightarrow$ 2: Processo de aquecimento à pressão constante em uma caldeira. Etapa realizada em três estágios: aquecimento de água líquida sub-resfriada até sua temperatura de saturação; vaporização à temperatura e pressão constantes; e superaquecimento do vapor até uma temperatura bem acima da temperatura de saturação.

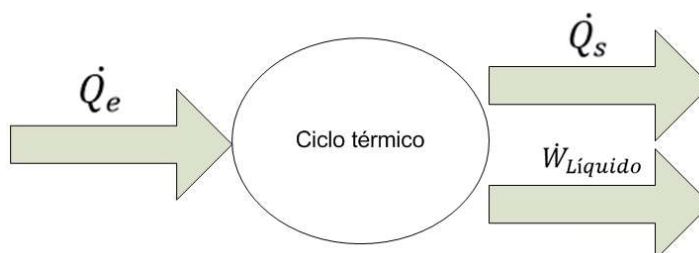
2 $\rightarrow$ 3: Expansão adiabática do vapor em uma turbina até a pressão do condensador.

3 $\rightarrow$ 4: Processo à temperatura e pressão constantes em um condensador para produzir líquido saturado no ponto 4.

4 $\rightarrow$ 1: Bombeamento adiabático do líquido saturado até a pressão da caldeira.

Na Figura 14, é apresentada uma ilustração do volume de controle para fins de análise do ciclo de Rankine. A eficiência térmica do ciclo é dada pela quantidade de energia fornecida ao fluido utilizado que é convertida em trabalho líquido (MORAN; SHAPIRO, 2011).

Figura 14 - Ilustração do volume de controle de um ciclo de Rankine ideal



Fonte: URSINO, 2019.

$\dot{W}_{Líquido}$ – potência líquida (potência gerada na turbina subtraída da potência fornecida ao fluido pela bomba de alimentação da caldeira).

$\dot{Q}_e$ – fluxo de calor fornecido ao ciclo.

$\dot{Q}_s$ – fluxo de calor rejeitado.

Utilizando os princípios de conservação de massa e energia, define-se a eficiência ou rendimento do ciclo de Rankine pela Equação (1):

$$\eta_{Rankine} = \frac{\dot{W}_{Líquido}}{\dot{Q}_e} \times 100\% \quad (1)$$

3.9 EXERGIA

A exergia, segundo Kotas (1995), é definida como a variável termodinâmica que corresponde ao trabalho máximo obtido quando determinada matéria é trazida ao seu estado morto (estado de equilíbrio termodinâmico com o meio). A energia é composta por uma parte disponível para produzir trabalho útil, chamada de exergia, e de outra parte que não está disponível para produção de trabalho, chamada de anergia. Para não levar ao entendimento de que a exergia só fosse útil em casos que envolvessem diretamente a produção ou consumo de trabalho, Gaggioli (1980) conceituou a exergia como “uma propriedade que mede a máxima capacidade que uma substância/fluxo possui de causar mudanças; um potencial que existe porque a substância/fluxo não está em equilíbrio estável com seu ambiente”.

Segundo Oliveira (2013), apesar de a análise exérgica ser vista como uma ferramenta atual para a análise de sistemas termodinâmicos, os primeiros fundamentos foram lançados no final do século XIX. A Tabela 2 apresenta a evolução do termo exergia até chegar à conceituação introduzida por Rant em 1956.

Tabela 2 - Evolução do termo exergia

Ano	Autor	Designação
1824	Carnot	Poder motriz do fogo
1872	Thomson (Kelvin)	Motivação
1873	Gibbs	Energia disponível do corpo e meio
1881	Gouy	Energia utilizável
1898	Stodola	Energia técnica gratuita
1925	Debaufre	Energia acessível
1935	Bonsjakovic	Capacidade técnica de trabalho
1944	Thring	Energia virtuosa
1953	Schmidt	Máximo trabalho técnico
1955	Gibert	Energia não degradada
1956	Rant	Exergia

Fonte: OLIVEIRA, 2013.

3.9.1 Conceitos preliminares

É importante definir alguns conceitos preliminares sobre vizinhança, ambiente e estado morto para fins de aplicação da análise exergética proposta. A vizinhança pode ser definida como tudo aquilo que está fora do volume de controle analisado ou fora das fronteiras do sistema. O ambiente é a região que está além da vizinhança e cujas propriedades podem ser consideradas constantes e não afetadas pelo processo. O estado morto é aquele no qual a pressão e a temperatura são iguais às do ambiente, a velocidade e a elevação do sistema são nulas em relação ao nível de referência do ambiente. As propriedades do estado morto são apresentadas com o subscrito 0: $P_0, T_0, h_0, u_0, s_0, b_0$.

A exergia específica total de um fluxo de matéria b_{total} é uma variável de estado termodinâmico que, para fins de análise de processos de conversão de matéria e energia, pode ser representada por quatro componentes, conforme a Equação (2):

$$b_{total} = b_f + b_k + b_{pot} + b_q \quad (2)$$

O primeiro termo da Equação (2) é a exergia física, seguida da exergia cinética, potencial e química. A energia cinética e potencial de um fluxo são formas de energia ordenada, portanto, são totalmente conversíveis em trabalho. Quando essas energias são avaliadas em relação aos dados do meio de referência, elas são iguais à exergia cinética b_k e à exergia potencial b_{pot} (PALMA, 2007).

O máximo trabalho reversível que pode ser extraído de um sistema em um determinado estado termodinâmico ocorrerá quando a matéria desse sistema estiver em equilíbrio com o meio (estado morto ou estado de referência).

Assumindo que a exergia específica cinética, potencial e química são nulas no estado de referência, a exergia física específica b_f , na entrada (e) e na saída (s) do volume de controle são calculadas, respectivamente, pelas Equações (3) e (4):

$$b_{fe} = (h_e - h_0) - T_0 \cdot (s_e - s_0) \quad (3)$$

$$b_{fs} = (h_s - h_0) - T_0 \cdot (s_s - s_0) \quad (4)$$

sendo h_i e s_i ($i=e, s$), a entalpia e a entropia específica, respectivamente e T_0 , a temperatura de referência.

A análise exergética permite uma melhor caracterização das trocas energéticas e irreversibilidades que ocorrem nos processos, permitindo uma melhor avaliação da eficiência térmica dos sistemas analisados.

3.10 SIMULADORES DE PROCESSOS

Simuladores de processos podem ser caracterizados como programas computacionais designados a usuários e a indústria para a resolução de problemas complexos envolvidos no projeto de equipamentos e processos de Engenharia Química, Bioquímica e Petroquímica, proporcionando economia de tempo e investimento. Esses simuladores possuem uma biblioteca de bancos de dados termodinâmicos e de equipamentos, cuja função principal é executar o controle, acompanhamento e dimensionamento das informações dos cálculos de um fluxograma de processo elaborado pelos usuários (TOWLER; SINNOTT, 2007).

Os simuladores de processos podem ser classificados em dois tipos básicos: os modulares sequenciais ou os orientados a equações com execução simultânea. Os orientados a equações consistem no agrupamento de todas as equações em um único conjunto. Um exemplo deste tipo de simulador é o EMSO (*Environment for Modelling, Simulation and Optimisation*), o qual é um simulador de processo orientado a equações com uma interface gráfica para modelar processos dinâmicos ou de estado estacionário (SOARES; SECCHI, 2003).

Os modulares sequenciais são os mais utilizados em Engenharia de Processos, consistindo o funcionamento destes na separação das equações em blocos, que são representativos de uma operação unitária, os quais são chamados de módulos. Cada

módulo possui um código computacional próprio, podendo este módulo ser utilizado em conjunto com outros módulos, ou ser executado separadamente. Quando junto a outros módulos, a execução é feita numa sequência pré-estabelecida, daí o nome modular sequencial. Encontram-se disponíveis vários simuladores modulares sequenciais no mercado, com destaque para o *Hysys*® e o *Aspen Plus*®, da *Aspen Technology*, os quais são amplamente empregados na indústria petroquímica.

Entretanto, para o desenvolvimento deste estudo, optou-se pelo Simulador *Pentagro*®, da *Pentagro Soluções Tecnológicas* por ele ser customizado para o setor sucroenergético, tendo nele incorporadas e configuradas todas as operações e componentes necessários à modelagem e à simulação dos processos envolvidos na produção de energia, açúcar e etanol de primeira/segunda geração.

3.10.1 Simulador *Pentagro*®

O *Simulador Pentagro*® é um software para modelagem, simulação e otimização de processos sucroenergéticos desenvolvido pela *Pentagro Soluções Tecnológicas*, empresa brasileira sediada em São Carlos – SP.

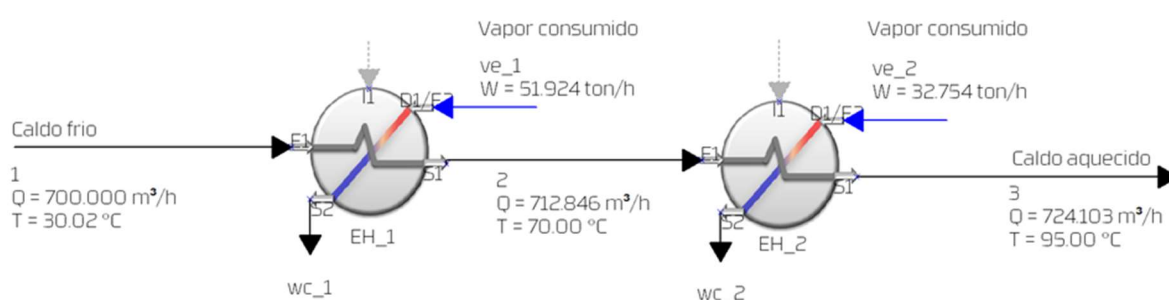
Para a representação do processo baseada em modelos, o *Simulador Pentagro* utiliza o método modular sequencial, no qual cada operação unitária é um bloco, e suas entradas e restrições são configuráveis. Este simulador utiliza um método matemático específico para resolução de cada bloco. A seguir, outras informações sobre o software são fornecidas:

- Algoritmo baseado na teoria dos grafos (GUNDERSEN; HERTZBERG, 1983) para a solução das correntes de abertura;
- Equações da IAPWS-IS97 (*International Association for the Properties of Water and Steam*) para o cálculo das propriedades termodinâmicas do vapor e da água;
- Modelo **UNIQUAC** (*UNiversal QUAsiChemical*) para o cálculo do ELV (Equilíbrio Líquido-Vapor);
- Formulações **VTBR** (*Volume Translated Peng Robinson*) (SCHMID; GMEHLING, 2012) e g^{ER} (UNIQUAC) para o cálculo das propriedades volumétricas da fase líquida.

Por utilizar o método modular sequencial, a representação do fluxo do processo é ágil e a leitura é de fácil entendimento. O sentido do fluxo de materiais é indicado pelas setas das correntes que interligam as operações unitárias. As configurações das correntes de entrada do fluxo e as operações unitárias são configuradas com um duplo clique do mouse sobre elas.

A Figura 15 apresenta um modelo elaborado no Simulador Pentagro para o aquecimento do caldo utilizando vapor como fluido quente.

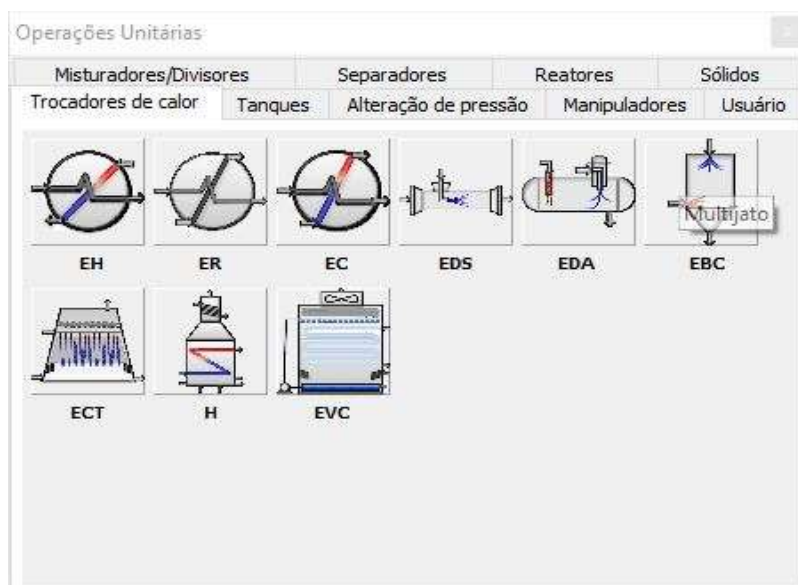
Figura 15 - Modelo de aquecimento do caldo elaborado no *Simulador Pentagro*



Fonte: Elaborado pelo autor.

O *Simulador Pentagro* possui uma biblioteca de equipamentos referentes às operações unitárias padrão (aquecedores, misturadores, divisores, bombas, reatores, etc.) para representar os diferentes processos envolvidos na planta. A simulação da planta é realizada especificando-se as configurações das operações unitárias, as condições de operação das correntes do processo, assim como os fluxos de calor e trabalho. O programa contém também uma base de dados de propriedades físicas de um grande número de componentes puros e misturas. Internamente no programa existem rotinas matemáticas (algoritmos de convergência) para resolver as equações de balanço de massa e energia. A Figura 16 mostra a paleta de operações unitárias do *Simulador Pentagro*. No Anexo 1, estão descritas as operações unitárias e correntes utilizadas nas simulações realizadas.

Figura 16 - Paleta de operações unitárias do *Simulador Pentagro*



Fonte: Adaptado do manual do Simulador Pentagro, release 4.0.

No *Simulador Pentagro*, o usuário pode definir as correntes e componentes que serão utilizados, sendo a fase do componente calculada em função da temperatura e pressão da corrente. O Simulador também calcula e publica a entalpia da corrente, como também fornece as informações necessárias para o cálculo da entropia (Temperatura (K), C_p (KJ/(Kg.K))).

A Figura 17 ilustra a configuração de uma corrente de mistura etanol – água, destacando o cálculo do título para cada componente e corrente (título é aqui definido como sendo a porcentagem de massa de vapor numa mistura líquido-vapor).

Figura 17 - Cálculo do título da mistura e título dos componentes de uma corrente no *Simulador Pentagro*

Corrente

Valores da Corrente

Vazão Mássica: 100 ton/h Cp: 2.844334 kJ/kg.K ART: 0 ton/h ART: 0 %

Temperatura: 90.022725 °C Título: 0.8 [0,1] POL: 0 % Vazão Vol.: 500.853894 m³/h

Pressão: 1 bar Entalpia: 6422.784769 kJ/kg AR: 0 % Potência: 178.410688 MW

Componentes

Agua ☒ Adicionar ☐ Modificar

Fração Mássica [0,1]:

Adicionar Componente

Nome	Fração Mássica [0,1]	Cp (kJ/kg.K)	Densidade (kg/m³)	Entalpia (kJ/kg)	Outras Informações
Agua	0.500000	2.740923	312.296110	1921.7961045	Título=0.676771;
Etanol	0.500000	3.108775	57.074635	10923.7734335	Título=0.923229;

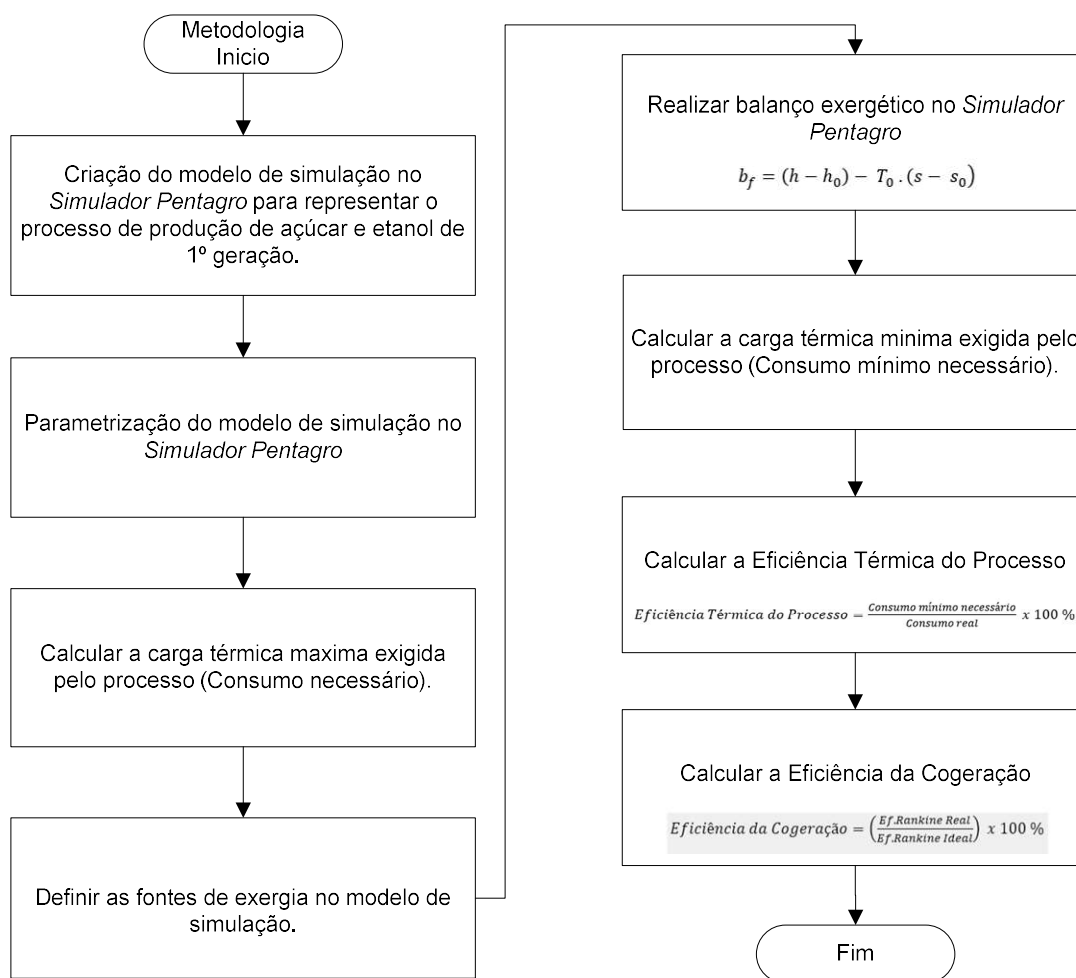
Ok Cancelar

Fonte: Adaptado do manual do *Simulador Pentagro*, release 4.0.

4 METODOLOGIA

Com o objetivo de tornar mais clara a metodologia proposta, na Figura 18 é apresentado um esquema das etapas desenvolvidas neste estudo.

Figura 18 - Esquema da metodologia utilizada neste estudo



Fonte: Elaborado pelo autor.

Simulações representativas do processo sucroenergético em diferentes condições de *mix* açúcar/etanol foram realizadas utilizando-se o software *Simulador Pentagro*. A modelagem do processo considerou todas as etapas e parâmetros operacionais envolvidos na produção do açúcar VHP (*Very High Polarized* – Açúcar bruto) e etanol hidratado. As simulações foram realizadas considerando a faixa de 30 a 70% *mix* açúcar. Essas condições foram adotadas visando permitir que os resultados obtidos no estudo possam ser generalizados para qualquer unidade sucroenergética produtora de açúcar e etanol.

4.1 MODELAGEM DO PROCESSO

Para o desenvolvimento do estudo, foi realizada a modelagem e a simulação do processo de transformação da cana (matéria-prima) em açúcar e etanol (produtos finais) utilizando o software *Simulador Pentagro*®.

4.2 CONFIGURAÇÃO DO MODELO DE SIMULAÇÃO

Utilizando como ferramenta o *Simulador Pentagro*, foram simulados cenários variando-se o *mix* açúcar entre 30% e 70% e não considerando nenhuma integração energética no processo, ou seja, todo combustível utilizado no processo foi ofertado pela cogeração, com o objetivo de analisar qual o consumo térmico necessário na transformação da matéria-prima em seus produtos finais.

Para que os resultados representassem a realidade da maioria das unidades produtoras, os parâmetros descritos na Tabela 3 foram adotados.

Tabela 3 - Parâmetros adotados nas simulações

ÁREA	DESCRIÇÃO
Extração	Cana processada: 500 toneladas por hora; Fibra da cana: 13.30%; POL da cana: 14.00%; Preparo e Moenda eletrificada; Embebição 250%Fibra.
Tratamento do Caldo	Tratamento do caldo misto; Aquecimento do caldo com vapor de escape até 70°C antes da caleagem; Aquecimento do caldo com vapor de escape até 103°C antes do <i>flasheamento</i> ; Vapor utilizado: vapor de escape a 2.5 bar(a).
Evaporação	Evaporação com 5 efeitos; Sem sangria de vapor vegetal; Xarope em 60°Brix; Vapor utilizado: vapor de escape a 2.5 bar(a).

Continuação

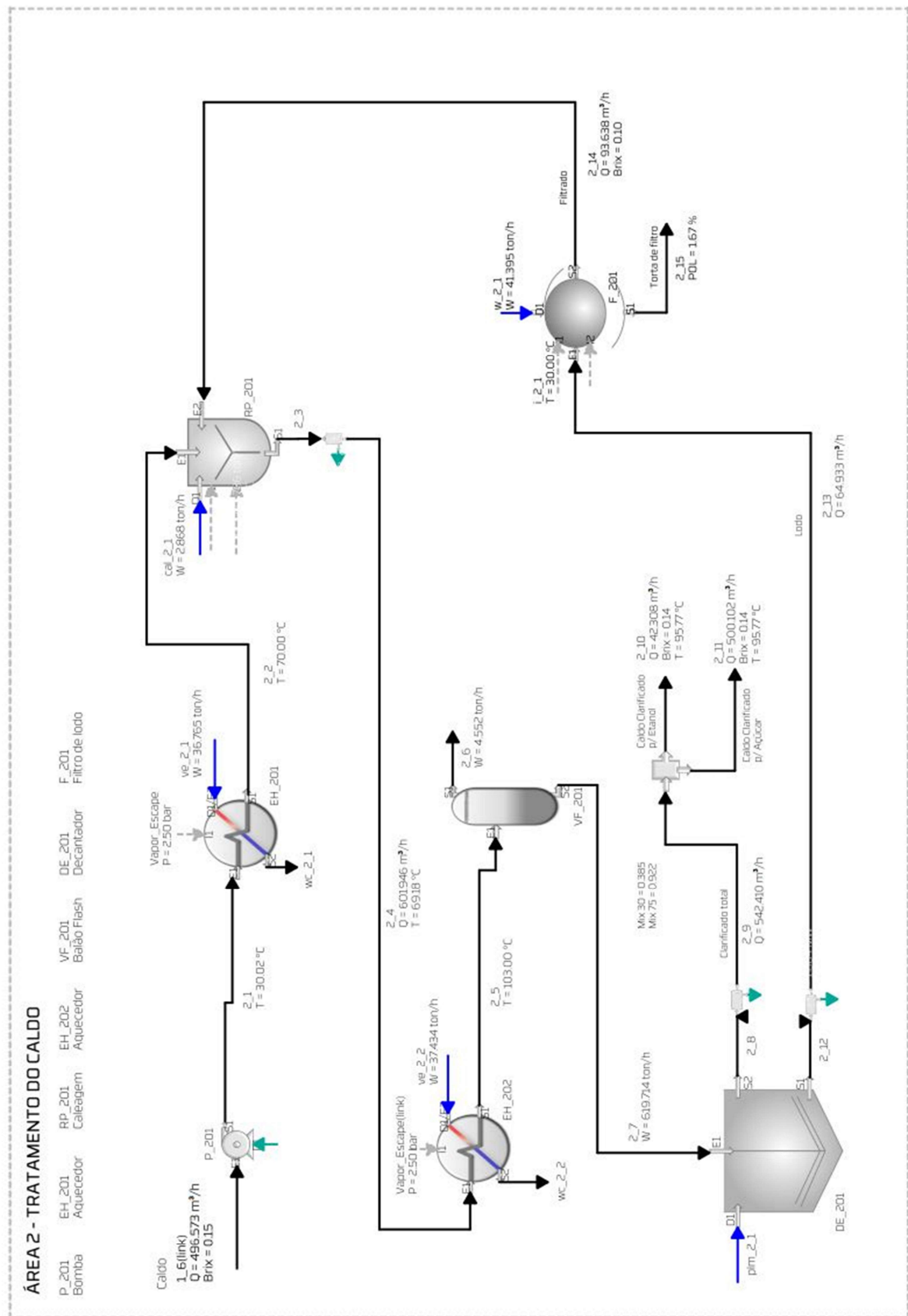
Fábrica de açúcar	Fábrica com Massa A e B; Recuperação da fábrica em 75%; Vapor utilizado: vapor de escape a 2.5 bar(a).
Fermentação	Fermentação Batelada; Recuperação do etanol no CO ₂ ; Brix do mosto em 23 °Brix.
Destilação	Produção de Etanol Hidratado; Vapor utilizado: 2.5 bar(a) (vapor de escape).
Caldeira	Rendimento ao PCI: 88%; Temperatura do vapor: 500 °C; Pressão do vapor: 65 bar; Temperatura da água de alimentação da caldeira: 120 °C; Temperatura do condensado recuperado: 100 °C; Temperatura da água de reposição: 25 °C.
Gerador	Condições do vapor cedido ao processo: 2.5 bar(a), saturado, corrigido com utilização de dessuperaquecedor; Pressão do vapor no escape (condensação): 0.10 bar(a); Rendimento isentropico: 82%; Rendimento no gerador-redutor: 95%.
Processo	Perdas de água por purgas na caldeira: 2.5% do fluxo de entrada na caldeira; Perda do vapor fornecido ao processo: 2.5% do vapor fornecido; Perda do condensado de vapor escape: 5% do total de vapor consumido pelo processo; Consumo elétrico da planta: 33 kW.h por tonelada de cana processada.

Fonte: Elaborado pelo autor

Nas Figuras 19 a 24 estão apresentados os modelos para uma planta típica de açúcar e etanol elaborados no *Simulador Pentagro*. Os modelos estão distribuídos em cinco (6) áreas: extração, tratamento do caldo, evaporação, fábrica de açúcar, fermentação/destilaria e geração de vapor e energia. Nessa modelagem foram necessárias mais de 25 operações unitárias para representar o processo de transformação da cana em seus produtos finais, açúcar VHP e etanol hidratado.

Foram realizadas cerca de 120 simulações, cada uma com tempo médio de processamento computacional de 30 segundos, conduzidas com auxílio de uma ferramenta de análise multiobjetivo, utilizando o *Solver* que tem como base o método de Newton-Rhapson. O computador utilizado foi um notebook Dell, Cor i5 com 8GB de memória.

Figura 20 - Modelo do processo de tratamento do caldo



Fonte: Elaborado pelo autor no *Simulador Pentago*.

Figura 21 - Modelo do processo de evaporação do caldo

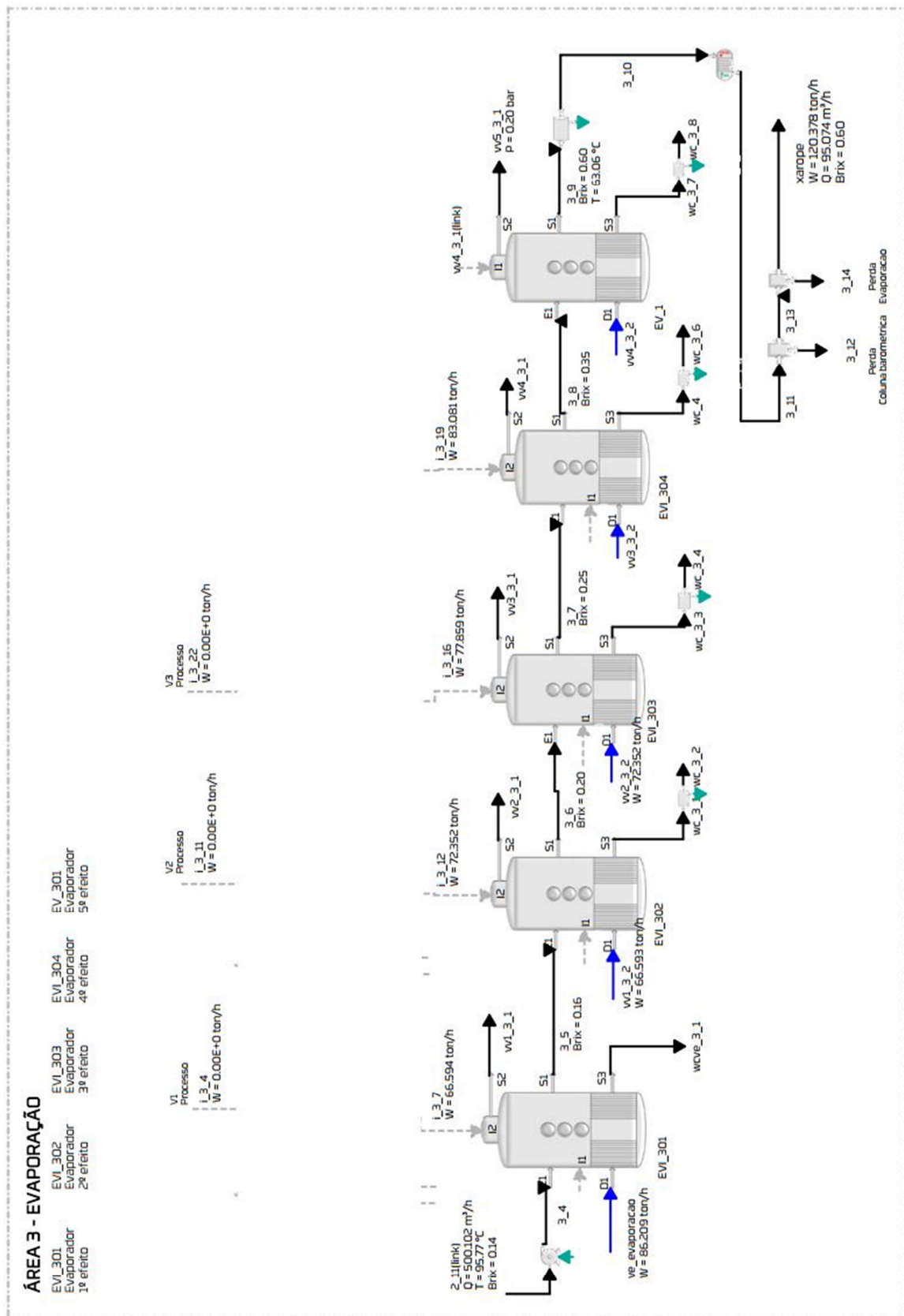
Fonte: Elaborado pelo autor no *Simulador Pentagro*.

Figura 22 - Modelo do processo de cozimento do caldo

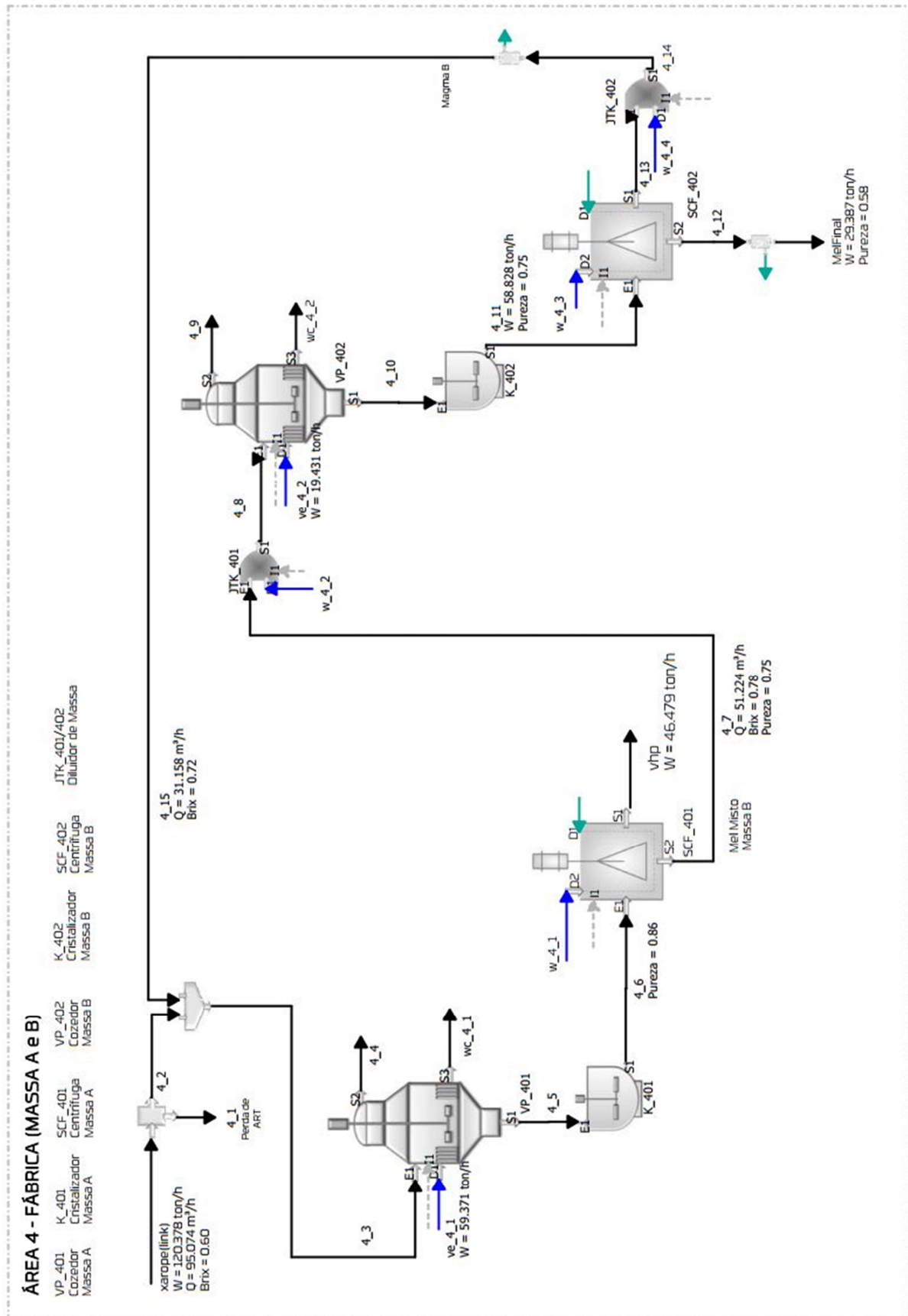
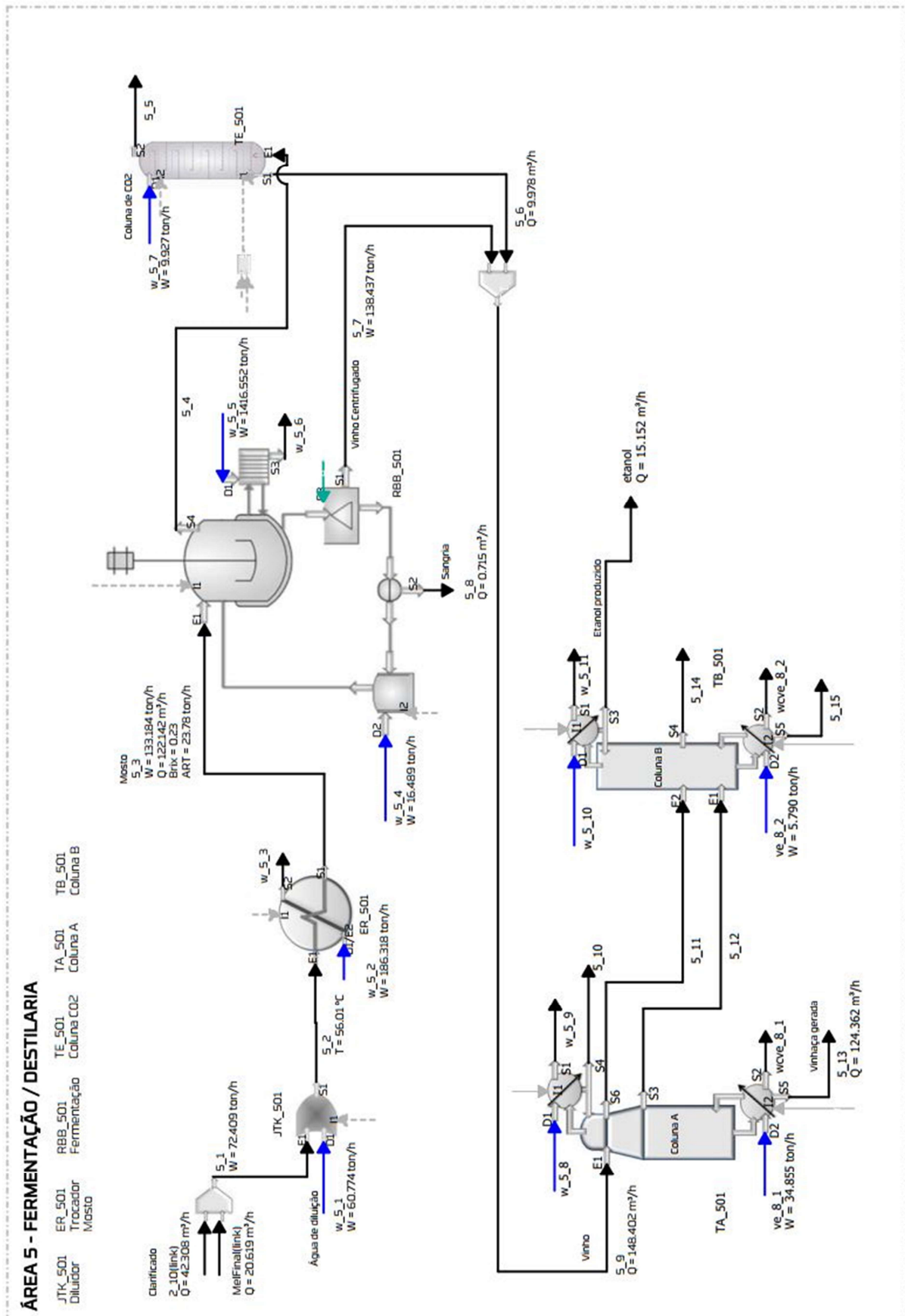
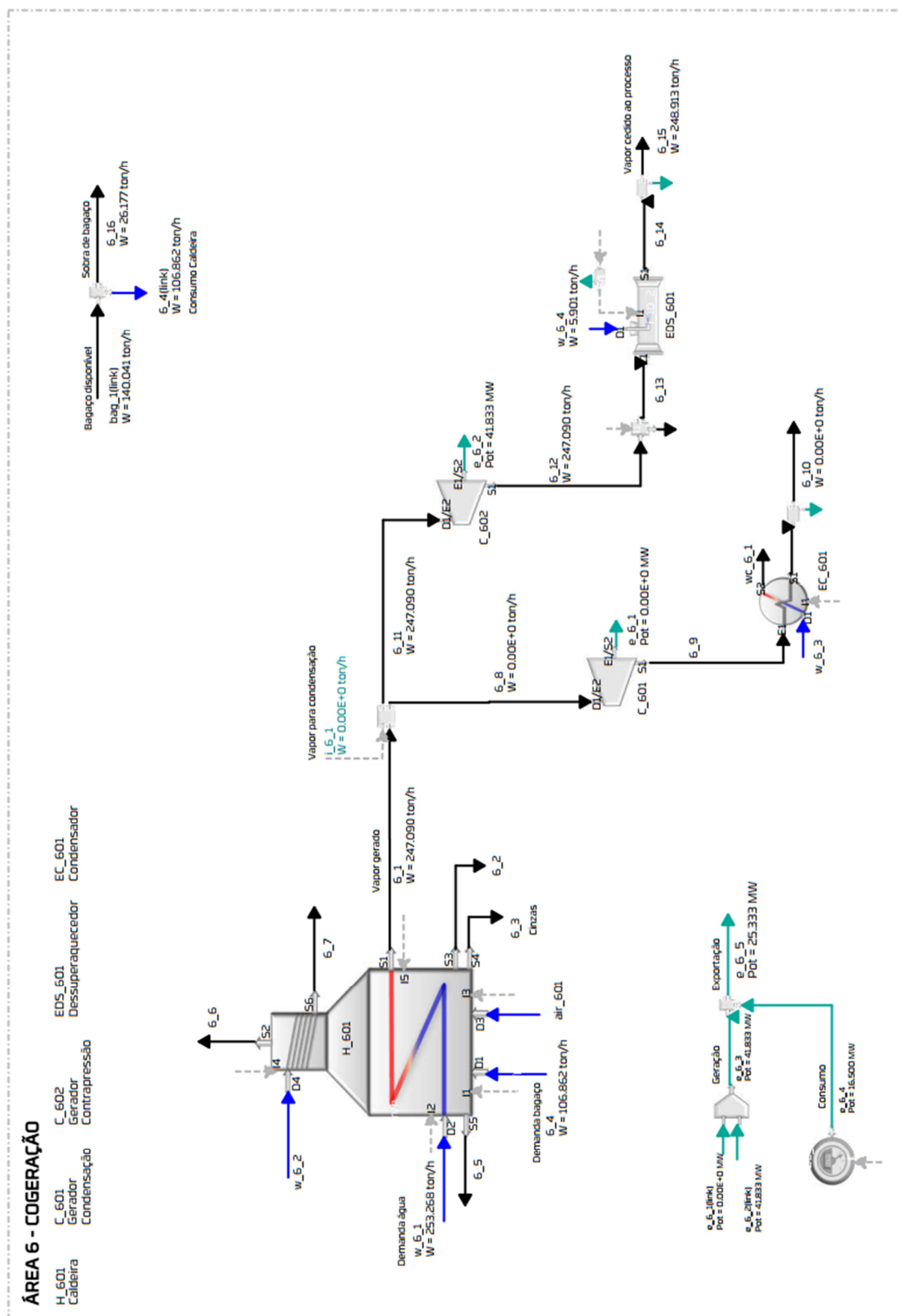
Fonte: Elaborado pelo autor no *Simulador Pentagro*.

Figura 23 - Modelo do processo de fermentação e destilação

Fonte: Elaborado pelo autor no *Simulador Pentago*.



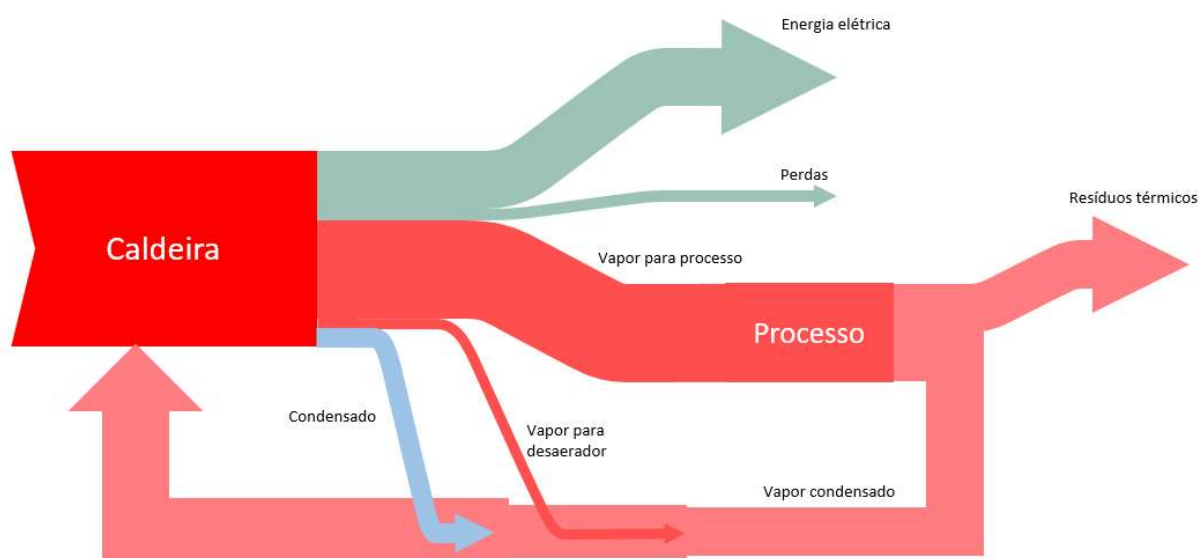
Fonte: Elaborado pelo autor no *Simulador Pentagro*.

4.2.1 Cálculo da Eficiência Térmica do Processo

Para alcançar o objetivo proposto, foi preciso calcular o consumo de vapor necessário para transformar a matéria-prima em seus produtos finais. Sabe-se que a variação do *mix* produto, isto é, a variação do quanto de matéria-prima é destinado para a produção de açúcar e o quanto para etanol, altera o consumo de vapor pelo processo. Para considerar esse efeito inerente da condição operacional e estratégia de mercado, foram realizadas simulações para o *mix* açúcar variando entre 30 e 70% (faixa de *mix* comumente praticada pelas unidades produtoras), em intervalos de 5%. A cada simulação obteve-se o valor do consumo de vapor de escape necessário para a transformação da cana em açúcar e etanol.

Para melhor visualização dos resultados, utilizou-se o Diagrama de Sankey, conforme ilustrado na Figura 25. O Diagrama de Sankey é uma representação visual de um fluxo e possui um sentido de leitura para gerar senso de interpretação. O fluxo envolve transferências de alguma propriedade física de uma etapa para outra. Essas transferências são representadas por setas ou linhas cujas espessuras são proporcionais à quantidade de energia que está sendo transferida.

Figura 25 - Diagrama de Sankey para representação esquemática do fluxo de energia da cogeração e do consumo pelo processo



Fonte: Elaborado pelo autor.

Após modelar, simular e obter o valor da energia térmica necessária para a produção de açúcar e etanol, o segundo passo foi calcular, para esses mesmos cenários simulados, a exergia disponibilizada/gerada pelo processo. Para isso, usou-se a definição de exergia dada pela Equação (5):

$$b = (h - h_0) - T_0 \cdot (s - s_0) \quad (5)$$

sendo h e s a entalpia e a entropia específica, respectivamente e T_0 , a temperatura de referência.

Calculou-se a exergia disponível nas principais correntes quentes geradas pelo processo de transformação, sendo elas:

- Corrente de vapor condensado gerado pelo processo;
- Corrente de vapor gerado no *flasheamento* do caldo tratado;
- Corrente de caldo quente enviado para fermentação;
- Corrente de vinhaça gerada no processo de produção de etanol;
- Corrente de vapor de etanol do topo da coluna B.

Uma vez conhecendo-se a carga térmica necessária, na forma de consumo de vapor necessário, para a produção de açúcar/etanol e também a exergia total que pode ser recuperada, foi possível determinar qual o consumo mínimo necessário em cada cenário simulado, utilizando-se a Equação (6):

$$\text{Consumo mínimo necessário} = (\text{Consumo necessário} - \text{Exergia recuperada}) \quad (6)$$

Tendo o consumo mínimo necessário do processo, é possível determinar a eficiência térmica do processo, utilizando a Equação (7), na qual o consumo real em kg/t (t=tonelada de cana processada) é aquele realizado pela unidade produtora.

$$\text{Eficiência Térmica do Processo} = \frac{\text{Consumo mínimo necessário}}{\text{Consumo real}} \times 100 \% \quad (7)$$

Esse consumo específico do processo é tipicamente verificado em usinas sucroenergéticas. Para representar de forma abrangente plantas industriais com diferentes consumos de energia térmica, foram considerados consumos de vapor de 380, 400, 420, 440, 460 e 480 kg por tonelada de cana processada.

4.2.2 Cálculo da Eficiência da Cogeração

De acordo com URSINO (2019), sistemas de cogeração com estágios de condensação com maior demanda de carga térmica pelo processo apresentam menor eficiência de Rankine, ou seja, quanto menor for o consumo de vapor pelo processo, maior será a eficiência do sistema.

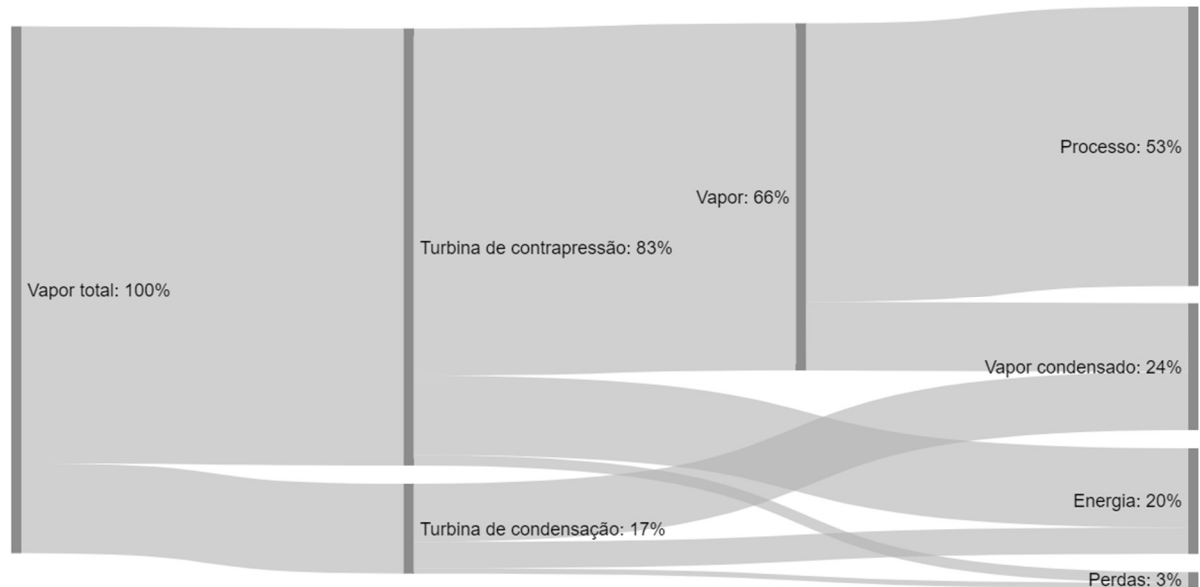
Atualmente, a forma mais representativa de se calcular a eficiência da cogeração é pela eficiência de Rankine. No entanto, como o consumo térmico do processo pode afetar diretamente a eficiência do ciclo de cogeração, somente o cálculo da eficiência de Rankine pode não representar essa interação com o processo.

A alternativa proposta neste estudo para o cálculo da eficiência da cogeração é comparar a eficiência de Rankine real com a ideal, conforme a Equação (8), na qual a eficiência de Rankine ideal é aquela calculada para um determinado sistema cuja carga térmica exigida pelo processo é a menor possível.

$$Eficiência da Cogeração = \left(\frac{Ef.Rankine Real}{Ef.Rankine Ideal} \right) \times 100 \% \quad (8)$$

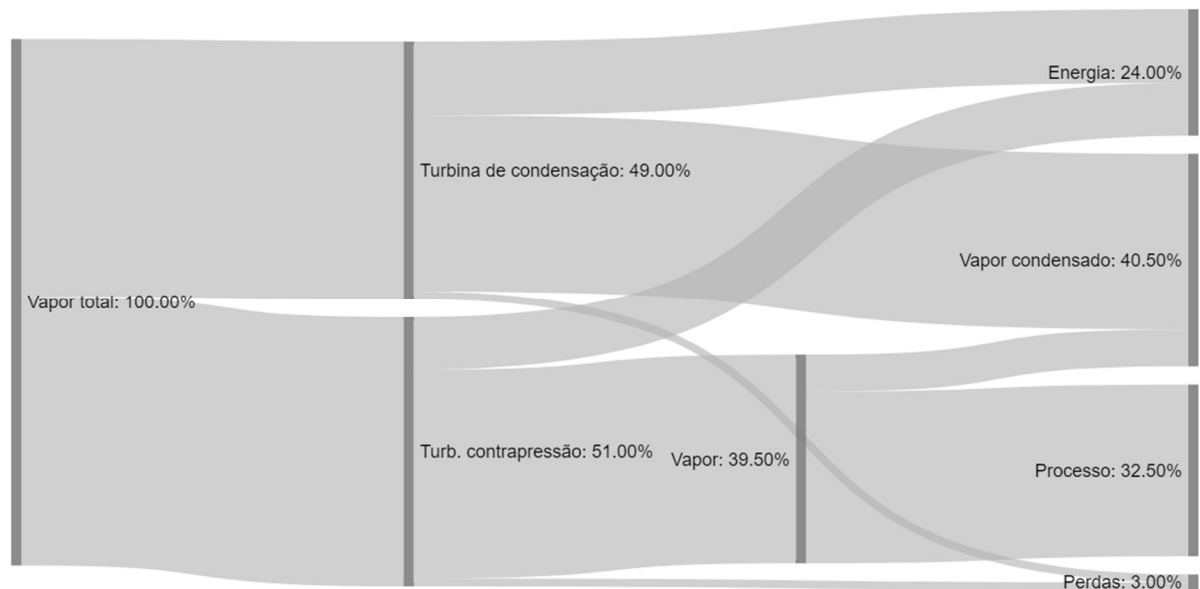
As Figuras 26 e 27 ilustram os ciclos de cogeração em sistemas com alto e baixo consumo de carga térmica pelo processo, sendo que a Figura 26 refere-se a um sistema com alta demanda térmica pelo processo e, por consequência, menor eficiência e menor quantidade de energia gerada. Na Figura 27, o sistema apresenta maior eficiência e geração de energia devido à menor carga térmica exigida pelo processo.

Figura 26 - Diagrama de Sankey do fluxo de energia da cogeração para sistemas com alto consumo de carga térmica pelo processo



Fonte: Elaborado pelo autor.

Figura 27 - Diagrama de Sankey do fluxo de energia da cogeração para sistemas com baixo consumo de carga térmica pelo processo



Fonte: Elaborado pelo autor.

5 RESULTADOS E DISCUSSÃO

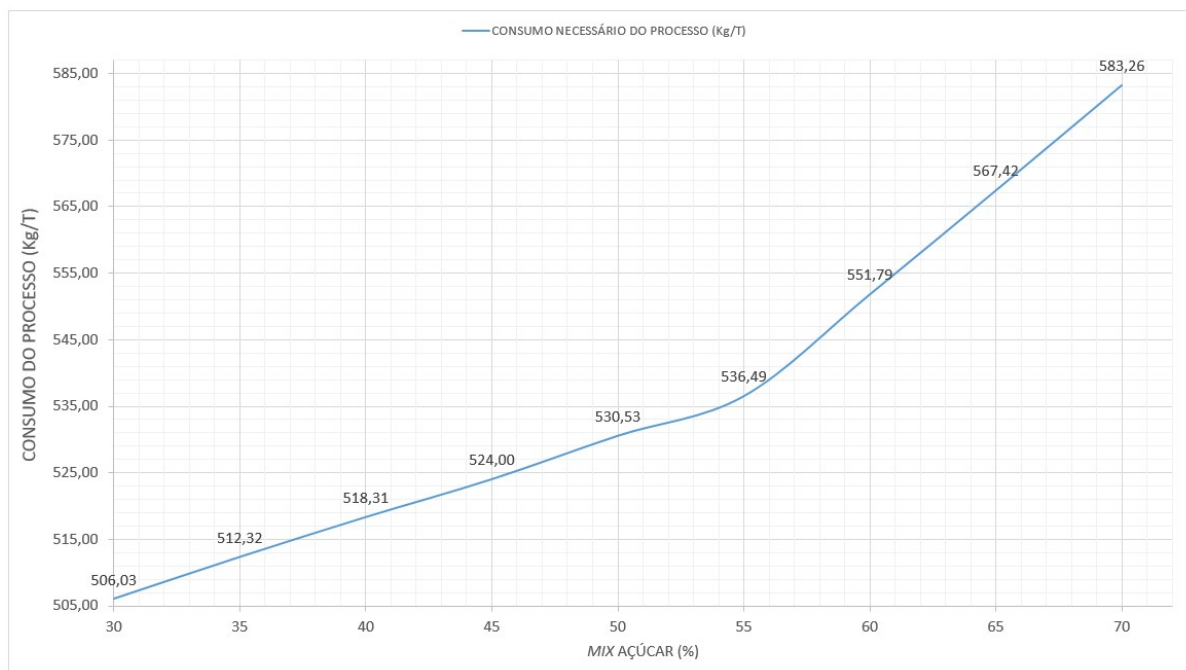
Para obtenção dos resultados deste estudo, foram realizadas simulações na faixa de *mix* açúcar entre 30 e 70%, buscando abranger todas as combinações de *mix* comumente praticadas nas plantas industriais.

Observa-se na Figura 28 que o *mix* produto tem grande influência sobre o consumo de vapor pelo processo. De acordo com os resultados, quanto maior o *mix* para a produção de açúcar, maior é a demanda de vapor pelo processo.

Em uma usina, quando o objetivo estratégico é priorizar a produção de açúcar, são feitas manobras operacionais na planta para enviar um maior volume de caldo para o processo de evaporação e sequencialmente para a fábrica de açúcar. Este último processo necessita de uma maior concentração do caldo pela evaporação da água contida na mistura, consumindo uma maior quantidade de carga térmica para executar esta concentração.

A Figura 28 mostra que, a partir de um determinado *mix* ($\cong 55\%$), o consumo de vapor cresce exponencialmente devido ao grande volume de caldo enviado para produção de açúcar. Por consequência, o caldo enviado para o processo de fermentação é composto, em sua maior parte, por mel final (composto residual do processo de fabricação de açúcar), o qual possui um teor de Brix elevado, sendo necessária a sua diluição com água até um teor operacional para a fermentação. Essa diluição, por sua vez, acarreta um maior consumo de vapor na destilaria, uma vez que a água contida na mistura precisará ser evaporada nas colunas de destilação e retificação.

Figura 28 - Consumo específico de vapor necessário para a transformação da cana em açúcar e etanol em função do *mix* açúcar



Fonte: Elaborado pelo autor.

Mix açúcar: Porcentagem da matéria-prima destinada à produção de açúcar.

Na Tabela 4 estão apresentados os valores, em kg/t, do consumo necessário de vapor por área de processo, como também as perdas de vapor consideradas na simulação. Analisando-se esses dados, observa-se que as áreas da evaporação, fábrica e destilaria têm seus consumos de vapor sensivelmente alterados em função do *mix* açúcar empregado no processo, sendo que, para as duas primeiras áreas, ocorre um aumento do consumo de vapor com o aumento do *mix* açúcar enquanto que, para a terceira, ocorre uma diminuição do vapor consumido, corroborando o que foi discutido anteriormente sobre a Figura 28.

Tabela 4 - Consumo específico de vapor em cada área do processo

MIX	Consumo necessário de vapor pelo processo (kg/t)						Total
	Cozedores	Evaporação	Destilaria	Desaerador	Aquecedor	Perdas	
30	65,33	115,11	156,77	8,08	148,40	12,34	506,03
35	76,77	118,83	147,64	8,18	148,40	12,50	512,32
40	87,85	122,68	138,46	8,27	148,40	12,64	518,31
45	99,27	126,04	129,15	8,37	148,40	12,78	524,01
50	110,74	130,15	119,83	8,47	148,40	12,94	530,53
55	122,37	133,88	110,21	8,56	148,40	13,08	536,49
60	134,00	146,37	100,76	8,81	148,40	13,44	551,78
65	145,65	159,31	91,17	9,06	148,40	13,84	567,42
70	157,74	172,42	81,18	9,31	148,40	14,22	583,26

Fonte: Elaborado pelo autor.

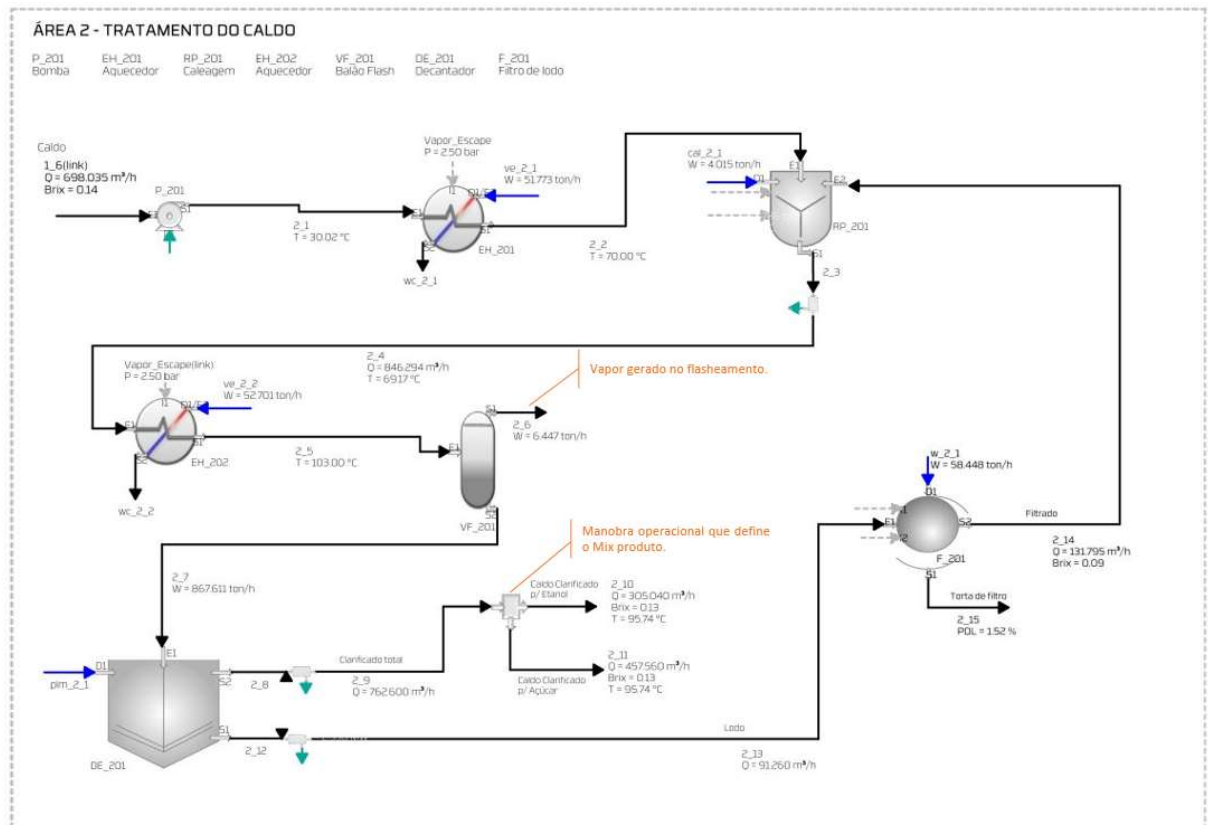
Para cada *mix* simulado, calculou-se a exergia disponível nas principais fontes quentes do processo e os resultados estão apresentados na Tabela 5. Observa-se uma forte influência do *mix* açúcar sobre a exergia disponibilizada por cada fonte quente do processo, com exceção daquela disponibilizada pelo vapor de *flash*, devido à exergia dessa fonte não sofrer alteração com o *mix*, pois a manobra operacional que define o *mix* no modelo de simulação está após o tambor *flash* do tratamento do caldo, conforme mostra a Figura 29.

Tabela 5 - Exergia disponível nas principais fontes quentes do processo

Mix (%)	Exergia calculada (MW)					Total
	Vinhaça	Vapor Flash	Etanol	Condensados	Caldo para etanol	
30	16,29	3,19	35,75	75,79	13,93	144,95
35	15,35	3,19	33,30	81,08	13,22	146,14
40	14,40	3,19	30,91	86,17	12,50	147,17
45	13,44	3,19	28,45	91,52	11,77	148,37
50	12,48	3,19	25,98	96,81	11,04	149,50
55	11,49	3,19	23,48	102,11	10,29	150,56
60	10,52	3,19	20,97	111,92	7,82	154,42
65	9,54	3,19	18,46	121,55	5,35	158,09
70	8,52	3,19	15,85	131,66	2,79	162,01

Fonte: Elaborado pelo autor.

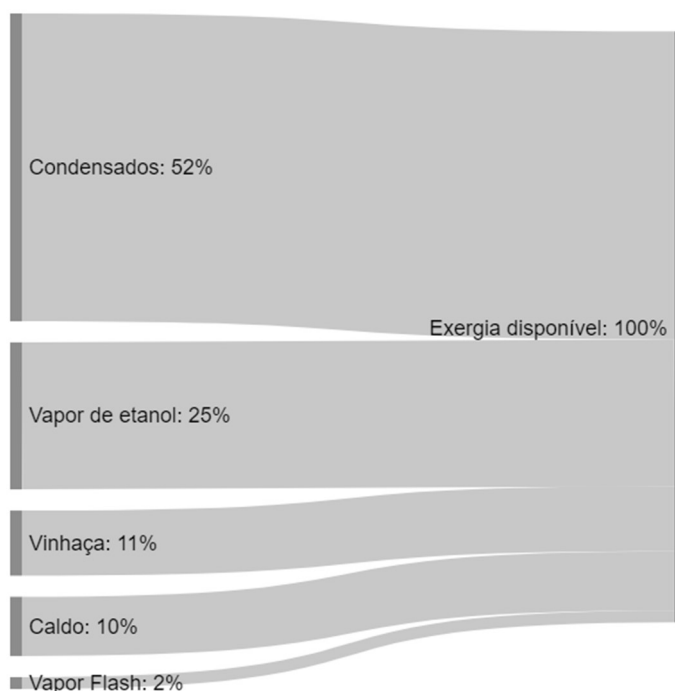
Figura 29 - Tratamento do caldo com indicação do ponto de manipulação do *mix* açúcar



Fonte: Elaborado pelo autor no Simulador Pentagro.

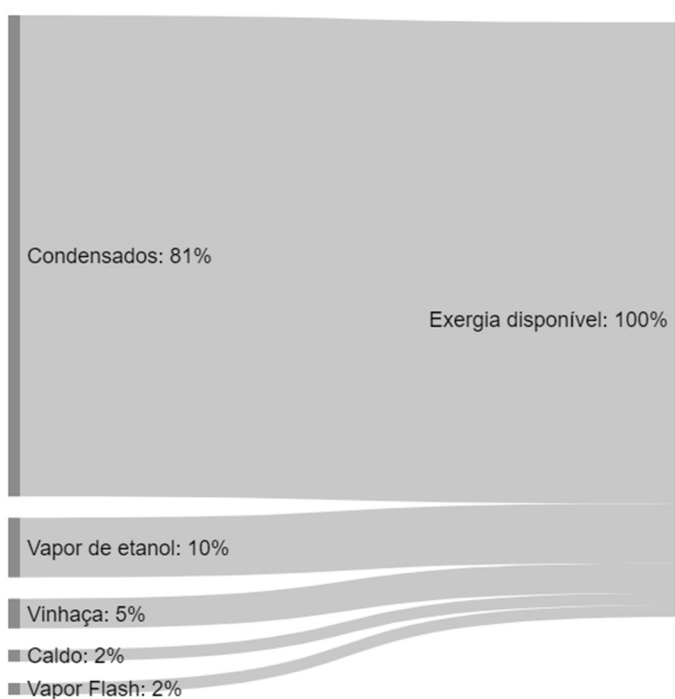
Nas Figuras 30 e 31 estão apresentados os diagramas de Sankey das principais fontes de exergia disponíveis no processo para *mix* açúcar de 30% e 70%, respectivamente.

Figura 30 - Diagrama de Sankey especificando os fluxos de exergia disponíveis no processo para mix açúcar de 30%



Fonte: Elaborado pelo autor.

Figura 31 - Diagrama de Sankey especificando os fluxos de exergia disponíveis no processo para *mix* açúcar de 70%



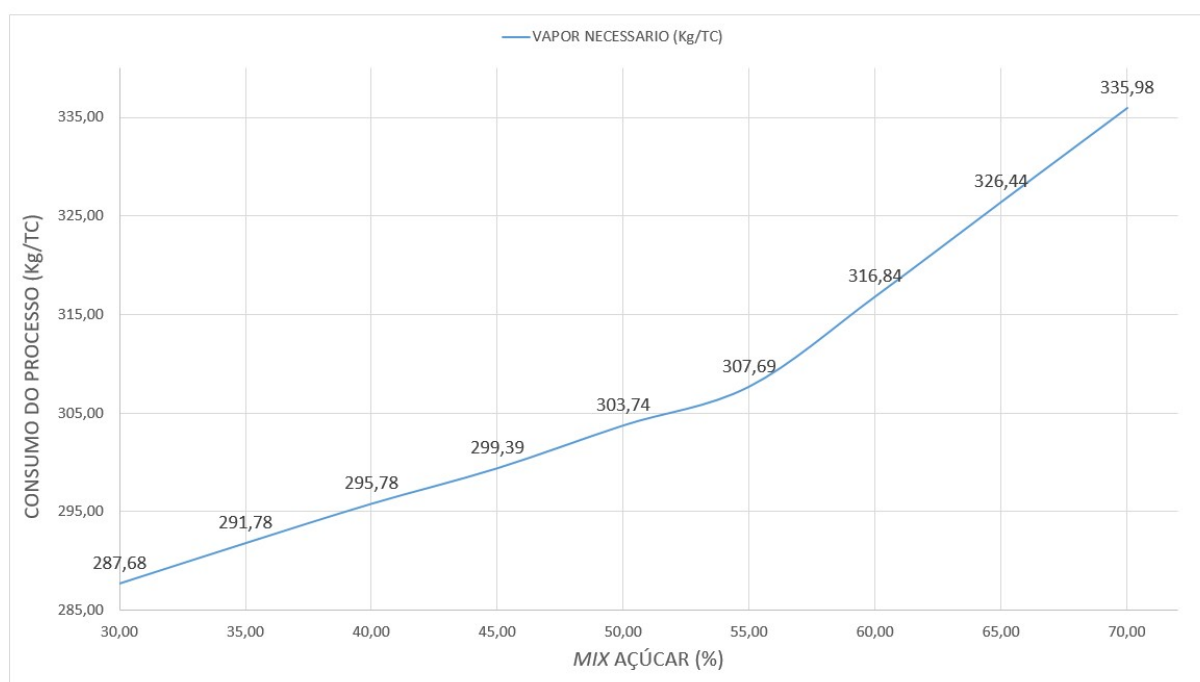
Fonte: Elaborado pelo autor.

Observa-se que, quanto maior for o *mix* açúcar, maior é a concentração de exergia nos condensados gerados pelo processo. Fica claro também que os condensados são, em todos os cenários simulados, a principal fonte de exergia disponível.

Uma vez determinada a exergia recuperável, tornou-se possível, então, o cálculo do consumo de energia mínimo demandado pelo processo, utilizando-se a Equação (6) apresentada na seção Metodologia.

A Figura 32 mostra os valores do consumo de energia mínimo necessário, expresso na unidade comumente utilizada no setor sucroenergético (kg/t), em função do *mix* açúcar simulado. Comportamento análogo ao apresentado e discutido para a Figura 28 pode ser observado, ressaltando-se apenas que os valores de consumo são menores que os observados naquele caso em função de neste se descontar o valor da exergia recuperada.

Figura 32 - Consumo específico mínimo de energia requerido pelo processo para cada *mix* açúcar simulado e considerando reaproveitamento da exergia



Fonte: Elaborado pelo autor.

Na Tabela 6, estão apresentados os valores de eficiência térmica do processo (%) para cada *mix* produto simulado, calculados pela razão entre o consumo mínimo do processo (kg/t) e o consumo real (kg/t) comumente praticado nas unidades produtoras. Valores representativos de 380, 400, 420, 440, 460 e 480 kg de vapor por tonelada de cana processada (kg/t) foram adotados para o consumo real.

Tabela 6 - Eficiência térmica do processo (%) para cada mix e condição de consumo pelo processo

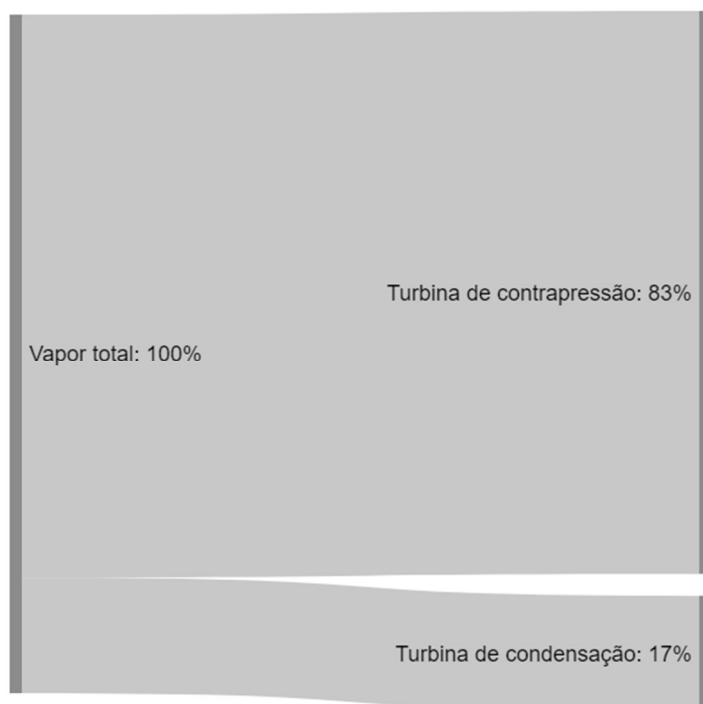
Mix (%)	Consumo mínimo (Kg/t)	Consumo real (kg/t)					
		380	400	420	440	460	480
30	287,68	68%	61%	54%	47%	40%	33%
35	291,78	70%	63%	56%	49%	42%	35%
40	295,78	72%	65%	58%	51%	44%	38%
45	299,39	73%	66%	60%	53%	46%	40%
50	303,74	75%	68%	62%	55%	49%	42%
55	307,69	76%	70%	63%	57%	50%	44%
60	316,84	80%	74%	67%	61%	55%	49%
65	326,44	84%	77%	71%	65%	59%	53%
70	335,98	87%	81%	75%	69%	63%	57%

Fonte: Elaborado pelo autor.

Conforme se pode observar na Tabela 6, o consumo real de vapor pelo processo diminui consideravelmente com o reaproveitamento da exergia disponibilizada pela transformação da matéria-prima nos produtos finais (consumo mínimo), o que se traduz em uma maior eficiência térmica do processo, que aumenta com o incremento do *mix* açúcar. A partir desses resultados, é possível analisar o impacto dessa economia de vapor na eficiência do ciclo de cogeração pela destinação desta energia residual para exportação, utilizando o estágio de condensação dos geradores.

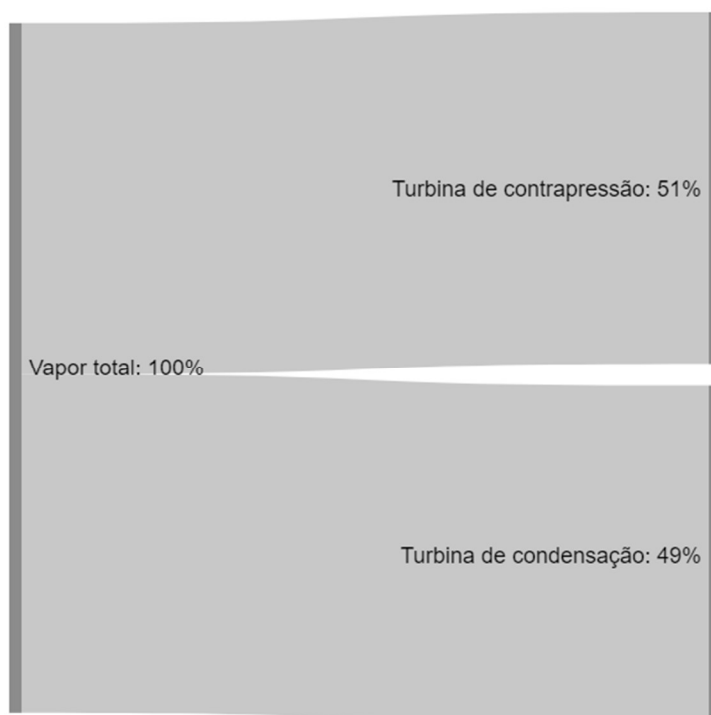
As Figuras 33 e 34 ilustram a distribuição em porcentagem do vapor total produzido pelos geradores para o cenário de 30% *mix* açúcar.

Figura 33 – Distribuição em porcentagem do vapor total produzido pelos geradores de contrapressão e condensação para o cenário de *mix* açúcar de 30% sem reaproveitamento de exergia



Fonte: Elaborado pelo autor.

Figura 34 - Distribuição em porcentagem do vapor total produzido pelos geradores de contrapressão e condensação para o cenário de *mix* açúcar de 30% com reaproveitamento de exergia



Fonte: Elaborado pelo autor.

Na Tabela 7 estão apresentados os valores calculados da eficiência de Rankine para processos sem e com reaproveitamento de exergia das correntes consideradas. Para esses cálculos, levou-se em conta o consumo total do bagaço produzido, calculando-se a eficiência de Rankine para cada *mix* produto simulado em dois cenários: (i) sem e (ii) com reaproveitamento da exergia gerada pelo processo, destinando o vapor residual para o estágio de condensação do gerador.

Analisando-se os dados da Tabela 7, fica evidente o aumento da eficiência de Rankine (%) quando se faz uso da exergia dos rejeitos térmicos gerados pelo processo.

Tabela 7 - Eficiência de Rankine (%) para processos sem e com reaproveitamento de exergia

Mix açúcar (%)	Eficiência de Rankine (%) sem reaproveitamento da exergia disponível.	Eficiência de Rankine (%) com reaproveitamento da exergia disponível.
30	22,58	26,68
35	22,47	26,60
40	22,37	26,53
45	22,26	26,46
50	22,15	26,38
55	22,04	26,31
60	21,77	26,13
65	21,49	25,96
70	21,21	25,78

Fonte: Elaborado pelo autor.

Em projetos desenvolvidos pela empresa Pentagro Soluções Tecnológicas em mais de 40 usinas sucroenergéticas, a eficiência de Rankine para as condições reais da usina variaram entre 10 e 24%. Esses valores, quando comparados aos valores de eficiência de Rankine obtidos neste estudo, fornecem, por meio da equação 7 apresentada na seção Metodologia, os valores da eficiência da cogeração, como ilustra a Tabela 8.

Tabela 8 - Eficiência da Cogeração

Eficiência de Rankine (%) com reaproveitamento da exergia disponível	Eficiência de Rankine (%) observado em usinas			
	10	14	18	24
	Eficiência da Cogeração (%)			
26,68	37%	52%	67%	90%
26,60	38%	53%	68%	90%
26,53	38%	53%	68%	90%
26,46	38%	53%	68%	91%
26,38	38%	53%	68%	91%
26,31	38%	53%	68%	91%
26,13	38%	54%	69%	92%
25,96	39%	54%	69%	92%
25,78	39%	54%	70%	93%

Fonte: Elaborado pelo autor.

A Tabela 9 apresenta o reflexo desse aumento de eficiência na exportação de energia específica por tonelada de cana processada (kW.h/t). Conforme os dados apresentados nesta tabela, observa-se que a exportação de energia pode ser até 23% maior quando há reaproveitamento total da exergia disponibilizada pelo processo.

Tabela 9 - Exportação de energia em sistemas sem e com reaproveitamento de exergia disponibilizada pelo processo

Mix açúcar (%)	Exportação (kW.h/t) Sem reaproveitamento da exergia gerada pelo processo	Exportação (kW.h/t) Com reaproveitamento de toda exergia disponibilizada pelo processo	Aumento da Exportação de energia (%)
30	82,08	101,96	19%
35	81,54	101,62	20%
40	81,02	101,26	20%
45	80,46	100,90	20%
50	79,96	100,56	20%
55	79,32	100,20	21%
60	78,02	99,38	21%
65	76,68	98,56	22%
70	75,22	97,72	23%

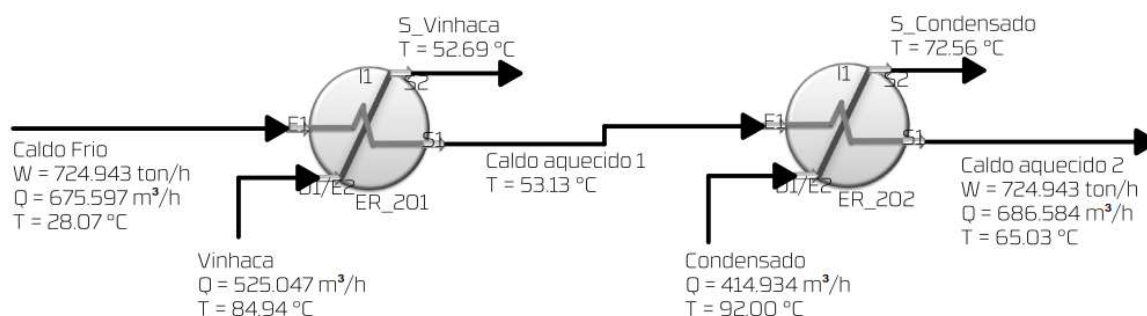
Fonte: Elaborado pelo autor.

5.1 POTENCIAL DE APLICAÇÃO

Para o estabelecimento da metodologia, aqui sugerida, de cálculo e referenciamento da eficiência térmica do processo, foi considerado o reaproveitamento total da exergia disponibilizada pelo processo, o que é aceitável para tal objetivo. Entretanto, é necessária uma análise de integração energética que leve em conta a viabilidade econômica e o estado da arte das tecnologias disponíveis para evidenciar o quanto deste reaproveitamento exegético é viável.

Com o objetivo de exemplificar como a exergia pode ser reaproveitada na prática no setor sucroenergético, é apresentado na Figura 35 um exemplo de integração energética utilizando os rejeitos térmicos vinhaça e condensado de vapor vegetal para aquecimento do caldo gerado no processo de extração da cana, sendo o ER_201 um trocador que utiliza como fluido quente a vinhaça gerada no processo de destilação e o ER_202, um trocador que utiliza como fluido quente o condensado de vapor vegetal.

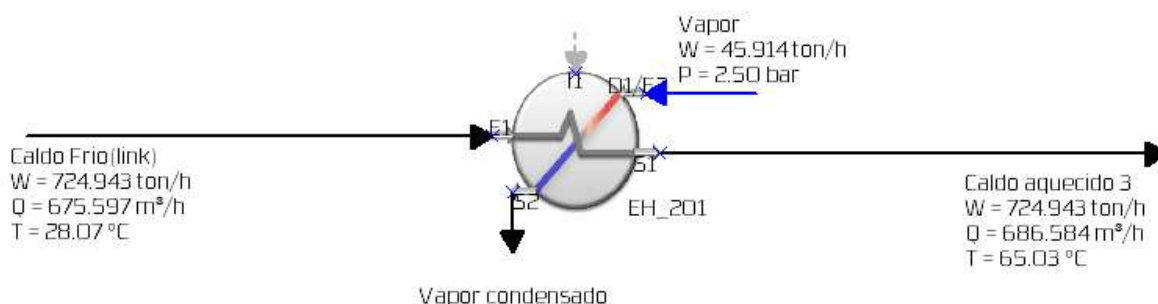
Figura 35 - Integração energética utilizando os fluidos quentes gerados pelo processo



Fonte: Elaborado pelo autor no *Simulador Pentagro*.

Para realizar o mesmo aquecimento com vapor de escape fornecido pelo processo de cogeração, em um aquecedor (EH_201), seriam necessárias 45,91 t/h de vapor, como ilustra a Figura 36.

Figura 36 - Aquecimento de um fluido utilizando vapor



Fonte: Elaborado pelo autor no *Simulador Pentagro*.

5.1.1 Potencial econômico

Segundo dados da EPE (2019), em 2018, as usinas injetaram mensalmente, em média, 2,5 GW méd no SIN (Sistema Interligado Nacional), o que equivale a 1.800.000 MW.h, considerando em média, 720 horas mensais. Baseando-se nos resultados obtidos neste estudo, é possível obter um aumento da exportação de energia em até 23% com o reaproveitamento da exergia. Neste cenário, o Brasil passaria a exportar 2.214.000 MW.h e considerando um preço médio de venda do MW de R\$ 150,00, o incremento na receita seria de aproximadamente 62 milhões de reais por mês, o que durante o ano geraria uma receita extra de 744 milhões de reais.

Estimando o potencial de ganho econômico para uma unidade produtiva com capacidade de moagem de 5 milhões de toneladas de cana numa safra com *mix* de produção de 50% de açúcar, este seria de 15,45 milhões ao longo de uma safra caso se considerasse um preço médio de venda do MW de R\$ 150,00.

6 CONCLUSÃO

Baseado nos resultados obtidos neste estudo, as seguintes conclusões podem ser feitas:

- O *mix* produto altera significativamente o consumo de vapor pelo processo devido às diferentes etapas produtivas e parâmetros operacionais específicos para cada cenário. Por consequência, a exergia disponibilizada pelo processo também apresenta dependência do *mix* produto, principalmente a grandeza da exergia disponível em cada corrente quente analisada;
- As principais fontes exergéticas disponibilizadas pelo processo, para todos os cenários simulados, foram: o condensado de vapor vegetal, o vapor de etanol, a vinhaça, o caldo quente enviado para fermentação e o vapor gerado no *flasheamento*. Observou-se que a exergia nos condensados aumenta consideravelmente com a elevação do *mix* açúcar;
- A exergia disponível no processo pode representar até 43% da carga térmica necessária para a transformação da matéria-prima em seus produtos finais. No entanto, deve ser realizado um estudo de viabilidade do reaproveitamento desse potencial térmico;
- Para os consumos reais de energia pelo processo considerados neste estudo, a eficiência térmica do processo variou entre 33 e 87%, sendo esta também dependente do *mix* produto;
- Comparando os dados obtidos no trabalho com as eficiências de Rankine observadas em usinas brasileiras, a eficiência da cogeração pode variar entre 37 e 93%, a depender do *mix* produto, do nível de integração energética e das configurações do processo;
- O consumo térmico requerido para a transformação da cana em açúcar e etanol diminui consideravelmente com o reaproveitamento total da exergia disponibilizada. Esse vapor economizado, se destinado à geração de energia no estágio de condensação dos geradores, pode aumentar a exportação de energia em até 23%, comparado a processos sem reaproveitamento exergético.
- A metodologia sugerida mostrou-se adequada para o cálculo da eficiência da cogeração, revelando que existe um grande potencial econômico quando se reaproveita a exergia gerada pelo processo de transformação da cana em seus produtos finais. A viabilidade técnica e econômica do reaproveitamento da exergia disponibilizada pelo processo deve ser estudada utilizando os conceitos de integração energética, tema que poderá ser abordado em estudos futuros.

REFERÊNCIAS

- ELIA NETO, A. (Coord.) **Manual de conservação e reuso de água na agroindústria sucroenergética**. Brasília: Agência Nacional de Águas (ANA), 2009, 288p.
- ENSINAS, A.V.; SOSA-ARNAO, J.H.; NEBRA, S.A. Aumento da eficiência energética em plantas produtoras de açúcar, etanol e energia elétrica. In: CORTEZ, L.A.B. (Coord.). **Bioetanol de cana-de-açúcar: P&D para produtividade e sustentabilidade**. São Paulo: Blucher, 2010. Parte 4, Cap. 6, p. 583-600.
- EPE (Empresa de pesquisa energética). **Análise de conjuntura dos biocombustíveis**. Disponível em: <https://www.epe.gov.br/pt/publicacoes-dados-abertos/publicacoes/analise-de-conjuntura-dos-biocombustiveis>. Acesso em: 20 jun. 2020.
- FERNANDES, A.C. **Cálculos na agroindústria da cana-de-açúcar**. 2.ed. Piracicaba: STAB: Sociedade dos Técnicos Açucareiros e Alcooleiros do Brasil, 2003.
- GAGGIOLI, R. A. Principles of Thermodynamics. **Thermodynamics: Second Law Analysis**. Washington: American Chemical Society, 1980a. v.122, p. 3-13.
- HOFSETZ, K.; SILVA, M.A. Brazilian sugarcane bagasse: Energy and non-energy consumption. **Biomass and Bioenergy**, v.46, p. 564-573, November, 2012.
- HUGOT, E. **Manual de engenharia açucareira**. Tradução: Irmtrud Miocque. São Paulo: M. Jou, v.1, 1969.
- KOTAS, T. J. **The Exergy Method of Thermal Plant Analysis**. Malabar, Flórida, USA: Krieger Publishing, 1995.
- OLIVEIRA JR., S. Apostila - **Fundamentos da análise exergética e termoeconômica de processos de conversão de energia**. São Paulo: Departamento de Engenharia Mecânica – Escola Politécnica, USP, 2006.
- MAPA (Ministério da Agricultura, Pecuária e Abastecimento do Brasil). **Sistema de acompanhamento da produção canavieira**. Disponível em: <http://sistemasweb.agricultura.gov.br/sapcana/downloadBaseCompletaInstituicao.action?sgJAASAplicacaoPrincipal=sapcana>. Acesso em: 10 jul. 2020.
- MORAN, Michael J.; SHAPIRO, Howard N. **Princípios de Termodinâmica para Engenharia**. 6 ed. Rio de Janeiro: LTC, 2011.
- PALMA, S. R. **Análise exergética, termoeconômica e ambiental de um sistema de geração de energia. Estudo de caso: Usina Termoelétrica UTE – Rio Madeira**. Publicação DM-109, Brasília-DF: Departamento de Engenharia Mecânica, UNB, 2007.
- PELLEGRINI, L. F. **Análise e otimização termo-econômica-ambiental aplicada à produção combinada de açúcar, álcool e eletricidade**. 2009. 350f. Tese (Doutorado em Engenharia Mecânica) – Departamento de Engenharia Mecânica da Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, São Paulo, 2009.
- RAVAGNANI, M. A. S. S; SILVA, M. L; ANDRADE, A. L. **Síntese de redes de trocadores de calor em problemas com múltiplos pinch points**. In: 10 CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA QUÍMICA, 1994, São Paulo-SP. Anais, 1994.
- REIN, P. **Cane sugar engineering**, Berlin: Verlag Dr. Albert Bartens KG, 2007, 768p.

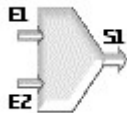
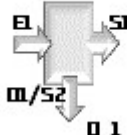
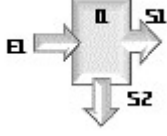
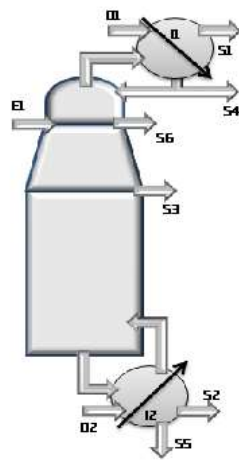
SMITH, J. M.; VAN NESS, H. C.; ABBOTT, M. M. **Introdução à Termodinâmica da Engenharia Química**. 7 Edição, Rio de Janeiro: LTC, 2016.

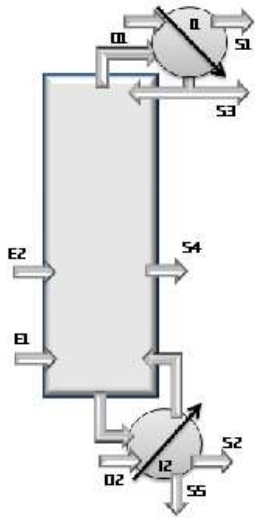
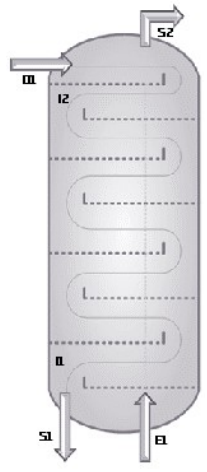
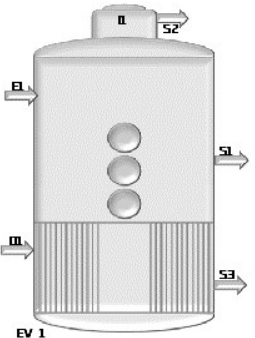
SOARES, R.P; SECCHI A.R. EMSO: A New Environment for Modelling, Simulation and Optimisation. **Computer Aided Chemical Engineering**, v. 14C, p. 947-952, 2003.

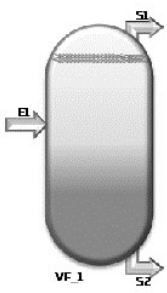
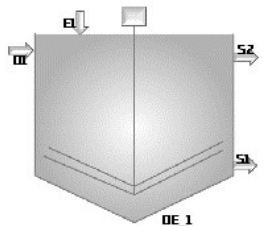
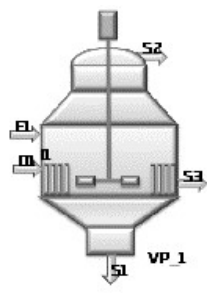
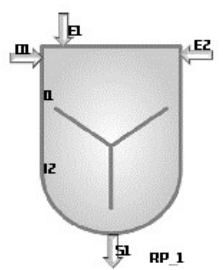
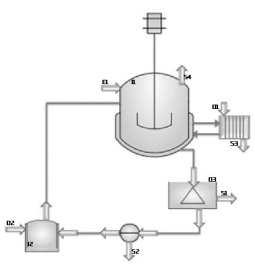
TOWLER, G.; SINNOTT, R.. **Chemical Engineering Design** – Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design. London: Elsevier, 2008.

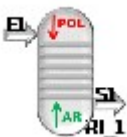
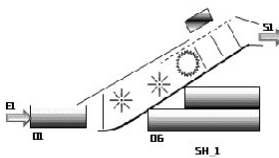
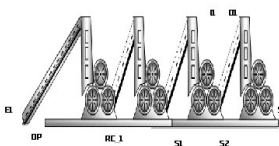
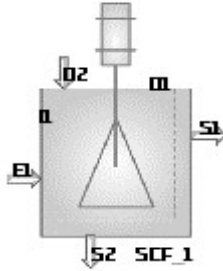
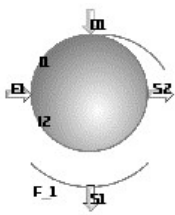
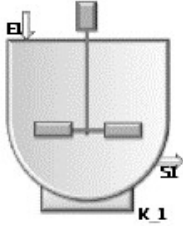
URSINO, W. R. **Análise e Simulação de Ciclos Térmicos Convencionais e Regenerativos para Cogeração de Bioenergia no Setor Sucroenergético**. 2019. Dissertação de Mestrado – Faculdade de Ciências Farmacêuticas (FCF), Universidade Estadual Paulista (UNESP), Araraquara, 2019.

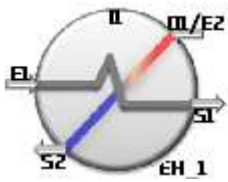
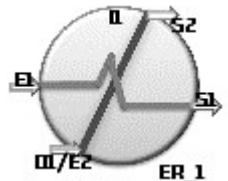
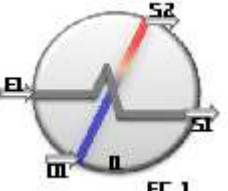
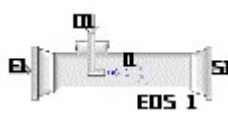
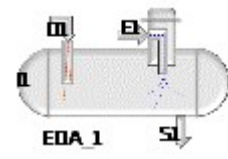
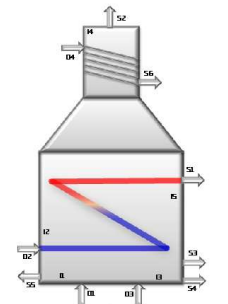
ANEXO A – Operações unitárias e correntes utilizadas na simulação.

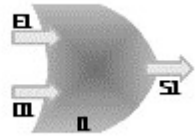
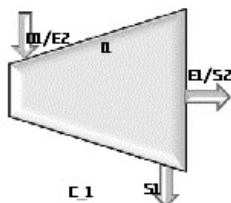
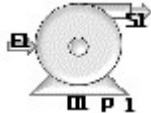
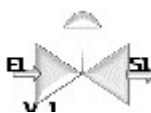
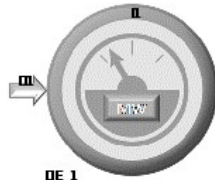
Operação Simulador Pentagro	Cod.	Hint	Descrição	Símbolo
Misturadores/Divisores				
Misturador	M	Misturador	Mistura duas ou mais correntes.	
Divisor 1-2	D	Divisor simples	Divide uma corrente em duas, baseado em uma fração ou vazão configurada.	
Divisor 1-2i	DI	Divisor informação com	Divide uma corrente em duas, baseado em corrente de informação.	
Separadores				
Coluna A	TA	Coluna destilação A de	Aparelho de destilação "A" do qual se obtém como produtos: vinhaça, álcool de segunda e flegma.	

Coluna B	TB	Coluna destilação B	Aparelho de destilação "B" do qual se obtém como produtos: etanol, óleo fúsel e flegmaça.	
Torre de CO2	TE	Coluna absorção (CO2)	Coluna de absorção para recuperar etanol do dióxido de carbono formado na fermentação.	
Evaporador	EV	Evaporador	Evaporador, equipamento usado para concentração de caldo ou vinhaça por meio de evaporação.	

Flash	VF	Flash	Separador de componentes tipo <i>flash</i> com modelo ideal (utiliza o modelo UNQUAC para a mistura água-etanol).	
Decantador	DE	Decantador	Separador de componentes de decantação.	
Cozedor	VP	Cozedor	Cozedores a vácuo para cozimento do xarope e início da formação dos cristais de açúcar.	
Reatores				
Caleagem	RP	Reator caleagem	Reator de clarificação do caldo pela adição de hidróxido de cálcio.	
Fermentação Batelada	RBB	Reator bioquímico batelada	Reator bioquímico batelada.	

Inversor	RI	Reator inversão da sacarose	Modelo de reator para cálculo da inversão da sacarose a partir da informação da diminuição da pureza.	
Sólidos				
Preparo	SH	Preparo	Operação que pode representar diversos equipamentos que manipulam sólidos, como: desfibradores, picadores, esteiras etc.	
Moenda	RC	Moenda	Moenda (moinho de rolos) para extração do caldo da cana-de-açúcar.	
Centr. (Açúcar)	SCF	Centrífuga açúcar de	Separação sólido-líquido (açúcar-mel) por centrifugação.	
Filtro	F	Filtro	Separação sólido-líquido por filtração. Pode representar filtro rotativo ou filtro prensa.	
Cristalizador	K	Cristalizador	Cristalizador para receber a massa cozida dos cozedores a vácuo e fazer a cura dessas massas, complementando a formação dos cristais.	

Trocadores de Calor				
Aquecedor	EH	<i>Aquecedor</i>	Aquecedor para aquecimento de uma corrente fria por meio da troca de calor com uma corrente de vapor.	
Regenerador	ER	<i>Trocador de calor</i>	Trocador de calor duplo tubo contracorrente para realizar a troca térmica entre duas quaisquer correntes de processo/utilidade.	
Condensador	EC	<i>Condensador</i>	Condensador para condensação de uma corrente de vapor pela troca térmica com uma corrente de água.	
Dessuper	EDS	<i>Dessuperaquecedor</i>	Dessuperaquecedor de contato direto. Trocador de calor de contato direto para desaquecimento de uma corrente de vapor.	
Desaerador	EDA	<i>Desaerador</i>	Desaerador. Trocador de calor de contato direto para aquecimento da água de make-up utilizada para alimentar caldeiras e de retorno de condensado, e para remover gases não condensáveis.	
Caldeira	H	<i>Caldeira</i>	Equipamento para combustão de biomassa e geração de vapor.	

Tanques				
Ajuste Caldo	JTK	<i>Diluição do caldo com um aditivo</i>	Tanque para diluição do caldo com um aditivo.	
Alteração de pressão				
Turbina	C	<i>Turbina</i>	Turbina na qual ocorre expansão do fluido.	
Bomba	P	<i>Bomba</i>	Bombeamento de fluidos.	
Válvula	V	<i>Válvula</i>	Processo de estrangulamento isoentálpico.	
Manipuladores				
Demanda Energia	DE	<i>Demanda energia</i>	Calcula a demanda de energia total a partir de um consumo específico configurado (kW.h/t)	
Correntes				
Corrente de Materiais			Utilizada para representar o fluxo de materiais do processo, podendo ser inserida nas entradas (E) e saídas (S) das operações unitárias.	
Corrente de Informação			Utilizada para alimentar as operações unitárias (I) com informações vindas de outro volume de controle	

Corrente de Demanda			Representa o fluxo que é calculado pela operação unitária, podendo ser inserida nas conexões de demanda (D) das operações.	
Corrente de Energia			Representa o fluxo de energia das operações unitárias (D).	