



**UNIVERSIDADE FEDERAL DE PERNAMBUCO
CENTRO DE TECNOLOGIA E GEOCIÊNCIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA MECÂNICA
CURSO DE ENGENHARIA MECÂNICA**

ELIAS AMANCIO DE SIQUEIRA FILHO

**ANÁLISE TÉRMICA DO USO DO BAGAÇO DA CANA-DE-AÇÚCAR: SISTEMA
DE COGERAÇÃO E PRODUÇÃO DA SEGUNDA GERAÇÃO DE ETANOL**

Recife
2019

ELIAS AMANCIO DE SIQUEIRA FILHO

**ANÁLISE TÉRMICA DO USO DO BAGAÇO DA CANA-DE-AÇÚCAR: SISTEMA
DE COGERAÇÃO E PRODUÇÃO DA SEGUNDA GERAÇÃO DE ETANOL**

Trabalho de conclusão de curso apresentado ao Curso de Graduação em Engenharia Mecânica da Universidade Federal de Pernambuco, como requisito parcial para a obtenção do título de Bacharel em Engenharia Mecânica.

Orientador: Prof. Dr. Flávio Augusto Bueno Figueiredo.

Recife
2019

Catálogo na fonte
Bibliotecária Margareth Malta, CRB-4 / 1198

S618a Siqueira Filho, Elias Amancio de.
Análise térmica do uso do bagaço da cana-de-açúcar: sistema de cogeração e produção da segunda geração de etanol / Elias Amancio de Siqueira Filho. - 2019. 84 folhas, figs., qds.

Orientador: Prof. Dr. Flávio Augusto Bueno Figueiredo.
TCC (Graduação) – Universidade Federal de Pernambuco. CTG.
Departamento de Engenharia Mecânica, 2019.
Inclui Referências.

1. Engenharia Mecânica. 2. Álcool. 3. Rankine. 4. Hidrólise. 5. Simulação. 6. Biomassa. I. Figueiredo, Flávio Augusto Bueno. (Orientador). II. Título.

UFPE

621 CDD (22. ed.)

BCTG/2019-254



**ATA DE SESSÃO DE DEFESA DE
TRABALHO DE CONCLUSÃO DE CURSO - TCC2**

Aos 02 dias do mês de julho do ano de dois mil e dezenove, às 10h, na sala 02 do PPGEM, no prédio anexo do DEMEC, reuniu-se a banca examinadora para a sessão pública de defesa do Trabalho de Conclusão de Curso em Engenharia Mecânica da Universidade Federal de Pernambuco, intitulado: **Análise térmica do uso do bagaço da cana-de-açúcar: Sistema de cogeração e produção de segunda geração de etanol**, elaborado pelo aluno **Elias Amancio de Siqueira Filho**, matrícula **110.577.444-92**, composta pelos professores **Flávio Augusto Bueno Figueiredo** (Orientador), **Jorge Recarte Henriquez Guerrero** (membro titular) e **Marcus Costa de Araújo** (membro titular). Após a exposição oral, o candidato foi arguido pelos componentes da banca que em seguida reuniram-se reservadamente e deliberaram pela APROVADO do candidato, atribuindo-lhe a média 8,0 (oit), julgando-o apto à conclusão do curso de Engenharia Mecânica. Para constar, redigi a presente ata aprovada por todos os presentes, que vai assinada por mim e pelos demais membros da banca.

Prof.(a)
Orientador(a):

Prof.

Flávio Augusto Bueno Figueiredo

Nota:

8,0

Assinatura

Prof.(a)Membro:

Prof.

Jorge Recarte Henriquez Guerrero

Nota:

8,0

Assinatura

Prof.(a)/Membro:

Prof.

Marcus Costa de Araújo

Nota:

8,0

Assinatura

Recife, 02 de julho de 2019

Prof. José Maria Barbosa
Coordenador de Trabalho de Conclusão de Curso -TCC
Curso de Graduação em Engenharia Mecânica – CTG/EEP-UFPE

AGRADECIMENTOS

Primeiramente, agradeço aos meus pais e irmãos, pelo amor e carinho constantes e por sempre me ensinarem a nunca desistir dos meus sonhos.

Ao meu orientador, professor Doutor Flávio Augusto Bueno Figueiredo, pelo suporte prestado a todo momento e o empenho dedicado para a elaboração deste trabalho.

Um agradecimento especial para a minha namorada, Maira Lira, por todas as noites de apoio insubstituíveis e por todo amor e companheirismo proporcionado nessa relação, um muito obrigado.

Ao meu grande amigo, Alesson Itallo, futuro companheiro de profissão, por todo o conhecimento compartilhado durante o curso e pela grandiosa parceria feita nos últimos anos.

Finalmente, a todos que direta ou indiretamente fizeram parte da minha formação na Universidade Federal de Pernambuco.

RESUMO

Um dos principais subprodutos da indústria de açúcar e álcool é o bagaço remanescente da extração do caldo proveniente da cana-de-açúcar. A biomassa resultante do processo contém um alto poder calorífico e é uma potencial fonte de açúcares fermentáveis para produção de etanol. O objetivo desse trabalho consiste na descrição e na análise termodinâmica das principais formas de reutilização do bagaço da cana-de-açúcar, sendo elas a produção de etanol de segunda geração e a produção de energia elétrica por meio de um sistema de cogeração. Simulações dos principais fatores energéticos e insumos utilizados foram realizadas a partir dos *softwares* EES e Microsoft Excel, considerando parâmetros reais dos equipamentos encontrados nas usinas de açúcar e álcool e o estudo bibliográfico feito. Os parâmetros de entrada do sistema foram obtidos por meio de um levantamento anual da produção de cana-de-açúcar das usinas localizadas em Pernambuco, na safra de 2017/2018. Três cenários foram considerados para o uso do resíduo calculado, sendo eles: a alocação total do bagaço para produção de energia elétrica no sistema de cogeração; o uso de 50%, 70% e 100% da biomassa para produção de etanol de segunda geração; a integração dos sistemas, onde há produção de energia elétrica apenas para a movimentação da usina, sendo o resto do resíduo destinado para produção de etanol celulósico. A análise dos resultados se deu através da eficiência global dos cenários, baseadas na quantificação da potência energética gerada e os insumos utilizados. Os resultados mostraram que são necessários 13,92 MVA de energia elétrica pra manter o sistema completo em funcionando e que é possível aumentar a produção de etanol em 32,22% sem aumentar a área de cultivo da cana-de-açúcar, caso utilize um sistema integrado para o reaproveitamento do bagaço.

Palavras-chave: Álcool. Rankine. Hidrólise. Simulação. Biomassa.

ABSTRACT

One of the main byproducts of the sugar and alcohol industry is the remaining bagasse from sugarcane juice extration. The resulting biomass from the process contains a high calorific value and it's a potencial source of fermentable sugars for production of ethanol. The objective of this work is to describe and perform thermodynamic analysis about the main forms to reuse sugarcane bagasse, which are the production of second generation ethanol and power production through a cogeneration system. Simulations about the main energetic factors and inputs were made through the *softwares* EES and Microsoft Excel, considering actual equipment parameters found in sugar and alcohol plants and the bibliographic study. The initial parameters of the system were obtained through an annual survey of the sugarcane production of power plants located in Pernambuco, at the 2017/2018 harvest. Three scenarios were considered for the use of the calculated biomass, which are: the total allocation of bagasse for the production of electric energy in the cogeneration system; the use of 50%, 70% and 100% of the biomass for the production of second generation ethanol; systems integration, in which the production of electrical energy was suficiente only for the operation of the plant and the remaining biomass was destined for cellulosic ethanol production. The analysis of the results was based on overall efficiency of the scenarios, considering the total amount of the generated electric power and inputs. The results showed that 13,92 MVA of electric energy is needed to keep the complete system running and it's possible to increase ethanol production by 32,32% without increasing the area of sugarcane cultivation, in case an integrated system is used.

Keywords: Alcohol. Rankine. Hydrolysis. Simulation. Biomass.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 -	Diagrama de um ciclo Rankine	19
Figura 2 -	Diagrama de produção do etanol de segunda geração	25
Figura 3 -	Esquema simplificado de cogeração em uma usina	34
Figura 4 -	Aplicação do volume de controle em uma caldeira de vapor	35
Figura 5 -	Caldeira com o pré-aquecedor acoplado	37
Figura 6 -	Caldeira com o economizador acoplado	38
Figura 7 -	Caldeira com economizador e pré-aquecedor	39
Figura 8 -	Esquema detalhado da produção de etanol celulósico	43
Figura 9 -	Processo de deslignificação DHR	47
Figura 10 -	Valor do poder calorífico superior segundo as referências	51
Figura 11 -	Resultado da produção de etanol de segunda geração em função da quantidade de bagaço utilizado.....	68
Figura 12 -	Quantificação total do consumo de insumos.....	70
Figura 13 -	Quantificação específica do consumo de insumos	70

LISTA DE QUADROS

Quadro 1 - Composição média da cana-de-açúcar	22
Quadro 2 - Composição química do bagaço de cana-de-açúcar	23
Quadro 3 - Composição elementar e física do bagaço de cana-de-açúcar.....	24
Quadro 4 - Principais processos em estudo para o pré-tratamento do bagaço.....	26
Quadro 5 - Principais processos de hidrólise do material lignocelulósico	27
Quadro 6 - Considerações feitas sobre a safra de 2017/2018	32
Quadro 7 - Biomassa total produzida por hora na safra 2017/2018	32
Quadro 8 - Composição estrutural do bagaço in natura.....	33
Quadro 9 - Descrição da composição elementar do bagaço.....	34
Quadro 10 - Bagaço de entrada dos sistemas considerados	43
Quadro 11 - Parâmetros de entrada da combustão	52
Quadro 12 - Parâmetros de saída da combustão.....	52
Quadro 13 - Condições iniciais dos fluidos de trabalho do sistema	53
Quadro 14 - Condições de operação da caldeira	54
Quadro 15 - Simulação para a caldeira simples.....	55
Quadro 16 - Simulação para a caldeira com pré-aquecedor	55
Quadro 17 - Simulação para a caldeira com economizador.....	56
Quadro 18 - Simulação para a caldeira com pré-aquecedor e economizador	56
Quadro 19 - Eficiências simuladas para cada processo.....	57
Quadro 20 - Condições de operação do conjunto turbo-gerador	58
Quadro 21 - Simulação do conjunto turbo-gerador	59

Quadro 22 - Simulação do condensador	60
Quadro 23 - Simulação da bomba.....	60
Quadro 24 - Eficiência do sistema de cogeração	61
Quadro 25 - Dados de entrada para produção de etanol de segunda geração	62
Quadro 26 - Parâmetros iniciais para formação de pentose	63
Quadro 27 - Parâmetros iniciais para formação de glicose	63
Quadro 28 - Parâmetros iniciais para formação de ácido acético	64
Quadro 29 - Parâmetros iniciais para formação de furfural	64
Quadro 30 - Eficiência do processo de pré-tratamento	65
Quadro 31 - Simulação do pré-tratamento	65
Quadro 32 - Simulação da deslignificação	66
Quadro 33 - Simulação da hidrólise	67
Quadro 34 - Quantificação do consumo total de insumos	69
Quadro 35 - Consumo de energia para produção de etanol de segunda geração	71
Quadro 36 - Simulação do sistema de cogeração integrado.....	74
Quadro 37 - Simulação do conjunto turbo-gerador integrado	74
Quadro 38 - Simulação do condensador integrado	75
Quadro 39 - Simulação da bomba integrada.....	75
Quadro 40 - Eficiência do sistema de cogeração integrado	76
Quadro 41 - Simulação do pré-tratamento integrado	77
Quadro 42 - Simulação da deslignificação integrada	77
Quadro 43 - Simulação da hidrólise integrada	78
Quadro 44 - Carga térmica para produção de etanol no sistema integrado	78
Quadro 45 - Produção de etanol de segunda geração no sistema integrado	79

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO	13
1.1	Contextualização	13
1.2	Delimitações do problema.....	15
1.3	Objetivos	15
1.3.1	Objetivo geral	15
1.3.2	Objetivos Específicos	15
2	FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA	17
2.1	Conceito de Energia.....	17
2.1.1	Sistemas Termodinâmicos	17
2.1.2	Primeira lei da termodinâmica	18
2.2	Ciclos de potência.....	18
2.2.1	Ciclo Rankine	19
2.3	Biomassa: Cana-de-açúcar	21
2.3.1	Caracterização do bagaço.....	23
2.4	Segunda geração de etanol.....	24
2.4.1	Pré-tratamento.....	25
2.4.2	Hidrólise.....	27
2.5	Cogeração.....	29
3	METODOLOGIA.....	31
3.1	Premissas da configuração do projeto	31
3.1.1	Levantamento da biomassa disponível.....	31

3.2	Propriedades bioquímicas do bagaço.....	33
3.3	Sistema de cogeração	34
3.3.1	Dimensionamento da caldeira e seus componentes	35
3.3.2	Modelo matemático da combustão do bagaço	40
3.3.3	Dimensionamento da turbina.....	41
3.3.4	Dimensionamento do condensador	42
3.3.5	Dimensionamento da bomba.....	42
3.4	Sistema de produção de etanol de segunda geração.....	42
3.4.1	Pré-tratamento.....	43
3.4.1.1	<i>Formação de pentose.....</i>	<i>44</i>
3.4.1.2	<i>Formação de glicose</i>	<i>45</i>
3.4.1.3	<i>Formação de ácido acético</i>	<i>45</i>
3.4.1.4	<i>Formação de furfural</i>	<i>45</i>
3.4.2	Lavagem	46
3.4.3	Deslignificação.....	46
3.4.4	Hidrólise da celulose.....	47
3.5	Demanda de vapor do sistema de cogeração e sobra de bagaço	48
4	RESULTADOS E DISCUSSÕES	50
4.1	Cálculo do poder calorífico do bagaço	50
4.2	Cálculo estequiométrico da combustão	51
4.3	Análise energética dos sistemas de cogeração	53
4.4	Análise energética dos sistemas de produção de etanol celulósico	61
4.4.1	Simulação do pré-tratamento	62
4.4.2	Deslignificação.....	66

4.4.3	Hidrólise.....	67
4.4.4	Consumo de insumos e água totais.....	69
4.4.5	Consumo de energia do processo	71
4.5	Integração dos sistemas	72
4.5.1	Simulação do sistema de cogeração integrado	73
4.5.2	Simulação do sistema de produção de etanol integrado	76
5	CONCLUSÃO.....	80
	REFERÊNCIAS	82

1 INTRODUÇÃO

A produção industrial acelerada, juntamente com o aumento significativo da população, modificou o cenário do consumo energético mundial. Segundo a *International Energy Agency* (IEA, 2018), a demanda de energia mundial aumentou em aproximadamente 60% nos últimos 30 anos. Mais especificamente, o nível de consumo de energia proveniente de fontes não renováveis, tais como carvão, derivados de petróleo e gás natural, ainda superam os 70% da matriz energética mundial. Porém, de acordo com a Agência Nacional de Energia Elétrica (ANEEL, 2008), para expandir a matriz energética de forma responsável, é necessário diversificá-la, reduzindo a utilização de fontes fósseis e investimento em geração limpa de energia.

1.1 Contextualização

O desenvolvimento de energias renováveis vem sendo atualmente uma das principais pautas discutidas a nível global. Devido a intensificação dos gases de efeito estufa na atmosfera, o aquecimento global e as mudanças climáticas envolvidas tornaram-se cada vez mais perceptíveis. Dessa forma, como a maior parcela da emissão desses gases na indústria é proveniente da produção de energia elétrica e calor a partir do uso de combustíveis fósseis, as energias renováveis vêm como uma importante alternativa. Para diversificar a matriz energética e torná-la mais limpa, vem se buscando substituir parcialmente o uso de petróleo e seus derivados por fontes renováveis diversas. Além do fator ecológico, a instabilidade do mercado de combustíveis fósseis e o fato dessas fontes não serem renovadas a curto prazo, sugere que uma diversificação energética pode se tornar um investimento saudável do ponto de vista econômico.

Quando se trata de diversificação energética mundial, o Brasil é um dos maiores exemplos a serem estudados. De acordo com o Ministério de Minas e Energia (MME, 2017), cerca de 43,2% da oferta interna de energia do país é derivada de fontes renováveis, onde a maior parcela se dá pela geração de energia a partir do etanol e do bagaço da cana-de-açúcar.

Segundo a Companhia Nacional de Abastecimento (CONAB, 2018), o Brasil teve uma produção de cana-de-açúcar estimada em 615,84 milhões de toneladas em 2018, onde cerca de 25% a 30% é convertido em bagaço na produção de etanol e

açúcar, principalmente. Como uma forma de aumentar a produtividade e alcançar novos patamares energéticos, a comunidade científica e a indústria sucroalcooleira promoveram pesquisas referentes ao reaproveitamento dos resíduos sólidos, o que gerou diversas tecnologias capazes de reciclar o resto gerado. O bagaço da cana-de-açúcar, por sua vez, tornou-se uma fonte de energia bastante explorada, onde pode ser utilizada para fins alimentícios, como ração animal e até mesmo para produção extra de energia.

O aumento da eficiência energética do processo muitas vezes é feito baseado na geração de vapor através da queima do bagaço da cana-de-açúcar, o que torna possível a transformação em várias outras formas de energia, como calor através de caldeiras e eletricidade (TOMAZ et al., 2015). Uma das formas de aumentar a produtividade do processo está na cogeração de energia. A União dos Produtores de Bioenergia (UDOP, 2019) define a cogeração como a produção combinada de calor, trabalho mecânico ou eletricidade para utilização interna de consumo ou desenvolvimento de energia excedente para terceiros, a partir de uma mesma fonte energética.

Por outro lado, uma outra alternativa para expandir a eficiência energética de usinas está na produção de etanol a partir dos componentes celulósicos encontrados na estrutura química do bagaço e das palhas da cana-de-açúcar. Assim como a primeira geração, o etanol celulósico, ou de segunda geração (2G), também pode ser obtido através da fermentação dos açúcares em etanol e CO_2 . Porém, ao contrário da extração direta dos açúcares na cana-de-açúcar, são necessários mais processos, como a hidrólise, capazes de extrair tais açúcares da celulose e hemicelulose encontrados no bagaço e a palha da cana-de-açúcar, para então ocorrer a fermentação (ROSA e GARCIA, 2009).

A melhor escolha para utilização dos resíduos obtidos em um processo é uma tarefa que requer uma análise detalhada. Dependendo da indústria a ser estudada, a biomassa pode conter propriedades físicas e químicas diferentes do considerado padrão e, com isso, ter um processo mais eficiente para produção de energia quando comparado os processos mais utilizados atualmente. Além dos fatores físicos e químicos, a escolha de um processo pode depender do nível de investimento alocado, bem como com as oscilações nas tarifas demanda de energia elétrica e equipamentos disponíveis no momento.

1.2 Delimitações do problema

Neste trabalho, uma análise termodinâmica do uso do bagaço da cana-de-açúcar para geração de energia e produção de etanol de segunda geração será realizada. Busca-se comparar o processo de cogeração com a produção da segunda geração de etanol e identificar os possíveis sistemas a serem utilizados, onde ambas tecnologias utilizam do mesmo insumo. Para isso, a análise levará em conta um cenário pré-disposto de uma usina hipotética, além dos principais dados referentes ao processo. Desse modo, a pesquisa procura realizar o balanço energético e a quantificação de insumos necessários em todos os sistemas e encontrar os seus respectivos rendimentos globais.

1.3 Objetivos

O seguinte trabalho propõe-se a realizar a pesquisa descrita no tópico da delimitação do problema com base nos objetivos geral e específicos que serão apresentados a seguir.

1.3.1 Objetivo geral

Identificar os rendimentos dos processos de geração de energia e produção de etanol com base nos dados fornecidos sobre a usina, realizando uma análise energética de todos os processos e mostrar as melhores soluções para o problema proposto. Por fim, o sistema proposto será comparado com um sistema semelhante obtido das principais fontes para se obter uma validação do mesmo.

1.3.2 Objetivos Específicos

- Propor um sistema de cogeração para os dados fornecidos da usina;
- Propor um sistema de geração de etanol celulósico para os dados fornecidos da usina;
- Propor um sistema integrado com produção de etanol de segunda geração e sistema de cogeração para os dados fornecidos da usina;
- Apresentar as principais tecnologias disponíveis e equipamentos necessários para produção de etanol celulósico e cogeração;

- Calcular o balanço energético e os insumos necessários dos sistemas propostos;
- Encontrar os rendimentos de geração de energia elétrica e produção de etanol de segunda geração para os três sistemas propostos;

2 FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA

De forma a ser possível realizar a pesquisa proposta, serão apresentados os principais princípios termodinâmicos considerados, além das modelagens matemáticas utilizadas. Por fim, o estado da arte se propõe a analisar as características envolvidas na biomassa utilizada e os principais sistemas da pesquisa.

2.1 Conceito de Energia

Primeiramente, se faz necessário definir os principais conceitos termodinâmicos que foram tomados como base para o trabalho, assim como a primeira lei da termodinâmica, que foi utilizada para os modelos matemáticos criados posteriormente nas simulações dos sistemas considerados para pesquisa.

2.1.1 Sistemas Termodinâmicos

Para realizar o estudo energético de motores, turbinas, bombas, compressores, assim como processos termodinâmicos de engenharia, é necessário definir de antemão o sistema o qual se está analisando, determinar a região envolvida e todas as fronteiras existentes. Dessa forma, o sistema pode ser caracterizado como o objeto de análise a ser estudado e a região do espaço no qual pode ocorrer o fluxo de massa e energia é chamado de volume de controle. Além disso, se faz necessário explicitar toda região não pertencente ao sistema, que é chamada de vizinhança e, com isso, encontrar qual a fronteira entre eles. A partir daí, é possível realizar balanços de massa e energia entre o objeto de estudo e o universo envolvente e obter informações úteis do processo.

Dependendo de como o sistema se comporta em relação à vizinhança, as correlações termodinâmicas são construídas de diferentes formas, o que sugere uma distinção dos tipos de sistemas existentes. De acordo com Çengel e Boles (2013), um sistema fechado ocorre quando não há fluxo de massa em toda a fronteira que separa o sistema da vizinhança, o que torna a massa do sistema constante. Já quando fluxo de massa e energia são ambos existentes, o sistema passa a ser aberto. Por fim, um caso especial chamado de sistema isolado é considerado quando o fluxo de massa e de energia são nulos.

2.1.2 Primeira lei da termodinâmica

A primeira lei da termodinâmica relaciona a soma do calor trocado na fronteira e o trabalho realizado por ou em um sistema, com a variação da energia total deste. Basicamente essa lei se baseia no princípio da conservação de energia e sugere que a quantidade total de energia de um sistema isolado deve ser constante, não podendo haver criação ou destruição da mesma. Dessa forma, considerando todo o volume de controle e sua vizinhança como um sistema isolado, só haverá transferência de energia entre ambos e a soma total da energia deverá ser constante.

Segundo Moran et al. (2013), a energia total encontrada em um sistema pode ser dividida em três tipos básicos: a energia interna, energia potencial e energia cinética. Logo, para um sistema que tenha fluxo mássico e/ou energético com a vizinhança, pode-se determinar a primeira lei da termodinâmica como a variação da energia total contida no sistema $\frac{dE}{dt}$ sendo igual à variação de energia que passa através das fronteiras somada a variação de energia dentro do volume de controle. A energia trocada através das fronteiras está descrita na equação (2.1) como as potências térmicas $\dot{Q}$ e de trabalho $\dot{W}$ e a energia referente ao volume de controle é descrita nos somatórios de entrada e saída do mesmo, onde $\dot{m}$ representa a vazão mássica, h a entalpia, $\frac{v^2}{2}$ o termo cinético da vazão mássica do sistema e gz o termo potencial do mesmo fluxo de massa.

$$\frac{dE}{dt} = \dot{Q} - \dot{W} + \sum_{entrada} \dot{m}_e \left(h_e + \frac{v_e^2}{2} + gz_e \right) - \sum_{saída} \dot{m}_s \left(h_s + \frac{v_s^2}{2} + gz_s \right) \quad (2.1)$$

Para um sistema aberto em regime permanente, a variação da energia total contida no sistema é zero e a variação de energia nas fronteiras deve ser igual a variação de energia do volume de controle.

2.2 Ciclos de potência

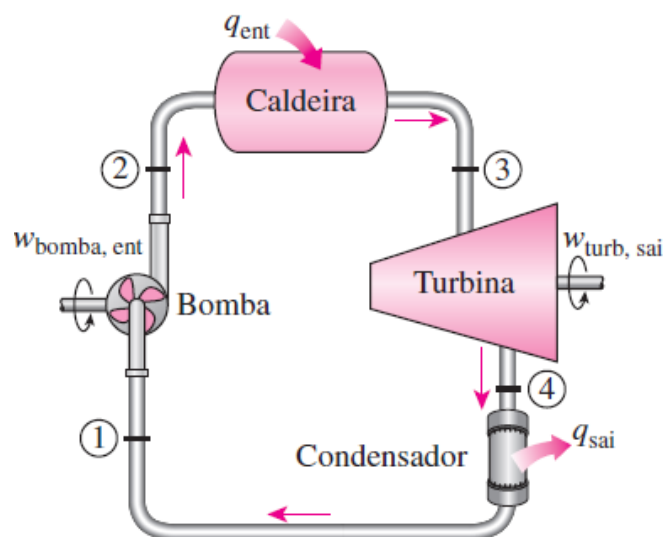
A união de diversos dispositivos termodinâmicos operando em ciclos de modo a realizarem tarefas dependentes entre si podem elevar o nível de análise de um sistema a problemas bastante complexos. Dificuldades relacionadas a irreversibilidades comuns, como o atrito e a propagação indesejada de calor, devem ser

desconsideradas de forma a ser possível efetuar um estudo analítico semelhante ao esperado. Para realizar cálculos relacionados a sistemas cíclicos produtores de potência, processos reversíveis devem ser propostos de modo a facilitar a análise, levando os ciclos de potência a junção de múltiplos ciclos ideais (ÇENGEL e BOLES, 2013).

2.2.1 Ciclo Rankine

O ciclo Rankine é o principal modelo termodinâmico utilizado em centrais de termelétricas a vapor no mundo. Atualmente, o ciclo se baseia na utilização de água e vapor como fluidos de trabalho (POTTER e SCOTT, 2007). A figura 1 mostra o diagrama desse ciclo, assim como os principais componentes do sistema.

Figura 1 - Diagrama de um ciclo Rankine



Fonte: Çengel e Boles, 2013.

Segundo Sonntag et al. (2003), o ciclo é baseado em quatro processos que ocorrem em regime permanente, sendo eles:

- Compressão adiabática reversível na bomba;
- Transferência de calor a pressão constante na caldeira;
- Expansão adiabática reversível na turbina;
- Transferência de calor a pressão constante no condensador;

A etapa de compressão do fluido de trabalho é realizada pela bomba, que eleva a pressão do líquido saturado. Porém, como a compressão admitida no ciclo é considerada reversível, deve ser utilizada uma eficiência isentrópica da bomba $\eta_{s,bomba}$ de forma a estimar o trabalho real sobre o líquido.

$$\dot{W}_{bomba} = \dot{m}(h_2 - h_1) \quad (2.2)$$

$$\eta_{s,bomba} = \frac{h_{2s} - h_1}{(h_2 - h_1)} \quad (2.3)$$

A equação 2.2 representa a potência real de compressão realizada pela bomba ($\dot{W}_{bomba}$) em função da vazão mássica do ciclo ($\dot{m}$) e das entalpias de entrada (h_1) e saída da bomba (h_2). Para isso, foi feito o balanço energético mostrado na equação 2.1, desconsiderando qualquer variação na energia potencial e cinética do sistema. A equação 2.3 representa a eficiência isentrópica da bomba ($\eta_{s,bomba}$), que relaciona as entalpias reais de entrada (h_1) e saída (h_2) da bomba com a entalpia idealizada (h_{2s}).

Após o aumento de pressão realizado pela bomba, o fluido de trabalho é transferido para a caldeira, onde ocorre a transferência de calor para o mesmo e há geração de vapor. Mesmo considerando a presença de vapor, a pressão do fluido de trabalho durante esta etapa pode ser aproximadamente constante, sendo considerada uma hipótese para o processo. Matematicamente, a transferência de calor durante este processo pode ser dado pelas seguintes equações:

$$\dot{Q}_{caldeira} = \dot{m}(h_3 - h_2) \quad (2.4)$$

$$\dot{Q}_{caldeira} = \eta_{caldeira} \dot{m}_{combustível} PCI_{combustível} \quad (2.5)$$

A equação 2.4 representa a transferência de calor resultante da caldeira para o fluido de trabalho ($\dot{Q}_{caldeira}$), em função da vazão mássica do sistema ($\dot{m}$) e das entalpias de entrada (h_2) e saída (h_3) da caldeira. Já a equação 2.5 descreve a energia térmica resultante da queima do combustível e suficiente para atender a demanda dada pela equação 2.4 ($\dot{Q}_{caldeira}$) em relação à eficiência da caldeira ($\eta_{caldeira}$), a vazão mássica do combustível ($\dot{m}_{combustível}$) e o poder calorífico inferior do combustível ($PCI_{combustível}$).

Agora, com temperatura e pressão elevadas, o fluido de trabalho é transportado até a turbina, onde transforma parte de sua energia armazenada para realizar trabalho em um processo irreversível. Fisicamente, a turbina realiza uma expansão adiabática no vapor até que a pressão do mesmo atinja seu mínimo valor. Para efeito de cálculo, a etapa da turbina pode ser representada pelas seguintes equações:

$$\dot{W}_{turbina} = \dot{m}(h_3 - h_4) \quad (2.6)$$

$$\eta_{s,turbina} = \frac{h_3 - h_4}{h_3 - h_{4s}} \quad (2.7)$$

A equação 2.6 mostra a potência líquida realizada pela turbina ($\dot{W}_{turbina}$) em relação à vazão mássica do sistema ($\dot{m}$) e as entalpias de entrada (h_3) e saída (h_4) da turbina. Semelhante à bomba do sistema, a equação 2.7 também representa a eficiência isentrópica da turbina ($\eta_{s,turbina}$), relacionada com as entalpias de entrada (h_3) e saída (h_4) e a entalpia idealizada de saída (h_{4s}) da turbina.

Por fim, o fluido de trabalho deve passar pela etapa de condensação do sistema, que retira o calor necessário para que o fluido entre na bomba completamente em estado líquido, evitando diversos problemas que possam vir a acontecer caso a bomba trabalhasse com mistura de líquido e vapor.

$$\dot{Q}_{condensador} = \dot{m}(h_4 - h_1) \quad (2.8)$$

A equação 2.8 descreve o calor retirado pelo condensador ($\dot{Q}_{condensador}$) em função da vazão mássica do sistema ($\dot{m}$) e as entalpias de entrada (h_4) e saída (h_1) do condensador.

2.3 Biomassa: Cana-de-açúcar

A *Saccharum officinarum*, ou cana-de-açúcar, pode ser caracterizada como um tipo de biomassa agrícola, utilizada principalmente como fonte alternativa para produção de energia. Seu principal proveito está na produção de açúcar e biocombustível através de usinas produtoras de açúcar, destilarias autônomas para produção de etanol e usinas integradas para produção conjunta de etanol e açúcar. Atualmente, o setor sucroalcooleiro realiza um papel importante para a economia brasileira, sendo o

maior produtor de açúcar do mundo e segundo maior produtor de etanol (ANEEL, 2008).

A cana-de-açúcar chega nas usinas juntamente com a adição de diferentes tipos de impurezas provenientes da forma como a colheita foi realizada. Dessa forma, a composição da biomassa utilizada é alterada diretamente, dependendo de condições climáticas no local do plantio, do tipo de extração da cana-de-açúcar, assim como o preparo do solo antes do cultivo da mesma (ALBARELLI, 2013). A distribuição básica dos principais componentes da cana-de-açúcar ao chegar na usina pode ser listada de acordo com o quadro 1, sendo composta praticamente de água, fibras e açúcares, que possui um alto rendimento energético, quando comparado com outros tipos de biomassa agrícola, como o milho.

Quadro 1 - Composição média da cana-de-açúcar

Composição média	Teor (% em massa de cana)
Água	70-76
Fibras	11-16
Sólidos solúveis	10-16
Fibras	Teor (% em massa de fibra)
Celulose	26-58
Hemicelulose	19-33
Lignina	13-33
Sólidos solúveis	Teor (% em massa de sólidos solúveis)
Açúcares totais	75-92
<i>Sacarose</i>	70-88
<i>Glicose</i>	2-4
<i>Frutose</i>	2-4
Sais	3-45
Ácidos orgânicos	1,5-5,5

Fonte: Albarelli, 2013.

Após a realização de limpezas com água ou a seco, a cana-de-açúcar é picada e levada a moendas de forma que se possa haver a extração do caldo utilizado para produção de açúcar e etanol. O bagaço restante da cana-de-açúcar moída ainda contém carboidratos e açúcares suficientes para gerar energia, então grande parte do resíduo é levado para caldeiras e queimado como forma de produzir vapor e consequentemente energia elétrica através de um ciclo de potência a vapor (MARTINS et al., 2014). Como uma outra alternativa, o bagaço pode ser submetido a mais

processos para geração adicional de etanol, como será discutido posteriormente neste capítulo.

2.3.1 Caracterização do bagaço

O bagaço de cana-de-açúcar é um material lignocelulósico e um dos subprodutos da produção de etanol e açúcar nas usinas sucroalcooleiras. No cenário nacional, este resíduo representa o principal produto utilizado para geração de vapor e eletricidade das usinas, além de ser o principal agente na produção de etanol celulósico.

A produção de etanol de segunda geração é favorecida em usinas integradas devido a facilidade de transporte do bagaço e possibilidade de uso simultâneo dos equipamentos, diminuindo o custo total de produção do mesmo. Dessa forma, o cenário do etanol celulósico no Brasil tende a se desenvolver cada vez mais, havendo a construção da primeira empresa de produção de etanol de segunda geração em Alagoas pela GraalBio (GRANBIO, 2012).

Substancialmente, a cada 1 tonelada de cana-de-açúcar utilizada para produção de etanol e açúcar, obtém-se cerca de 280 kg de bagaço útil para uso secundário nas usinas (MONTES, 2017). Sua composição é constituída principalmente por celulose, hemicelulose e lignina, como mostrado no quadro 2:

Quadro 2 - Composição química do bagaço de cana-de-açúcar

Composição química do bagaço	(% em massa de fibra)
Celulose	26-47
Hemicelulose	19-33
Lignina	14-23

Fonte: CTC, 2010.

A celulose ($C_6H_{10}O_5$) $_n$ é uma longa cadeia formada essencialmente por moléculas de glicose, podendo então ser considerada um homopolissacarídeo (ROSA e GARCIA, 2009). Já a hemicelulose tem como principal componente a xilose, que é composto por pentoses, hexoses e ácidos urônicos, capazes de fornecer energia através de processos específicos (DRABER, 2013). Esses dois compostos representam a maior parcela da composição estrutural do bagaço, com alta capacidade de fornecer energia através de suas respectivas moléculas base. Para isso, técnicas de

tratamento devem ser realizadas com o objetivo de extrair separadamente esses compostos (SANTOS, 2012).

Na forma elementar da matéria, o bagaço de cana-açúcar é composto principalmente de carbono, oxigênio, hidrogênio e nitrogênio. Além disso, sua utilização nas usinas oferece um grande potencial energético, devido a elevada disponibilidade dessa biomassa no processo de produção de açúcar e etanol convencional. Sua composição elementar e física são mostrados no quadro 3, sendo praticamente metade de sua massa composta de fibras.

Quadro 3 - Composição elementar e física do bagaço de cana-de-açúcar

Composição elementar do bagaço	(% em massa de bagaço)
Carbono	44,6
Oxigênio	44,5
Hidrogênio	5,8
Nitrogênio e cinzas	0,6
Enxofre	0,1
Outros elementos	4,4
Composição física do bagaço	(% em massa de bagaço)
Umidade	50
Estruturas fibrilares	45
Extrativos e componentes inorgânicos	5

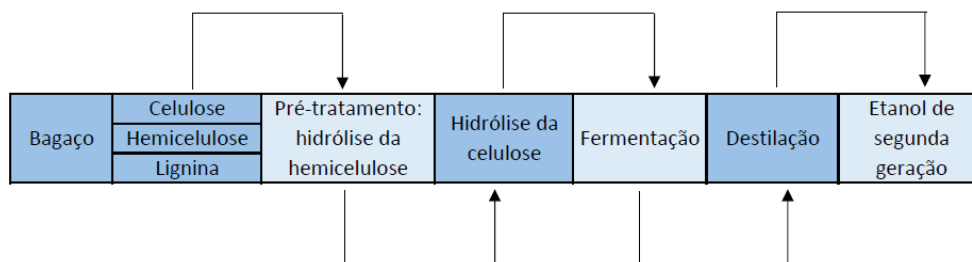
Fonte: Santos, 2012 e Albarelli, 2013.

Com a caracterização bioquímica do bagaço completa, se faz necessário um estudo sobre o processo de produção de etanol celulósico, assim como a vertente tradicional do uso do bagaço com a cogeração.

2.4 Segunda geração de etanol

Os bicom bustíveis de segunda geração são obtidos através de uma série de processos realizados, utilizando a biomassa lignocelulósica como matéria-prima, que é composta principalmente por celulose, hemicelulose e lignina. Para isso, a produção de etanol de segunda geração pode ser dividida em cinco processos principais, como mostrado na figura 2 abaixo.

Figura 2 - Diagrama de produção do etanol de segunda geração



Fonte: O Autor, 2019.

Essencialmente, a união de todos os processos busca a extração dos principais açúcares encontrados no bagaço, de forma que seja possível a obtenção de etanol através da fermentação e destilação dos açúcares e impurezas, respectivamente. É importante ressaltar que a formação de etanol celulósico traduz uma integração de produção e um barateamento no processo das usinas, visto que é possível aproveitar a infraestrutura e tecnologias de geração de etanol convencional para produção conjunta dos biocombustíveis (CARPIO e SOUZA, 2017).

2.4.1 Pré-tratamento

O pré-tratamento da biomassa lignocelulósica consiste na quebra, física ou química, das principais moléculas do bagaço, buscando romper o complexo de hemicelulose, lignina e celulose, de forma a facilitar a acessibilidade dos processos que serão realizados nas outras etapas (HAMELINCK et al., 2005). Com isso, a eficiência da hidrólise realizada na celulose é aumentada significativamente, pois todos os impedimentos estruturais que atalham a extração da celulose são separados nesse processo.

A etapa de pré-tratamento leva a separação da lignina e da hemicelulose através da destruição do recobrimento do material, ocorrendo a hidrólise da hemicelulose, formando monômeros de açúcar. O principal composto formado nesta etapa é a xilose (açúcar contendo cinco carbonos – C5), que, dependendo do processo de pré-tratamento realizado, será produzido em maior ou menor quantidade. O quadro 4 mostra os principais pré-tratamentos utilizados atualmente e seus respectivos rendimentos médios de obtenção da xilose extraída da hemicelulose.

A lignina removida nesta etapa é separada dos açúcares obtidos por meio de filtros específicos. Esse composto é rico em ligações carbono-hidrogênio, que, ao ser

comparado com as moléculas de celulose e hemicelulose, tem um poder calorífico superior. Dessa forma, a sua utilização na produção de biocombustíveis sólidos ou cogeração, para geração de bioeletricidade e vapor, deve ser considerada (CARPIO e SOUZA, 2017). Os açúcares adquiridos da hemicelulose podem ser fermentadas juntamente com as moléculas de glicose adquiridas da celulose em etapas posteriores para geração de etanol de segunda geração ou serem biodigeridas para formação de biogás, também utilizado na cogeração do sistema (DIAS et al., 2012).

Quadro 4 - Principais processos em estudo para o pré-tratamento do bagaço

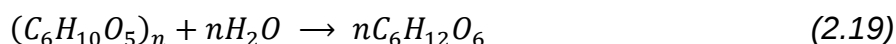
Método de pré-tratamento	Processo	Temperatura (°C)	Tempo (min)	Rendimento (%)
Químico				
Hidrólise Ácida	É misturado ácido, sulfúrico usualmente, na biomassa, com intuito de solubilizar a hemicelulose.	> 160	2 - 10	75 - 90
Físico-Químico				
Explosão de Vapor	A biomassa é tratada com vapor saturado de alta pressão (entre 0,7 e 4,8 Mpa) e mantida por um curto período de tempo para promover a hidrólise da hemicelulose.	160 - 260	2	45 - 65
Hidrotérmico	Água à alta temperatura, no estado líquido, gera o processo de hidrólise da hemicelulose e remove a lignina	190 - 230	0,75 - 4	88 - 98
Combinado				
Explosão de CO ₂	Utiliza o CO ₂ para aumentar a digestibilidade das enzimas. Com esse gás, o meio se torna ácido, auxiliando a hidrólise da hemicelulose	-	-	75

Fonte: Hamelinck et al, 2005.

Dentre os principais tipos de pré-tratamento disponíveis, o método de explosão a vapor é o processo físico-químico mais conhecido e usualmente aplicado em pesquisas e no âmbito comercial, especialmente no caso quando a biomassa lignocelulósica utilizada é o bagaço de cana-de-açúcar. Esse tipo de tratamento não utiliza produtos químicos em excesso, além de ter baixa diluição de açúcares e utilizar pouca energia. Porém, quando comparado com outros pré-tratamentos em estudo, a explosão a vapor tem menor rendimento na formação de açúcares. O pré-tratamento hidrotérmico evita a formação de inibidores que dificultam a fermentação posterior dos açúcares, porém há um maior gasto de energia, quando comparado a explosão de vapor. Já o método da hidrólise ácida pode atingir alto rendimento de extração da xilose, mas são produzidos inibidores da fermentação, dificultando a produção de etanol. Por fim, a explosão de CO₂ é um método combinado ainda em estudo que exige baixas temperaturas para realização do processo, entretanto requer alto investimento inicial para instalação dos equipamentos necessários (AGBOR et al., 2011).

2.4.2 Hidrólise

A principal etapa na produção de etanol de segunda geração está na hidrólise da celulose propriamente dita, onde as macromoléculas de celulose são convertidas em glicose fermentável (açúcar contendo seis carbonos – C6). Caso não haja o pré-tratamento do bagaço, as partículas de lignina tendem a dificultar a reação de sacarificação, levando a um rendimento menor que 20%. Porém, com a separação dessas partículas na etapa anterior, a quebra da celulose em monômeros de glicose pode atingir um rendimento maior que 90%, dependendo do método escolhido (HAMELINCK et al., 2005). Essencialmente, a hidrólise da celulose se dá pela reação química entre esse complexo e a água, formando diversas cadeias de glicose, como mostrado na equação 2.19 abaixo:



A reação da hidrólise mostrada acima ocorre espontaneamente quando água pura é utilizada juntamente com o resultado obtido após o pré-tratamento, porém este processo ocorre muito lentamente, se tornando inviável do ponto de vista comercial. Com isso, ácidos e enzimas são utilizados como catalisadores com o objetivo de acelerar o tempo de reação e tornar todo o processo eficiente.

Para diminuir o tempo de reação da hidrólise, duas rotas tecnológicas principais estão sendo estudadas, sendo diferenciadas principalmente pelo tipo de catalisador utilizado. A técnica de natureza química faz uso de ácidos aos resíduos de forma a acelerar o processo, enquanto que a técnica de natureza biológica emprega enzimas como catalisador, tendo cada um desses métodos suas vantagens e desvantagens (ROSA e GARCIA, 2009).

Quadro 5 - Principais processos de hidrólise do material lignocelulósico

Tipo de hidrólise	Matéria-prima	Temperatura (°C)	Tempo (min)	Rendimento (%)
Ácido diluído	< 1% H ₂ SO ₄	215	3	50 - 70
Ácido concentrado	30% - 70% H ₂ SO ₄	40	120 - 360	90
Enzimática	Celulase	70	2160	75 - 95

Fonte: BNDES, 2008.

A técnica de hidrólise com ácido diluído consiste na adição de ácido sulfúrico na reação entre a celulose e a água pura descrita na equação 2.19, servindo como catalisador do processo. Este método requer altas temperaturas e pressões, porém diminui muito o tempo necessário da hidrólise. Já o método usado com ácido concentrado apresenta um rendimento maior e uma temperatura de reação muito menor, quando comparado com o processo com ácido diluído, porém apresenta um maior custo operacional, além de apresentar um tempo de reação mais longo. Da mesma forma do ácido usado no pré-tratamento, ambos os processos de hidrólise ácida causam a formação de inibidores para a fermentação, que prejudicam a geração de etanol, além de não serem consideradas técnicas ecologicamente favoráveis (ALBARRELLI, 2013).

Por fim, a hidrólise enzimática é o processo mais promissor, pois apresenta um melhor rendimento de obtenção dos açúcares fermentáveis, devido a formação de enzimas chamadas industrialmente de celulasas que agem biologicamente como catalisadores para a reação de hidrólise (DIAS, et al., 2012). A temperatura desse tipo de reação pode ser considerada baixa, quando comparada com o processo com ácido diluído. Contudo, o custo empregado de aquisição desse tipo de enzima a nível industrial é muito alto, dando a essa tecnologia certas limitações comerciais (MARTINS et al., 2014).

Os sólidos obtidos após a extração dos açúcares fermentáveis também podem ser aproveitados sendo levados para o sistema de cogeração da usina, de forma a serem usados como combustíveis para geração de vapor e bioeletricidade. Para sistemas de produção de etanol com processos integrados, todos os açúcares obtidos nas hidrólises da hemicelulose e da celulose são misturados com o próprio caldo extraído da cana-de-açúcar convencional. Com isso, as operações de fermentação dos açúcares e da destilação programada são compartilhadas entre os dois processos, pois a fermentação utilizada no etanol de primeira geração pode ser usada para o etanol celulósico. Assim, o custo de produção do etanol de segunda geração para usinas com processos integrados se baseia essencialmente nas etapas anteriores a fermentação e destilação dos açúcares, diminuindo o custo total de produção do biocombustível (DIAS et al., 2012).

2.5 Cogeração

De modo a ampliar a análise realizada neste trabalho e melhorar o conhecimento sobre o assunto, o conceito da cogeração de energia e sua utilização através do bagaço da cana-de-açúcar serão apresentadas.

A cogeração pode ser entendida como a transformação de uma potencial fonte de energia em diversas formas de energia útil para o sistema. Geralmente, no meio industrial, a potencial fonte de energia é o resíduo de um processo, como o bagaço de cana-de-açúcar, e os tipos de energia útil escolhidos são a energia térmica, na forma de calor, e eletromecânica, através de ciclos de potência.

O consumo de energia elétrica no setor industrial vem aumentando consideravelmente, levando as empresas a buscarem meios de geração de eletricidade dentro de seus próprios espaços, como o reaproveitamento dos resíduos gerados no processo principal de energia. A partir daí, mesmo com uma alta demanda de energia elétrica, a produção final de energia dos processos tem se tornado cada vez maior, sendo possível atender suas próprias demandas energéticas e produzir, muitas vezes, energia excedente.

Dependendo do tipo de resíduo descartado de um processo, haverá diferentes possibilidades de sistemas capazes de reaproveitar o potencial energético a ser explorado, sendo uns mais eficientes que outros. Geralmente, o reaproveitamento dos resíduos é utilizado para produção de eletricidade, climatização de um ambiente ou na geração energia térmica na forma de vapor, com o uso de equipamentos industriais, como turbinas a vapor e a gás e motores alternativos. Entretanto, são as principais características do resíduo determinam qual processo deve ser levado em consideração.

Vapor pode ser gerado através de resíduos formados por gases com alta temperatura transportados para caldeiras de recuperação, que tem como principal objetivo o uso em ciclos de potência para geração de energia elétrica. Já os resíduos sólidos, como os restos do bagaço de cana-de-açúcar após as etapas de pré-tratamento e hidrólise, podem ser usados na cogeração para produção de gás combustível através da biodigestão desses compostos orgânicos ou na criação de combustível sólido, como o carvão. Com isso, o gás combustível serve para gerar vapor por meio da sua queima em caldeiras ou no uso em motores alternativos de combustão, produzindo energia mecânica. Por fim, os resíduos líquidos descartados podem ser

reciclados na forma de biocombustíveis, como o bioetanol e o biodiesel, por meio de refinarias integradas ou reaproveitados na forma de combustíveis gasosos através da gaseificação do resíduo (GAMA, 2018).

3 METODOLOGIA

O estudo será iniciado com a obtenção de dados como fatores primitivos referentes a uma usina termoeletrica sucroalcooleira. Feita todas as premissas referentes ao projeto, informações da composição bioquímica do bagaço serão analisadas para a utilização dessas propriedades no balanço energético do sistema. A partir daí, serão propostos dois sistemas de aproveitamento do bagaço de cana-de-açúcar, onde o primeiro modelo a ser analisado é um sistema de cogeração, já o segundo consiste no estudo energético sobre a produção de etanol celulósico. Por fim, serão calculados os fatores econômicos de ambos os sistemas.

3.1 Premissas da configuração do projeto

Segundo o estudo desenvolvido por Santos (2012), o bagaço gerado na extração do caldo produzido nas usinas sucroalcooleiras corresponde a grande parte da matéria residual do processo. Esse resíduo é responsável pela geração de toda a energia elétrica necessária para manter o sistema em funcionamento, além de produzir energia adicional disponível para a rede elétrica.

3.1.1 Levantamento da biomassa disponível

A União da Indústria de Cana-de-açúcar (UNICA, 2019), disponibiliza dados referentes a produção de cana-de-açúcar no estado de Pernambuco, sendo produzidas, na safra 2017/2018, cerca de 10.863.000 toneladas. Considerando que há 17 usinas em operação no estado, são cultivados, em média, 639.000 toneladas de cana-de-açúcar por ano em cada uma das usinas (NOVACANA, 2019a).

Considerando o aproveitamento realizado para moagem de cana-de-açúcar no estado de Pernambuco no período entre 2017/2018 como mostrado no quadro 6, é possível determinar o tempo efetivo de safra, considerando um rendimento de 85% de produtividade, como determinado por Santos (2012).

Quadro 6 - Considerações feitas sobre a safra de 2017/2018

Aproveitamento da safra 2017/2018	
Tempo total de safra	150 dias
Rendimento	85%
Tempo efetivo de safra (dias)	127,5 dias
Tempo efetivo de safra (horas)	3060 horas

Fonte: O Autor, 2019.

De forma a obter a quantidade média de bagaço produzida por hora em uma usina sucroalcooleira pernambucana, analisa-se inicialmente a produção total de cana-de-açúcar no período de 2017/2018 por usina, em função do tempo de moagem efetiva realizada. Considerou-se a relação de peso entre a extração de cana-de-açúcar e a obtenção de bagaço de 25%, como descrito no quadro 7:

Quadro 7 - Biomassa total produzida por hora na safra 2017/2018

Moagem de cana-de-açúcar	Produção em toneladas (t)
Total da safra	639.000
Diária da safra	5011,8 /dia
Horária da safra	208,8 /hora
Rendimento	
Quantidade média de bagaço proveniente da cana-de-açúcar	25%
Moagem de bagaço	Produção em toneladas (t)
Horária da safra	52,2 /hora

Fonte: O Autor, 2019.

Em posse do potencial de produção de bagaço, é possível realizar a análise energética para sistemas de cogeração com o intuito de produção de bioeletricidade, além de fazer o estudo referente a produção de etanol de segunda geração. Na próxima seção, será analisado o potencial químico do bagaço, de modo a caracterizar o combustível usado nos dois processos sugeridos.

3.2 Propriedades bioquímicas do bagaço

A composição elementar do bagaço pode variar bastante, dependendo do tipo de cultivo, do clima estabelecido durante a safra e do processo utilizado na extração e preparação da cana-de-açúcar. Dessa forma, de modo a realizar o estudo energético dos sistemas propostos, é necessário primeiramente apresentar as principais características levadas em consideração da composição do bagaço.

Nesse estudo, a composição estrutural do bagaço usada para os cálculos da análise energética do sistema de cogeração e produção da segunda geração de etanol foi baseada através da análise desenvolvida por Oliveira (2012), que também estudou as alternativas presentes para uso do bagaço. Dessa forma, experimentos envolvendo o pré-tratamento do bagaço foram realizados na usina de açúcar, álcool e biodiesel, Vale do Rosário, para se determinar a composição bioquímica do bagaço *in natura* e após ser tratado no processo de deslignificação. Com isso, a estrutura do bagaço utilizado nesse trabalho pode ser dividida entre os componentes listados no quadro 8, considerando as propriedades originais do bagaço.

Quadro 8 - Composição estrutural do bagaço *in natura*

Componentes do bagaço (50% de umidade)	Porcentagem (% em massa de bagaço em base seca)
Celulose	44,00 ± 1,0
Hemicelulose	25,80 ± 0,8
Lignina	28,2 ± 0,8
Cinzas	1,40 ± 0,2
Total	99,40 ± 1,52

Fonte: Oliveira, 2012.

Além da composição estrutural, também se faz necessário determinar os principais componentes elementares encontrados no bagaço, de modo a ser possível realizar o cálculo estequiométrico que ocorre na combustão desse resíduo no sistema de cogeração a ser apresentado. Segundo Santos, 2012, a matéria lignocelulósica analisada experimentalmente possui as características mostradas no quadro 9.

Quadro 9 - Descrição da composição elementar do bagaço

Composição elementar do bagaço	(% em massa de bagaço)
Carbono	44,6
Oxigênio	44,5
Hidrogênio	5,8
Nitrogênio e cinzas	0,6
Enxofre	0,1
Outros elementos	4,4

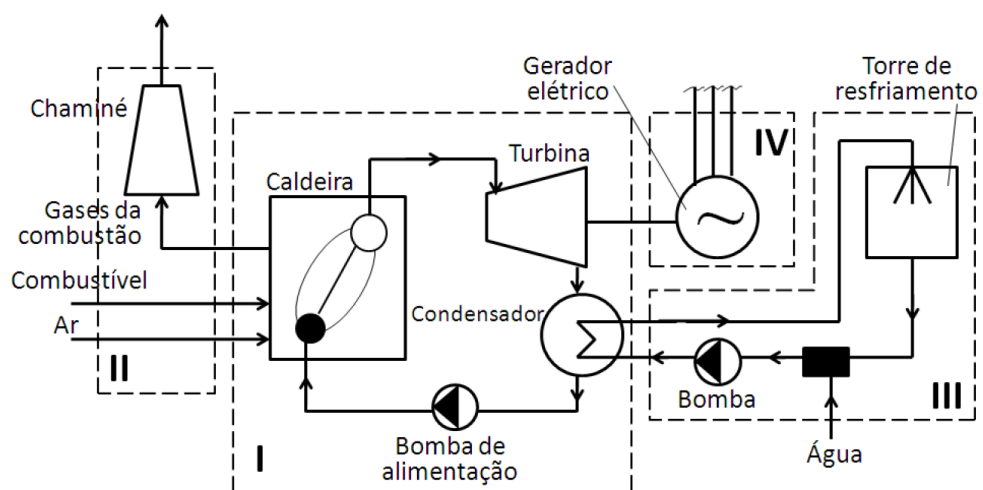
Fonte: Santos, 2012.

A composição elementar apresentada acima será levada como base para os cálculos envolvidos no poder calorífico do bagaço e, dessa forma, ser possível entender o potencial de combustão do bagaço utilizado.

3.3 Sistema de cogeração

A produção de eletricidade através da cogeração do bagaço se dará pelo uso dos componentes avaliados no tópico sobre os ciclos de potência a vapor. O sistema proposto produzirá vapor através da transferência de calor oriundo da queima direta do combustível (bagaço gerado) que percorrerá por todo o processo, como mostrado na figura 3.

Figura 3 - Esquema simplificado de cogeração em uma usina



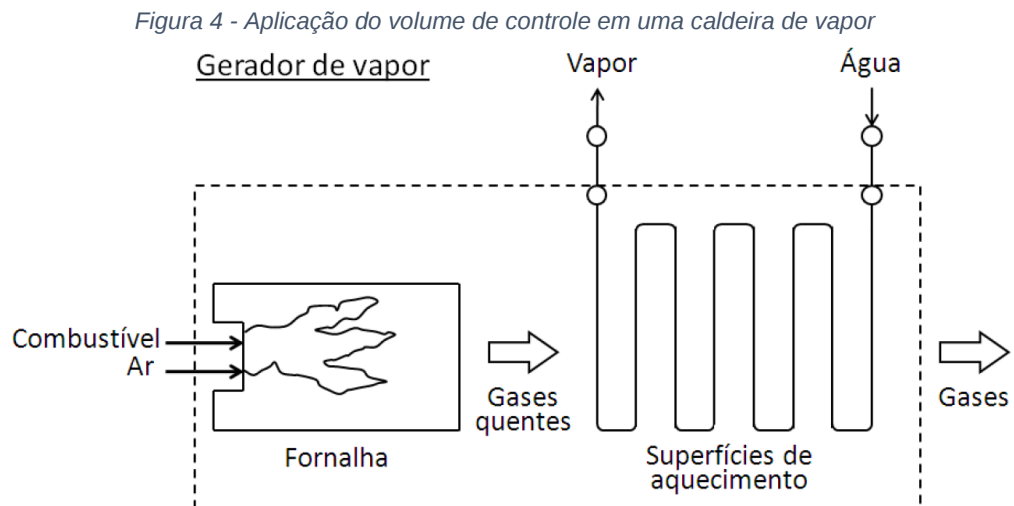
Fonte: Lora e Nascimento, 2004.

As equações descritas no tópico “Ciclo Rankine” funcionam para um sistema básico de potência a vapor, porém devem ser refinadas de forma a ser possível aplicá-las para sistemas mais robustos, como é o caso da maioria das termelétricas. Dessa forma, nos tópicos seguintes, os componentes referentes ao ciclo de potência a vapor (caldeira, turbina, condensador e bomba) serão melhor dimensionados, de forma a tornar os resultados mais consistentes.

Por fim, todos os cálculos e determinação dos parâmetros iniciais e termodinâmicos do sistema serão transportados para o software EES. Em posse dos resultados obtidos pela simulação, todos os dados serão representados em tabelas feitas no software Excel para um melhor entendimento do sistema.

3.3.1 Dimensionamento da caldeira e seus componentes

A modelagem matemática da caldeira deve ser feita levando em consideração a combustão do resíduo gerado na fornalha e as reações produzidas entre o combustível na presença de ar e a troca de calor feita através da água de entrada. Esquematicamente, a caldeira por si só pode ser representada como na figura 4 abaixo.



Fonte: Lora e Nascimento, 2004.

Considera-se como variáveis de entrada, a adição de combustível, ar e água. Já a saída do sistema se dá pela evacuação de vapor, gases a alta temperatura e cinzas provenientes da combustão. Dessa forma, aplicando o volume de controle do sistema, é possível realizar o balanço energético:

$$\dot{m}_{comb}PCI + \dot{m}_{ar}h_{ar} + \dot{m}_{ag}h_{ag} = \dot{m}_{cin}h_{cin} + \dot{m}_{vap}h_{vap} + \dot{m}_{gas}h_{gas} \quad (3.1)$$

Onde o conjunto $(\dot{m}_{ar}, h_{ar})$, $(\dot{m}_{ag}, h_{ag})$, $(\dot{m}_{cin}, h_{cin})$, $(\dot{m}_{vap}, h_{vap})$, $(\dot{m}_{gas}, h_{gas})$ representa a vazão e a entalpia referentes ao ar e água de entrada e as cinzas, vapor e gases a alta temperatura de saída, respectivamente. A vazão de combustível é dada por $\dot{m}_{comb}$, enquanto o poder calorífico inferior do bagaço é descrito por PCI.

Além do balanço energético, uma análise mássica deve ser desenvolvida em relação ao balanço entre a vazão mássica de água em relação a vazão de vapor produzido e à reação química desenvolvida na fornalha e os produtos de formação de cinzas e adição de excesso de ar na mistura ar-combustível, respectivamente. Dessa forma, tem-se os quatro balanços de massa na fornalha, com o teor de cinzas do bagaço (x_1) e a razão de equivalência do ar-combustível (x_2):

$$\dot{m}_{comb} + \dot{m}_{ar} = \dot{m}_{cin} + \dot{m}_{gas} \quad (3.2)$$

$$\dot{m}_{cin} = x_1 \dot{m}_{comb} \quad (3.3)$$

$$\dot{m}_{comb} = x_2 \dot{m}_{ar} \quad (3.4)$$

$$\dot{m}_{ag} = \dot{m}_{vap} \quad (3.5)$$

O cálculo de eficiência ($\eta_{caldeira}$) da caldeira deve ser feito de forma a considerar as perdas térmicas envolvidas no processo de transmissão de calor. Utilizando o volume de controle sobre toda a caldeira, a eficiência da mesma pode ser dada como o calor que sai da caldeira através da formação de vapor dividido pelo calor que entra pela mistura ar-combustível. Dessa forma:

$$\eta_{caldeira} = \frac{\dot{m}_{vap}(h_{vap} - h_{ag})}{(\dot{m}_{comb}PCI) + (\dot{m}_{ar}h_{ar})} \quad (3.6)$$

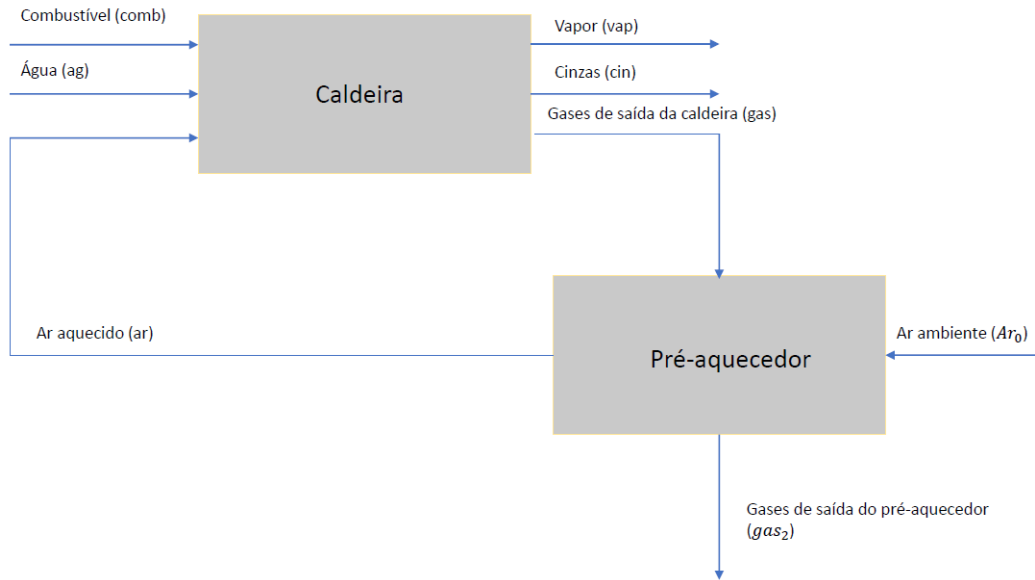
Por fim, o balanço de temperatura entre os gases de exaustão (T_{gas}) da caldeira e a temperatura das cinzas (T_{cin}) deve ser considerado, dado então uma hipótese para o dimensionamento.

$$T_{cin} = T_{gas} \quad (3.7)$$

Além do modelo matemático da caldeira simples e seu volume de controle, se faz necessário realizar a análise energética de um pré-aquecedor de ar acoplado no sistema da caldeira. Os pré-aquecedores de ar são trocadores de calor que aproveitam o calor transmitido aos gases de saída da caldeira de forma a aumentar a temperatura de entrada do ar no sistema. Desse modo a entalpia do ar na entrada da reação aumentará, fornecendo uma maior quantidade de calor para a caldeira e permitindo o

aumento de sua eficiência. A figura 5 mostra o diagrama do pré-aquecedor acoplado a caldeira, assim como todos os parâmetros de entrada dos equipamentos.

Figura 5 - Caldeira com o pré-aquecedor acoplado



Fonte: O Autor, 2019.

Realizando um balanço de energia no trocador de calor e considerando que o ar entra no trocador com o par $(\dot{m}_{ar_0}, h_{ar_0})$ e entra na caldeira com o par $(\dot{m}_{ar}, h_{ar})$, assim como com a entrada de gás no trocador igual ao conjunto $(\dot{m}_{gas}, h_{gas})$ e a saída de gás como $(\dot{m}_{gas_2}, h_{gas_2})$ tem-se a seguinte equação:

$$\dot{m}_{ar_0} h_{ar_0} + \dot{m}_{gas} h_{gas} = \dot{m}_{ar} h_{ar} + \dot{m}_{gas_2} h_{gas_2} \quad (3.8)$$

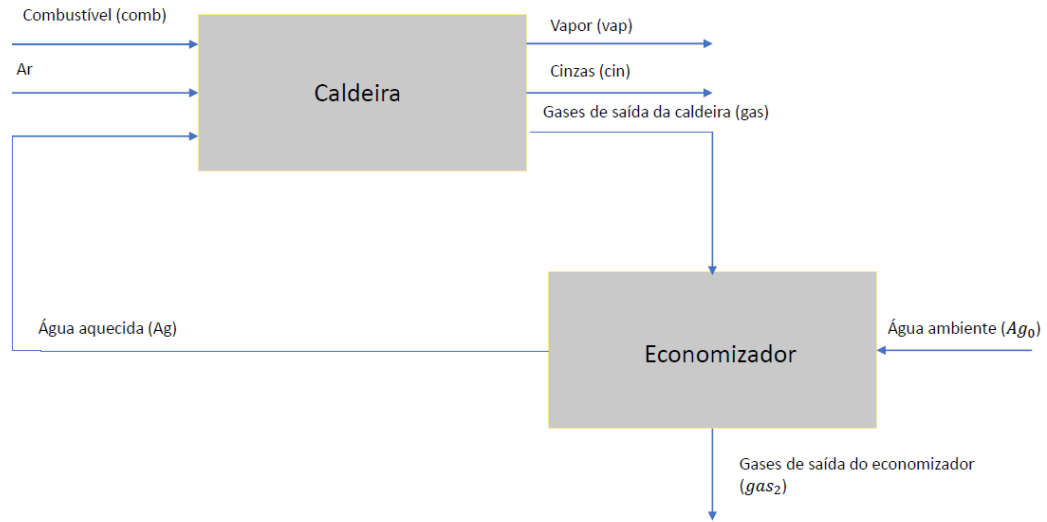
A efetividade do pré-aquecedor (ε_1) é dada em função da razão de energia entre o calor transmitido para o ar no trocador de calor e o menor valor entre a razão de energia que entra no ar e a razão de temperaturas do ar e do gás ou o valor entre a razão de energia que o gás libera e a razão de temperatura de entrada e saída do gás. Dessa forma, tem-se a seguinte equação:

$$\varepsilon_1 = \frac{\dot{m}_{ar}(h_{ar} - h_{ar_0})}{\text{Min} \left[\left(\frac{\dot{m}_{ar}(h_{ar} - h_{ar_0})}{(T_{ar} - T_{ar_0})} \right); \left(\frac{\dot{m}_{gas}(h_{gas} - h_{gas_2})}{(T_{gas} - T_{gas_2})} \right) \right] (T_{gas} - T_{ar_0})} \quad (3.9)$$

Outro modelo a ser analisado está na instalação de um economizador de água na entrada da caldeira. Da mesma forma apresentada para o pré-aquecedor de ar, o

economizador é um trocador de calor que transfere calor dos gases de saída da caldeira para a água de entrada do sistema, diminuindo assim a razão de combustível a ser usado para uma produção de vapor específico. A figura 6 representa o esquema de um economizador acoplado ao sistema da caldeira.

Figura 6 - Caldeira com o economizador acoplado



Fonte: O Autor, 2019.

O balanço de energia dos gases de saída e a água de entrada da caldeira é dado pela equação 3.10, onde o par $(\dot{m}_{ag_0}, h_{ag_0})$ representa a entrada de água no trocador de calor.

$$\dot{m}_{ag_0} h_{ag_0} + \dot{m}_{gas} h_{gas} = \dot{m}_{ag} h_{ag} + \dot{m}_{gas_2} h_{gas_2} \quad (3.10)$$

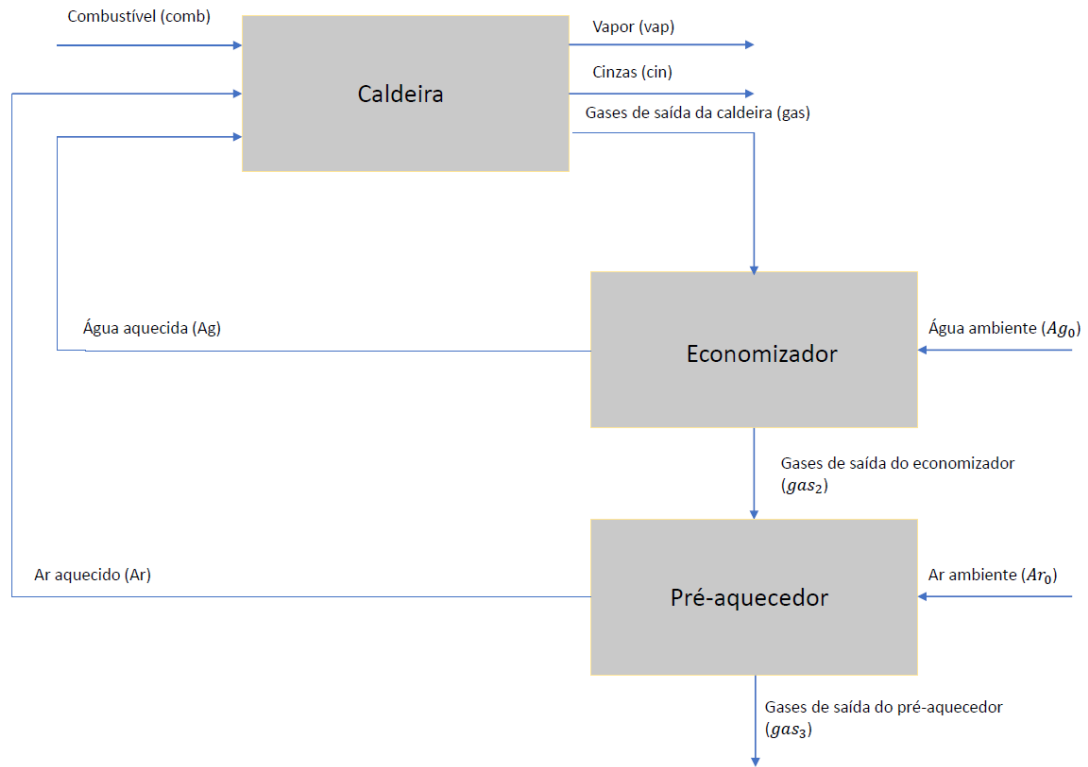
A efetividade do economizador de água (ε_2) pode ser encontrada utilizando o mesmo raciocínio usado para determinar a efetividade do pré-aquecedor na equação 3.9. Dessa forma, modificando as vazões e as entalpias de ar para água, tem-se:

$$\varepsilon_2 = \frac{\dot{m}_{ag}(h_{ag} - h_{ag_0})}{\text{Min} \left[\left(\frac{\dot{m}_{ag}(h_{ag} - h_{ag_0})}{(T_{ag} - T_{ag_0})} \right); \left(\frac{\dot{m}_{gas}(h_{gas} - h_{gas_2})}{(T_{gas} - T_{gas_2})} \right) \right] (T_{gas} - T_{ag_0})} \quad (3.11)$$

Por fim, um último modelo de caldeira será proposto, considerando a adição de um pré-aquecedor de ar juntamente com um economizador para água. A saída dos gases encontrará, primeiramente, o economizador de água e depois esses mesmos gases passarão através do pré-aquecedor, com menor temperatura. A razão para esta

escolha está no maior aumento de eficiência da caldeira, quando comparado com o caso inverso. A figura 7 mostra o esquema proposto para o acoplamento do economizador e do pré-aquecedor na caldeira.

Figura 7 - Caldeira com economizador e pré-aquecedor



Fonte: O Autor, 2019.

Os gases de saída do economizador estarão com o par de vazão/entalpia $(\dot{m}_{gas_2}, h_{gas_2})$, enquanto que a saída dos gases no pré-aquecedor se dará pelo conjunto $(\dot{m}_{gas_3}, h_{gas_3})$. Dessa forma, além das equações 3.2 a 3.7, esse modelo contará com as seguintes equações, referentes ao balanço energético do conjunto do economizador e pré-aquecedor:

$$\dot{m}_{ag_0} h_{ag_0} + \dot{m}_{gas} h_{gas} = \dot{m}_{ag} h_{ag} + \dot{m}_{gas_2} h_{gas_2} \quad (3.12)$$

$$\dot{m}_{ar_0} h_{ar_0} + \dot{m}_{gas_2} h_{gas_2} = \dot{m}_{ar} h_{ar} + \dot{m}_{gas_3} h_{gas_3} \quad (3.13)$$

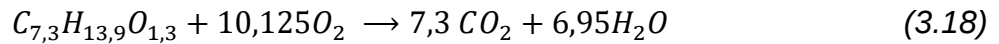
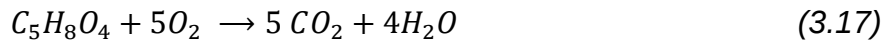
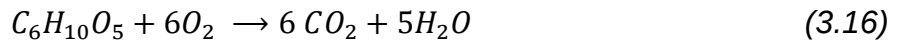
Além disso, as efetividades conjuntas dos trocadores de calor serão dadas pelas equações 3.14 e 3.15, onde ε_1 e ε_2 são as efetividades do economizador de água e do pré-aquecedor, respectivamente.

$$\varepsilon_1 = \frac{\dot{m}_{ag}(h_{ag} - h_{ag0})}{\text{Min} \left[\left(\frac{\dot{m}_{ag}(h_{ag} - h_{ag0})}{(T_{ag} - T_{ag0})} \right); \left(\frac{\dot{m}_{gas}(h_{gas} - h_{gas2})}{(T_{gas} - T_{gas2})} \right) \right] (T_{gas} - T_{ag0})} \quad (3.14)$$

$$\varepsilon_2 = \frac{\dot{m}_{ar}(h_{ar} - h_{ar0})}{\text{Min} \left[\left(\frac{\dot{m}_{ar}(h_{ar} - h_{ar0})}{(T_{ar} - T_{ar0})} \right); \left(\frac{\dot{m}_{gas2}(h_{gas2} - h_{gas3})}{(T_{gas2} - T_{gas3})} \right) \right] (T_{gas2} - T_{ar0})} \quad (3.15)$$

3.3.2 Modelo matemático da combustão do bagaço

O submodelo de combustão que ocorre dentro da fornalha considerada para o bagaço da cana-de-açúcar pode ser dividida principalmente entre os três principais componentes formadores do bagaço (celulose, hemicelulose e lignina) (ALBARELLI, 2013). Dessa forma, as principais reações de combustão consideradas foram:



Onde tem-se a reação de combustão da celulose, hemicelulose e lignina, respectivamente. Dessa forma, o poder calorífico superior do bagaço utilizado pôde ser calculado, considerando a relação do poder calorífico do carbono, hidrogênio, oxigênio e o enxofre presentes na composição elementar mostrada no tópico “Caracterização do bagaço” e a formulação do poder calorífico superior para combustíveis sólidos e líquidos.

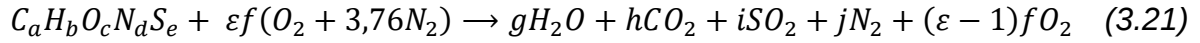
$$PCS = 33.900c + 141.800 \left(h - \frac{o}{8} \right) + 9.200s \quad (3.19)$$

Onde PCS é o poder calorífico superior dado em (kJ/kg) e c,h,o e s são os teores de carbono, hidrogênio, oxigênio e enxofre presentes no bagaço dados em (kg/kg de bagaço), respectivamente.

Com isso, é possível calcular o poder calorífico inferior, considerando que o bagaço encontra-se com 50% de umidade, como apresentado anteriormente e sendo w o teor de umidade do combustível.

$$PCI = PCS - 2.440(9h + w) \quad (3.20)$$

Além disso, se faz necessário representar a reação de combustão completa do bagaço, para que seja possível encontrar a razão de massa ar-combustível do sistema. Essa reação, por sua vez, deve ser feita com excesso de ar, onde a razão do excesso pode ser calculada considerando a equação de combustão da biomassa dada abaixo.



Os valores estequiométricos podem ser obtidos com base no balanço químico do sistema. Dessa forma, é possível determinar a quantidade (em kmol) dos compostos elementares na reação de combustão final. Com isso, a razão combustível/ar, em massa, é dado pela equação 3.22, sendo:

$$c_2 = \frac{m_{bagaço}}{\varepsilon f (MM_{O_2} + 3,76 MM_{N_2})} \quad (3.22)$$

Sendo $m_{bagaço}$ a massa de bagaço usado e MM_{O_2} e MM_{N_2} são as massas molares do gás oxigênio e nitrogênio, respectivamente.

3.3.3 Dimensionamento da turbina

O dimensionamento da turbina está diretamente relacionado com a quantidade de energia transformada pela mesma, pela expansão do vapor transferido da caldeira. O trabalho líquido produzido pela turbina está descrito no tópico de ciclos de potência a vapor, onde deve ser considerada a eficiência isentrópica do processo de expansão.

$$\eta_{s,turbina} = \frac{h_{vapor,entra} - h_{vapor,sai}}{(h_{vapor,entra} - h_{vapor,sai_s})} \quad (3.23)$$

Onde $\eta_{s,turbina}$ é a eficiência isentrópica da turbina, considerando uma entalpia do vapor que entra $h_{vapor,entra}$, deixando a turbina com $h_{vapor,sai}$. Porém, h_{vapor,sai_s} representa a entalpia que o vapor sairia se o sistema fosse ideal. Para encontrar o valor dessas entalpias, é necessário encontrar o valor das propriedades de estado do vapor na entrada e na saída da turbina.

3.3.4 Dimensionamento do condensador

O condensador representado na figura 4 será dimensionado de forma a transformar o vapor de saída da turbina em água, retirando calor do sistema. Isso se torna necessário para que o fluido de trabalho entre na bomba sob forma de fase água. Com isso, o fenômeno da cavitação pode ser evitado na bomba de compressão.

Como ocorre apenas a mudança de fase do fluido de trabalho, as propriedades de estado do líquido podem ser consideradas constantes, fazendo com que a entalpia de saída do condensador dependa unicamente da mudança do título da água. Dessa forma, a entalpia final do processo pode ser dada por:

$$(x_{entra} - x_{sai})h_{mf} = (h_{sai} - h_{entra}) \quad (3.24)$$

Onde (x_{entra}, x_{sai}) representam os títulos de entrada e saída do condensador e h_{mf} é a entalpia de mudança de fase do processo. Já as entalpias de saída e entrada do fluido de trabalho no condensador são dadas por (h_{sai}, h_{entra}) , respectivamente.

3.3.5 Dimensionamento da bomba

De maneira similar a mostrada para o dimensionamento da turbina, o modelo matemático da bomba garante as propriedades termodinâmicas da água antes de ser transferida para o sistema da caldeira. A eficiência isentrópica da bomba ($\eta_{s,turbina}$) é dado pela equação 3.25, onde $(h_{\acute{a}gua,entra} - h_{\acute{a}gua,sai,s})$ representa as entalpias de entrada e saída ideal da água na bomba e $h_{\acute{a}gua,sai}$ mostra a entalpia real de saída da bomba.

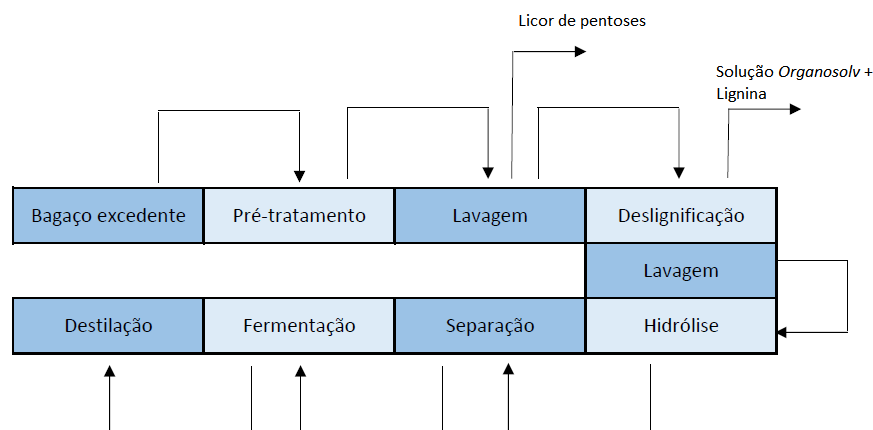
$$\eta_{s,turbina} = \frac{h_{\acute{a}gua,entra} - h_{\acute{a}gua,sai,s}}{(h_{\acute{a}gua,entra} - h_{\acute{a}gua,sai})} \quad (3.25)$$

3.4 Sistema de produção de etanol de segunda geração

O sistema de geração de etanol celulósico consistirá na reprodução das etapas descritas na figura 8. Primeiramente, o estudo foi realizado para diferentes proporções do percentual de bagaço disponível, de forma a considerar a divisão do bagaço recolhido para produção de eletricidade por parte do sistema de cogeração. Diversos

cenários de utilização do bagaço foram desenvolvidos com o intuito de se obter o cenário mais eficiente de produção de mosto a ser fermentado por quantidade de bagaço usado.

Figura 8 - Esquema detalhado da produção de etanol celulósico



Fonte: O Autor, 2019.

Foram considerados 3 cenários de bagaço excedente para produção de etanol, sendo eles a utilização de 50%, 70% e 100% da vazão mássica do bagaço inicial calculado para uma usina hipotética localizada em Pernambuco, onde as vazões de produção de cana-de-açúcar e bagaço foram baseadas no levantamento feito na seção 3.1.1. O quadro 10 relaciona a quantidade de vazão mássica utilizada como parâmetro inicial do sistema, para cada um dos cenários possíveis.

Quadro 10 - Bagaço de entrada dos sistemas considerados

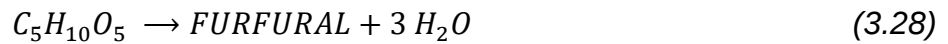
Quantidade de bagaço (50% de umidade)	50%	70%	100%
Bagaço disponível (t/h)	26,1	36,54	52,2

Fonte: O Autor, 2019.

3.4.1 Pré-tratamento

O pré-tratamento do bagaço para reação da hemicelulose e a formação principalmente da *xilose* proposto foi realizado em ácido diluído, tendo como parâmetros de entrada no reator de pré-tratamento a vazão mássica de bagaço disponível, vapor necessário para reação do processo e ácido sulfúrico como catalisador.

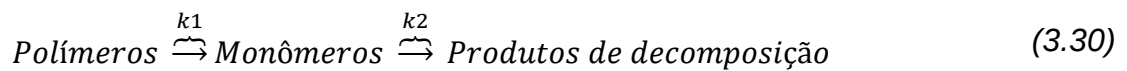
As principais reações que ocorrem no reator são a formação de glicose ($C_6H_{12}O_6$) através da celulose ($C_6H_{10}O_5$), a formação de xilose ($C_5H_{10}O_5$) e ácido acético ($C_2H_4O_2$) devido a hemicelulose ($C_5H_8O_4$) e a formação de furfural a partir da xilose, como descrito nas próximas equações.



Os modelos matemáticos para formação de cada reação foram baseados nos estudos de Aguilar et al. (2002), de onde é possível obter a eficiência de transformação do processo, utilizando parâmetros de cinética química desenvolvidos. Os parâmetros utilizados no modelo foram obtidos através do experimento realizado por Dias (2008) acerca do pré-tratamento em ácido diluído.

3.4.1.1 Formação de pentose

A formação de pentose é dada pela reação da hemicelulose com água, utilizando ácido sulfúrico como catalisador. Esquemáticamente, essa reação foi baseada na formação e decomposição dos polímeros, como mostrado na equação 3.30.



Onde k_1 é a taxa de formação de monômeros através de polímeros e k_2 é a decomposição dos mesmos. O modelo descrito abaixo foi utilizado para o cálculo de formação de monômeros é obtido através de equações diferenciais, onde as taxas k_1 e k_2 foram utilizadas.

$$M = M_o e^{-k_2 t} + \alpha P_o \left(\frac{k_1}{k_2 - k_1} \right) (e^{-k_1 t} - e^{-k_2 t}) \quad (3.31)$$

As concentrações de monômero e polímero são dadas como M e P, respectivamente, expressas em g/L. O tempo (t) descrito na fórmula é o tempo de reação disponível e a relação entre a quantidade de hemicelulose susceptível e a

hemicelulose total presente no bagaço é dada pelo parâmetro α . Por fim, o subscrito 0 indica as condições iniciais do sistema.

3.4.1.2 Formação de glicose

No modelo utilizado para determinação da quantidade de formação da glicose no pré-tratamento, foi considerado que uma parte proveniente da hemicelulose é transformada em glicose através de sua fração de glucano susceptível a hidrólise, além de um parâmetro relacionado a conversão desse glucano em glicose. A equação descrita abaixo representa a reação de formação de glicose no pré-tratamento.

$$G = G_o e^{-k_2 t} + \alpha_g G_{n_o} \left(\frac{k_1}{k_2 - k_1} \right) (e^{-k_1 t} - e^{-k_2 t}) \quad (3.32)$$

Onde G é a concentração de glicose final após a reação da hemicelulose, G_o é a concentração inicial de glicose no sistema, G_{n_o} é a concentração de glucano do processo que está apto a ser convertido em glicose e α_g é a razão de quantidade de glucano susceptível a reagir e o glucano total presente na biomassa. Já k_1 e k_2 são, dessa vez, as taxas de formação e decomposição de glicose, respectivamente.

3.4.1.3 Formação de ácido acético

A primeira decomposição das pentoses obtidas no processo é proveniente da formação do ácido acético através dos grupos acetila presentes na estrutura da hemicelulose. Matematicamente, essa reação foi desenvolvida como descrito abaixo.

$$A_c H = A_{c_o} (1 - e^{-k_1 t}) \quad (3.33)$$

A concentração potencial dos grupos acetila é dada por A_{c_o} enquanto que $A_c H$ é a concentração final de ácido acético do sistema. Dessa vez, k_1 é a taxa de formação de ácido acético do sistema.

3.4.1.4 Formação de furfural

A segunda decomposição do complexo de pentoses é dada pela transformação de pentoses em furfural e água. Da mesma forma descrita na formação de ácido acético, a concentração de furfural produzida será como dado na equação abaixo.

$$F = F_o(1 - e^{-k_1 t}) \quad (3.34)$$

Onde F é a concentração de furfural após a reação, enquanto que F_o representa a concentração inicial desse composto, obtida de dados experimentais realizados. Por fim, k_1 representa a taxa de formação de furfural.

3.4.2 Lavagem

O produto reagido deve ser lavado e passado por um filtro, de forma a se obter o licor de pentoses do processo e dividir este da concentração de celulose e lignina presente no sistema. O cálculo da vazão de água de lavagem ($\dot{m}_{lavagem}$) descrito abaixo foi feito, para todos os cenários de disponibilidade do bagaço inicial ($\dot{m}_{bagaço}$), como o dobro da vazão mássica de bagaço de cada cenário.

$$\dot{m}_{lavagem} = 2 \cdot \dot{m}_{bagaço} \quad (3.35)$$

Um filtro de recuperação de água do sistema foi considerado de forma que parte da água utilizada na lavagem seja recuperada e adicionada no produto de pentoses obtido. Com isso, nessa etapa, a pasta lignocelulósica restante é separada do licor de pentoses produzido.

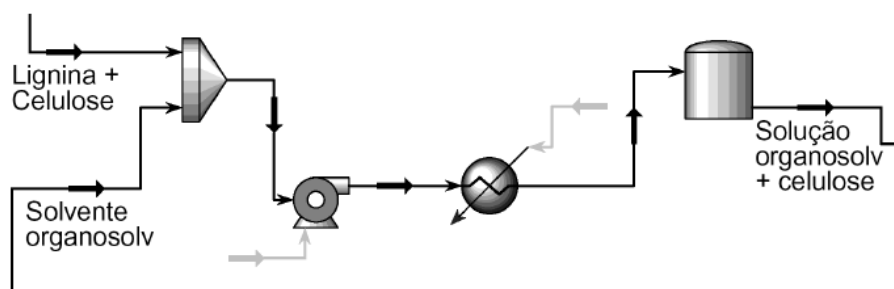
3.4.3 Deslignificação

A etapa de separação da lignina da celulose será realizada através de uma adaptação do processo *Dedini Hidrólise Rápida* (DHR), proposto por (DIAS, 2008). Nesse sistema, representado na figura 7, a pasta de celulose e lignina, obtida no processo de pré-hidrólise, recebe a adição de uma mistura chamada de *Organosolv* que tem como objetivo agir como solvente da reação. A patente DHR recomenda a adição da mistura *Organosolv* na seguinte proporção:

$$V_{organosolv} \rightarrow (3 \sim 10)m_{produto} \quad (3.36)$$

Sendo $V_{organosolv}$ o volume dado em m^3 de mistura a ser adicionada e $m_{produto}$ representa a quantidade de produto que deve ser hidrolisado, em toneladas. Além da adição do *Organosolv*, é necessário que a mistura seja aquecida e pressurizada de forma que o tempo de reação diminua consideravelmente.

Figura 9 - Processo de deslignificação DHR



Fonte: Dias, 2008.

O processo DHR conta com a deslignificação do produto ocorrendo simultaneamente com a reação de hidrólise da celulose, formando açúcares e sendo necessário realizar a decantação e filtração da lignina. Porém, no sistema proposto, a separação da lignina devido a adição da mistura *Organosolv* ocorrerá separadamente da reação de hidrólise, promovendo um maior grau de pureza dos açúcares e a diminuição da formação de inibidores da fermentação provenientes da lignina. Por fim, a mistura *Organosolv* utilizada será encaminhada para uma torre de destilação, onde ocorrerá a recuperação do solvente e separação da lignina do mesmo.

3.4.4 Hidrólise da celulose

O último processo para obtenção dos açúcares provenientes da hidrólise da celulose será realizado através do catalisador com ácido diluído. Essa etapa se inicia com a adição de água de forma a diluir a pasta de celulose obtida, além de também adicionar na mistura ácido sulfúrico como catalisador. O resultado obtido no processo será a conversão da celulose em glicose que será transferida para as torres de fermentação e destilação da usina, formando etanol no processo. As principais reações que ocorrerão nessa etapa podem ser descritas abaixo:



Onde a equação 3.37 representa a formação de glicose ($C_6H_{12}O_6$) através da reação da celulose ($C_6H_{10}O_5$), assim como a decomposição da glicose em hidroximetilfurfural ($C_6H_6O_3$).

A mistura deverá ser pressurizada e aquecida, de forma a manter o meio reacional na fase líquida. Desse modo, após realizar os cálculos de quanto de água deverá ser adicionado na mistura, uma quantificação da quantidade de energia que deve ser introduzida no sistema será feita. Por fim, o resultado da reação obtido é resfriado, trocando calor com a torre de recuperação da mistura *Organosolv* e sendo formado o licor de hexoses.

3.5 Demanda de vapor do sistema de cogeração e sobra de bagaço

Para saber a quantidade de bagaço que será utilizado em cada um dos sistemas propostos, foi realizado o cálculo da quantidade de vapor necessário para movimentar a usina proposta por este trabalho. Dessa forma, a partir do cálculo da vazão mássica de vapor que a turbina precisa, é possível encontrar a quantidade de biomassa que será destinada exclusivamente para produção de energia elétrica e a sobra que será usada para produção de etanol de segunda geração.

Primeiramente, é necessário relacionar a vazão mássica de combustível para a quantidade de vapor exata que manterá a usina energizada. Utilizando a equação 3.6 do dimensionamento da caldeira, de forma simplificada, é possível encontrar a relação de vapor por quantidade de combustível a ser introduzido no sistema, descrito na equação 3.39.

$$\dot{m}_{combustível} = \frac{\dot{m}_{vapor}(h_{vap} - h_{ag})}{PCI \eta_{caldeira}} \quad (3.39)$$

A fórmula 3.39 será relacionada com o consumo total de vapor necessário da usina. Além disso, utilizando o levantamento realizado no quadro 7, é possível calcular o consumo horário de vapor com base na moagem horária de cana-de-açúcar na safra 2017/2018, dado em t/h, e o consumo específico de vapor da usina, dado em kg/tonelada de cana-de-açúcar, como mostrado na equação 3.40.

$$\dot{m}_{vapor\,horário} = \frac{\dot{m}_{vapor\,esp} \dot{m}_{cana}}{1.000} \quad (3.40)$$

Onde $\dot{m}_{vapor\,horário}$ é o consumo horário de vapor (t/h), dado em função da relação entre o vapor necessário do ciclo Rankine por tonelada de cana-de-açúcar produzida, em kg/t ($\dot{m}_{vapor\,esp}$) e a vazão de cana total fornecida pela usina, dado em t/h ($\dot{m}_{cana}$).

Por fim, a quantidade de bagaço a ser utilizado para produzir o vapor necessário de forma a manter o sistema funcionado é dada em função das equações 3.39 e 3.40, originando a equação 3.41 mostrada abaixo.

$$\dot{m}_{bagaço_{necessário}} = \frac{\dot{m}_{vapor_{horário}}}{\left(\frac{\dot{m}_{vapor}}{\dot{m}_{combustível}} \right)} \quad (3.41)$$

Feito o cálculo do vapor e do bagaço necessário para manter a usina em funcionamento devido ao sistema de cogeração, é possível calcular a sobra de biomassa que pode ser destinada para produção de etanol de segunda geração, como mostrado na equação 3.42 abaixo.

$$\dot{m}_{bagaço_{etanol}} = \dot{m}_{bagaço_{total}} - \dot{m}_{bagaço_{necessário}} \quad (3.42)$$

A equação 3.42 finaliza o levantamento de biomassa necessário para ambos os sistemas, calculando a vazão mássica de bagaço destinado para produção de etanol celulósico ($\dot{m}_{bagaço_{etanol}}$), dado em t/h, em função da vazão mássica total de bagaço extraído na safra ($\dot{m}_{bagaço_{total}}$) e a vazão mássica de bagaço necessário para o sistema ($\dot{m}_{bagaço_{necessário}}$), calculado acima.

4 RESULTADOS E DISCUSSÕES

Com base no estado da arte da pesquisa e na modelagem matemática proposta como objeto de estudo, todas as simulações referentes aos principais componentes do sistema de cogeração e produção da segunda geração de etanol foram criadas. Com isso, os três cenários mencionados serão apresentados e discutidos a seguir.

4.1 Cálculo do poder calorífico do bagaço

Primeiramente, utilizando as informações coletadas da caracterização do bagaço, o poder calorífico superior pôde ser calculado em função da composição elementar mostrado no quadro 9. O valor obtido do poder calorífico superior da biomassa foi encontrado usando a equação 3.19. Vale ressaltar que a composição do bagaço foi dada na base seca, dessa forma o potencial calorífico encontrado já desconsidera a presença de umidade da biomassa.

$$PCS = \left(33.900 \times 0,446 + 141.800 \left(0,058 - \frac{0,445}{8} \right) + 9.200 \times 0,001 \right) = 15.465 \frac{kJ}{kg} \quad (4.1)$$

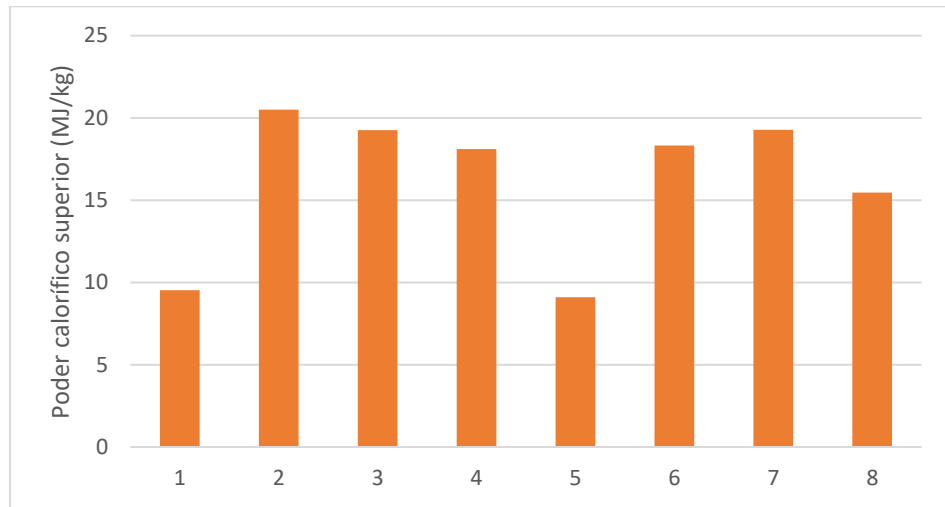
Onde PCS é o poder calorífico superior dado em (kJ/kg) e c,h,o e s são os teores de carbono, hidrogênio, oxigênio e enxofre presentes no bagaço dados em (kg/kg de bagaço), respectivamente.

Com isso, o poder calorífico inferior foi determinado, considerando que o resíduo coletado possuía um percentual de 50% de umidade, como mencionado no quadro 1. Desse modo, usando a equação 3.20, foi possível encontrar um valor final para o PCI, como mostrado a seguir:

$$PCI = PCS - 2.440(9 \times 0,058 + 0,5) = 12.972 \frac{kJ}{kg} \quad (4.2)$$

De forma a validar o valor do potencial calorífico proposto por este trabalho, foi realizado uma pesquisa bibliográfica com o intuito de comparar o valor obtido com as referências encontradas, sendo os valores do PCS e PCI calculados de maneira analítica e também experimentalmente. Os principais dados encontrados estão dispostos na figura 10, sendo mostrado apenas o poder calorífico superior nesse caso.

Figura 10 - Valor do poder calorífico superior segundo as referências



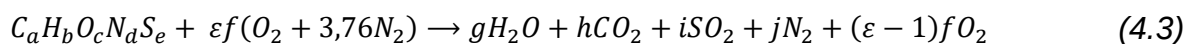
Fonte: Innocente, 2011.

Os sete primeiros valores mostrados na figura 10 foram obtidos por um estudo bibliográfico realizado por Innocente (2011) e oitavo valor representa os cálculos realizados no presente trabalho, respectivamente.

Vale ressaltar que as diferenças encontradas nos valores podem ser consideradas normais, pois os experimentos foram realizados em diferentes regiões, seguindo métodos de determinação específicos e utilizando o mesmo insumo experimental, porém cultivados de maneira diferente. Como o resultado obtido está dentro dos padrões encontrados na pesquisa, este valor será tomado como base para todas as simulações feitas.

4.2 Cálculo estequiométrico da combustão

A combustão propriamente dita da celulose, hemicelulose e da lignina foram dadas pelas equações 3.16, 3.17 e 3.18, respectivamente. Porém, de forma a se obter uma estimativa da razão da vazão mássica combustível/ar, utilizou-se a combustão generalizada da biomassa, descrita abaixo.



A quantidade de ar em excesso necessária para que a combustão do bagaço se realize foi baseado no valor proposto por Albarelli (2013) como sendo 35% a mais em relação ao seu valor estequiométrico. Os valores estequiométricos da biomassa estudada, em kmol, foram calculados considerando os pesos molares do combustível

e sua vazão de entrada no processo. Os resultados obtidos estão expressos no quadro 11, assim como o valor usado de excesso de ar.

Quadro 11: Parâmetros de entrada da combustão

Parâmetro	Estequiometria do combustível	Unidade
a	3,72	kmol
b	5,8	kmol
c	2,78	kmol
d	0,021	kmol
e	0,003	kmol

Fonte: O Autor, 2019.

Realizando os cálculos estequiométricos da equação 4.3 para o carbono, hidrogênio, oxigênio, nitrogênio e enxofre, foram obtidos os seguintes parâmetros de finais da combustão do bagaço:

Quadro 12 - Parâmetros de saída da combustão

Parâmetro	Estequiometria da reação	Unidade
f	3,78	kmol
g	2,9	kmol
h	3,72	kmol
i	0,003	kmol
j	19,21	kmol

Fonte: O Autor, 2019.

A partir desses dados, o valor do fator de equivalência ar-combustível pôde ser calculado, usando a equação 3.22 mostrada anteriormente. Foi considerada a massa molar do oxigênio e do nitrogênio como sendo igual a 32 e 28 g/mol, respectivamente. Já a massa molar do bagaço foi calculada considerando as massas molares de seus principais componentes e os seus respectivos parâmetros iniciais mostrados no quadro 11. Dessa forma, o fator de equivalência da reação foi dado como:

$$x_2 = \frac{95,31}{1,35 \times 3,78 \times (32 + 3,76 \times 28)} = 0,1359 \text{ (adimensional)} \quad (4.4)$$

Por fim, a vazão mássica de ar de entrada da caldeira para o sistema de cogeração pôde ser determinada utilizando a equação 3.4, utilizando para isto, a vazão mássica do bagaço de entrada da caldeira.

4.3 Análise energética dos sistemas de cogeração

A seguir serão apresentados os dimensionamentos dos sistemas de cogeração de energia, que produzirão energia elétrica através de um gerador elétrico acoplado na turbina de operação. A eficiência do gerador de energia elétrica será considerada como 90% para efeito de cálculos. Além disso, serão analisadas as temperaturas dos gases de saída da caldeira, de forma a se determinar a capacidade de aquecimento e reaproveitamento do calor.

Os parâmetros iniciais de entrada do ar estão listados no quadro 13, assim como os dados de entrada de água da caldeira. Essas informações foram baseadas nas propriedades identificadas em casos reais, como descrito por Arnao (2007), para caldeiras aquatubulares de bagaço.

Quadro 13 - Condições iniciais dos fluidos de trabalho do sistema

Parâmetros do sistema	Ar	Água	Ambiente	Unidade
Temperatura de entrada	25	120	25	°C
Pressão de entrada	101	6500	101,3	kPa

Fonte: O Autor, 2019.

Além disso, os parâmetros relacionados a caldeira também foram estabelecidos. Dentre eles, o quadro 14 mostra a vazão de entrada da biomassa, a pressão de operação da caldeira e a temperatura de saída do vapor. As eficiências relacionadas ao economizador (ε_1), pré-aquecedor (ε_2) e da caldeira propriamente dita ($\eta_{caldeira}$) também foram postas.

Quadro 14 - Condições de operação da caldeira

Parâmetros do sistema	Valor	Unidade
Temperatura de saída do vapor	500	°C
Pressão de operação da caldeira	6500	kPa
Eficiência do economizador	0,6	-
Eficiência do pré-aquecedor	0,4	-
Eficiência da caldeira	0,5	-
Vazão mássica da biomassa	52,2	t/h

Fonte: O Autor, 2019.

Os valores dos principais parâmetros relacionados a caldeira e as propriedades de operação e saída do vapor foram baseados nos estudos realizados por Albarelli (2013) e Santos (2012), que levaram em consideração caldeiras reais encontradas para produção de vapor em usinas de açúcar e álcool. A partir dos dados de entrada, todos os cenários mencionados no dimensionamento da caldeira foram simulados, sendo baseados nas fórmulas termodinâmicas mostradas no tópico “Sistema de co-geração”.

O sistema de caldeira escolhido será aquele que produzir uma maior quantidade de vapor com os parâmetros definidos anteriormente no quadro 14 para operação do ciclo Rankine, utilizando a mesma quantidade de bagaço como combustível. Com isso, os parâmetros termodinâmicos de cada sistema simulado são descritos nos quadros 15, 16, 17 e 18 a seguir, assim como as suas respectivas vazões mássicas. Após a determinação dos principais parâmetros da simulação, será analisada a viabilidade energética de cada cenário, assim como a eficiência final dos casos.

Quadro 15 - Simulação para a caldeira simples

Fluido de trabalho		Vazão mássica (kg/s)	Temperatura (K)	Pressão (kPa)	Entalpia (kJ/kg)
Água	Entrada	32,8	393	6500	508,2
	Vapor	32,8	773	6500	3416
Ar	Entrada	106,7	298	101	298,4
Gases	Saída	120,8	984,4	101	1029
Bagaço	Entrada	14,5	298	-	-
	Cinzas	0,36	984,4	-	617,8

Fonte: O Autor, 2019.

A simulação dos parâmetros necessários para a caldeira simples mostra que são produzidos vapor com cerca de 2,262 vezes a vazão de biomassa depositada na fornalha com as propriedades definidas no quadro 14. Isso acontece devido à eficiência imposta para a operação da caldeira, produzindo uma maior quantidade de vapor.

Quadro 16 - Simulação para a caldeira com pré-aquecedor

Fluido de trabalho		Vazão mássica (kg/s)	Temperatura (K)	Pressão (kPa)	Entalpia (kJ/kg)
Água	Entrada	38,93	393	6500	508,2
	Vapor	38,93	773	6500	3416
Ar	Entrada	106,7	298	101	298,4
	Intermediário	106,7	623,8	101	632,7
Gases	Intermediário	120,8	1112,4	101	1176
	Saída	120,8	852,9	101	881,2
Bagaço	Entrada	14,5	298	-	-
	Cinzas	0,36	1112,4	-	733

Fonte: O Autor, 2019.

O segundo caso representa a simulação da caldeira com o pré-aquecedor acoplado para o ar de entrada. Percebe-se que a temperatura dos gases de saída desse caso é menor, quando comparado com a caldeira simples. Além disso, a quantidade de vapor criado por bagaço depositado é maior, demonstrando assim um aumento na eficiência da caldeira como um todo. Esse aumento foi de 10,19% considerando a energia cedida pelo resíduo e a energia adquirida pelo vapor.

Quadro 17 - Simulação para a caldeira com economizador

Fluido de trabalho		Vazão mássica (kg/s)	Temperatura (K)	Pressão (kPa)	Entalpia (kJ/kg)
Água	Entrada	42,56	393	6500	508,2
	Intermediário	42,56	541,2	6500	1175
	Vapor	42,56	773	6500	3416
Ar	Entrada	106,7	298	101	298,4
Gases	Intermediário	120,8	984,4	101	1029
	Saída	120,8	773,9	101	794,1
Bagaço	Entrada	14,5	298	-	-
	Cinzas	0,36	984,4	-	617,8

Fonte: O Autor, 2019.

O terceiro caso estuda a utilização do economizador de água para a caldeira. Similar ao caso da caldeira com pré-aquecedor, nessa simulação os gases de saída da caldeira também ficaram com uma temperatura menor devido a troca de calor. Porém, a temperatura de saída dos gases no caso do economizador é menor que as outras duas, o que demonstra uma maior capacidade de troca de calor com a água e uma maior produção de vapor do processo, sendo mais eficiente. O aumento da eficiência em relação a caldeira simples é de 15,81%, o que mostra ser mais eficiente que a caldeira com o pré-aquecedor acoplado.

Quadro 18 - Simulação para a caldeira com pré-aquecedor e economizador

Fluido de trabalho		Vazão mássica (kg/s)	Temperatura (K)	Pressão (kPa)	Entalpia (kJ/kg)
Água	Entrada	50,03	397,1	6500	525,7
	Intermediário	50,03	553	6500	1236
	Vapor	50,03	773	6500	3416
Ar	Entrada	106,7	298	101	302,4
	Intermediário	120,8	550	101	555,4
Gases	Intermediário 1	120,8	1083	101	1142
	Intermediário 2	120,8	823	101	848
	Saída	120,8	616,2	101	624,7
Bagaço	Entrada	14,5	298	-	-
	Cinzas	0,36	1083	-	706,5

Fonte: O Autor, 2019.

O último caso representa a união dos trocadores de calor da água e do ar no conjunto da caldeira. Nesse caso, o calor devido à alta temperatura dos gases de saída do processo é transferido para os fluidos de trabalho, melhorando o rendimento do sistema. A vazão mássica de vapor produzido nessa simulação mostra que há uma maior quantidade de vapor a 500 °C e 6500 kPa na saída da caldeira, o que levará a uma maior produção de energia elétrica através da turbina do ciclo. Esse aumento de eficiência do último caso foi de 26,89% quando comparado com a caldeira simples.

O quadro 19 mostra o rendimento de energia em cada um dos processos em função da quantidade de vapor produzido e a quantidade de bagaço utilizado para combustão.

Quadro 19 - Eficiências simuladas para cada processo

Tipo de caldeira	Rendimento da simulação
Simples	0,5000
Com pré-aquecedor	0,6019
Com economizador	0,6581
Com pré-aquecedor e economizador	0,7689

Fonte: O Autor, 2019.

O próximo equipamento de processo simulado foi a turbina de geração de energia acoplada em um gerador de energia elétrica. A modelagem da turbina foi baseada nos cálculos descritos no tópico sobre seu dimensionamento e os dados de entrada, assim como informações sobre o rendimento do conjunto turbo-gerador, estão descritos no quadro abaixo.

Quadro 20 - Condições de operação do conjunto turbo-gerador

Parâmetros de entrada	Valor	Unidade
Vazão mássica de vapor	50,03	kg/s
Temperatura	773	K
Pressão	6500	kPa
Entalpia	3416	kJ/kg
Título	0	-
Eficiência isentrópica	0,83	-
Eficiência do gerador	0,98	-

Fonte: O Autor, 2019.

Os resultados obtidos na simulação do conjunto turbo-gerador estão listados no quadro 21. A temperatura e a pressão de saída foram baseadas em dados coletados experimentalmente, através de informações cedidas por fabricantes, como condiz nos estudos feitos por Arnao (2007) que realizou um estudo sobre caldeiras aquatubulares voltadas a queima do bagaço da cana-de-açúcar. Por fim, as potências mecânicas e elétricas produzidas no processo foram calculadas e servirão de base para o cálculo da eficiência global do ciclo Rankine.

É importante ressaltar que toda a energia produzida pelo conjunto turbo-gerador será transformada em energia elétrica, de forma que parte dessa energia coletada será utilizada para autossuficiência da planta, com a ativação dos principais maquinários, e o resto será dado como energia excedente do sistema.

Quadro 21 - Simulação do conjunto turbo-gerador

Parâmetros calculados	Entrada	Saída	Unidade
Temperatura	773	404,4	K
Pressão	6500	250	kPa
Entalpia	3416	2764,56	kJ/kg
Título	0	0,9607	-
Potência gerada			
Potência mecânica	32,61		MW
Potência elétrica	31,96		MVA

Fonte: O Autor, 2019.

Após o cálculo da potência líquida gerada pelo ciclo, se faz necessário projetar o condensador do sistema. Nele, o fluido de trabalho composto por uma mistura de água-vapor será transformado completamente no estado líquido, de forma que não haja o fenômeno da cavitação no dispositivo de bombeamento do sistema. Os parâmetros de entrada e saída do condensador, assim como a potência térmica produzida estão listados no quadro 22. Nota-se que há apenas a mudança de fase da composição do fluido de trabalho, não tendo mudança de temperatura propriamente dita.

Quadro 22 - Simulação do condensador

Parâmetros calculados	Entrada	Saída	Unidade
Temperatura	404,3	404,3	K
Pressão	250	250	kPa
Entalpia	2764,56	649,2	kJ/kg
Título	0,9607	0	-
Potência gerada			
Potência térmica	105,84		MW

Fonte: O Autor, 2019.

Por último, a simulação da bomba foi feita levando em consideração as fórmulas descritas no dimensionamento da bomba. Dessa forma, foi calculada a potência mecânica da bomba necessária para a transferência do fluido de trabalho durante todo o ciclo, levando o líquido de volta para a caldeira. Os parâmetros de entrada e saída do sistema, assim como a eficiência considerada, são descritos pelo quadro 23, juntamente com a potência mecânica necessária.

Quadro 23 - Simulação da bomba

Parâmetros calculados	Entrada	Saída	Unidade
Temperatura	404,3	404,3	K
Pressão	250	6500	kPa
Entalpia	535,3	540,1	kJ/kg
Eficiência do sistema			
Eficiência isentrópica	0,9		-
Potência consumida			
Potência mecânica	238,2		kW

Fonte: O Autor, 2019.

Utilizando a potência elétrica gerada e a potência mecânica necessária do sistema, é possível realizar o balanceamento energético e concluir o rendimento global do ciclo Rankine a partir do potencial de combustão da queima direta do bagaço. Dessa forma, o quadro 24 mostra a eficiência de produção de energia elétrica a partir da cogeração da biomassa utilizada. A potência elétrica gerada foi dada como a diferença entre a potência elétrica produzida pelo conjunto turbo-gerador e a potência consumida pelo sistema de bombeamento.

Quadro 24 - Eficiência do sistema de cogeração

Parâmetros calculados	Valor	Unidade
Potência elétrica	31,72	MVA
Potencial de combustão do bagaço	188,10	MW
Eficiência global	0,1686	-

Fonte: O Autor, 2019.

4.4 Análise energética dos sistemas de produção de etanol celulósico

Para a simulação de cada um dos processos de produção de etanol de segunda geração, foram consideradas as vazões mássicas referentes a 50, 70 e 100% do bagaço total disponível da usina, descritas pelo quadro 10. A análise consistirá dos cálculos referentes a quantidade de insumos utilizados, como água de diluição, solução *Organosolv* para o pré-tratamento e a quantidade de vapor necessária para que ocorra a reação. Também serão quantificados a energia necessária de troca de calor para atingir as temperaturas e pressões finais em cada um dos processos. Por fim, serão calculados a quantidade de licor de hexoses e etanol produzido por quantidade de bagaço utilizado.

A finalidade do processo é a separação total da celulose para que aja a formação de glicose no processo de hidrólise. Dessa forma, o bagaço deve ser quantificado em função da quantidade de celulose, hemicelulose e lignina, pois são os principais agentes responsáveis pela reação do processo. Além disso, o processo será dividido

no pré-tratamento, lavagem, hidrólise da celulose e separação do licor de hexoses, como descrito na figura 6.

Tendo como base a descrição da composição elementar mostrada no quadro 8, é possível calcular a quantidade de cada um dos componentes da simulação, como descrito abaixo.

Quadro 25 - Dados de entrada para produção de etanol de segunda geração

Parâmetro calculado	Porcentagem de bagaço (%)			Unidade
	50	70	100	
Bagaço (50% de umidade)	26,10	36,54	52,20	t/h
Celulose	11,48	16,08	22,97	t/h
Hemicelulose	6,73	9,43	13,47	t/h
Lignina	7,36	10,30	14,72	t/h

Fonte: O Autor, 2019.

4.4.1 Simulação do pré-tratamento

O processo de pré-tratamento escolhido teve como base a reação com ácido diluído mostrado no quadro 4, sendo o processo chamado de hidrólise ácida. Essa escolha foi feita devido a possibilidade de modelagem do processo em função do bagaço disponível. A simulação realizada consiste na separação estrutural do bagaço em uma pasta de lignina e celulose da quantidade de hemicelulose do resíduo. Para isso, as reações descritas no tópico de pré-tratamento devem ocorrer.

Para a formação de pentose, foram utilizadas as modelagens descritas pelas equações 4.5 e 4.6. Os parâmetros da equação 4.6 são a composição inicial de xilano do bagaço (CX_{n_0}) e sua razão de água-bagaço (WSR). O tempo de reação dos processos foi dado como o tempo máximo descrito no quadro 4, sendo o tempo mais eficiente encontrado. Os parâmetros para formação de pentose na reação da hemicelulose com a água são descritos abaixo no quadro 26.

$$M = M_0 e^{-k_2 t} + \alpha P_0 \left(\frac{k_1}{k_2 - k_1} \right) (e^{-k_1 t} - e^{-k_2 t}) \quad (4.5)$$

$$P_0 = \left(\frac{150 \cdot CX_{n_0}}{132 \cdot WSR} \right) \cdot 10 \quad (4.6)$$

Os parâmetros cinéticos de formação e decomposição da pentose, assim como a formação de glicose e inibidores da reação como o ácido acético e a formação de furfural foram baseados no trabalho desenvolvido por Aguilar et al. (2002) e Dias (2008), que coletaram experimentalmente as melhores proporções para a reação completa.

Quadro 26 - Parâmetros iniciais para formação de pentose

Parâmetros cinéticos considerados	Valor	Unidade
M_0	0	g/L
CX_{n_0}	20,6	g/L
WSR	10	g/g
P_0	23,41	g/L
k_1	0,1885	min^{-1}
k_2	0,0021	min^{-1}
α	0,973	g/g

Fonte: O Autor, 2019.

Para a formação da glicose, foi utilizada a modelagem mostrada na equação 4.7, onde todas as constantes consideradas foram descritas no tópico sobre o pré-tratamento e são mostradas no quadro 27 a seguir.

$$G = G_0 e^{-k_2 t} + \alpha_g G_{n_0} \left(\frac{k_1}{k_2 - k_1} \right) (e^{-k_1 t} - e^{-k_2 t}) \quad (4.7)$$

Quadro 27 - Parâmetros iniciais para formação de glicose

Parâmetros cinéticos considerados	Valor	Unidade
G_0	0	g/L
G_{n_0}	43,2	g/L
k_1	0,0357	min^{-1}
k_2	0,00029	min^{-1}
α_g	0,121	g/g

Fonte: O Autor, 2019.

Para a decomposição da hemicelulose em ácido acético, foi calculada a concentração final de ácido acético descrito pela equação 4.8, onde os parâmetros iniciais estão descritos no quadro 28.

$$A_c H = A_{c_0} (1 - e^{-k_1 t}) \quad (4.8)$$

Quadro 28 - Parâmetros iniciais para formação de ácido acético

Parâmetros cinéticos considerados	Valor	Unidade
A_{c_0}	3,65	g/L
k_1	1,55	min^{-1}

Fonte: O Autor, 2019.

Por fim, foi calculada a decomposição da pentose transformada em furfural, que pode ser descrito pela equação 4.9. Os parâmetros cinéticos dessa reação estão descritos no quadro 29 e, com isso, conclui-se todas as reações que ocorrem no pré-tratamento.

$$F = F_0 (1 - e^{-k_1 t}) \quad (4.9)$$

Quadro 29 - Parâmetros iniciais para formação de furfural

Parâmetros cinéticos considerados	Valor	Unidade
F_0	2,96	g/L
k_1	0,008	min^{-1}

Fonte: O Autor, 2019.

A partir das informações dadas, foi possível calcular a eficiência de reação do bagaço no pré-tratamento, obtendo assim a eficiência relativa a cada uma das transformações. Dessa forma, quadro 30 mostra os resultados encontrados para o cálculo do rendimento geral do processo.

Com as eficiências de reação do processo de pré-tratamento calculadas, se faz necessário calcular a quantidade de cada insumo para que ocorra a reação. O processo de pré-tratamento ocorreu com ácido diluído, na proporção de 2 g H_2SO_4 para cada 100 g de licor produzido, totalizando um acúmulo de 2% de ácido no reator com um tempo de reação de 10 minutos. A reação deve ocorrer a uma temperatura de 122°C e 2 bar. Com isso, a energia necessária para que a reação ocorra com essas propriedades foi cedida pelo vapor de reação do processo, que foi quantificado com base na quantidade de vapor introduzido no experimento realizado por Dias (2008). A água de lavagem foi dada como duas vezes a vazão de biomassa, como descrito pela equação 3.36 e 80% dessa água foi filtrada para formação do licor de pentose.

Quadro 30 - Eficiência do processo de pré-tratamento

Eficiência de reação	Valor	Unidade
Pentose inicial	81,41	%
Glicose a partir da hemicelulose	1,24	%
Ácido acético a partir da hemicelulose	2,90	%
Furfural a partir da pentose	1,19	%
Pentose final	80,22	%
Hemicelulose não reagida	14,45	%

Fonte: O Autor, 2019.

O quadro 31 mostra os resultados encontrados para a reação de pré-tratamento da biomassa para os três cenários mencionados. O licor de pentose obtido contém cerca de 9% em massa de pentose, que servirá para fermentação e produção de etanol de segunda geração. Contudo, a eficiência de fermentação da pentose é considerada muito menor, quando comparada com a fermentação da glicose.

Quadro 31 - Simulação do pré-tratamento

Resultados obtidos	Valor			Unidade
	50%	70%	100%	
Vapor de reação (122°C e 2 bar)	9,46	15,45	18,92	t/h
Hemicelulose reagida	5,76	8,07	11,52	t/h
Pentose filtrada	4,62	6,47	9,24	t/h
Água de lavagem	52,2	73,08	104,4	t/h
Licor de pentose	47,33	66,26	94,65	t/h
Ácido sulfúrico	0,95	1,33	1,89	t/h
Água não filtrada	10,44	14,62	20,88	t/h

Fonte: O Autor, 2019.

4.4.2 Deslignificação

A deslignificação será realizada através da patente DHR, como já foi mencionado. Com isso, a quantidade da mistura *Organosolv* a ser usada será igual a cinco vezes a vazão mássica do material lignocelulósico que entrará no reator para separação da celulose e da lignina. Dessa forma, a mistura estará no limite estabelecido pela patente, como descrito pela equação 3.36, e poderá ser usada, sendo composta de 50% de etanol e 50% de água.

Para que a separação da lignina ocorra corretamente, é necessário aquecer e elevar a pressão da solução da reação a níveis entre 180 a 195°C e de 17 a 25 bar. Com isso, de forma a manter uma razão de segurança do processo, escolheu-se o aquecimento a 180°C e uma pressurização de 19 bar (DIAS, 2008). Por fim, como a pasta de celulose passa por dois filtros separadores, assim como a adição da água de lavagem descrita pela equação 3.35, considerou-se uma eficiência de filtragem de 90% das celuloses iniciais. O resultado da quantificação dos principais insumos da deslignificação é ser descrita no quadro abaixo.

Quadro 32 - Simulação da deslignificação

Resultados obtidos	Valor			Unidade
	50%	70%	100%	
Material lignocelulósico	18,84	26,38	37,69	t/h
Mistura <i>Organosolv</i>	94,2	131,9	188,45	m³/h
Água de lavagem	22,96	32,16	45,94	t/h
Celulose não filtrada	1,15	1,61	2,29	t/h
Água não filtrada	4,59	6,43	9,19	t/h
Suspensão de celulose	28,7	40,2	57,42	t/h

Fonte: O Autor, 2019.

4.4.3 Hidrólise

A etapa final da produção de etanol celulósico consiste na hidrólise da pasta de celulose resultante de forma a se obter açúcares fermentáveis que serão misturados ao mosto inicial da usina. Para isso, como existem várias formas de realizar a hidrólise, foi escolhido o processo de hidrólise por ácido diluído, por ter uma alta eficiência de processo e por ter como insumo em comum com o processo de pré-tratamento, no caso do ácido sulfúrico. Além disso, como houve a separação da lignina no tópico anterior, a formação de inibidores é muito reduzida, o que viabiliza a escolha.

O processo de hidrólise por ácido diluído se inicia com a adição da suspensão de celulose no reator de hidrólise, assim como água de diluição o suficiente para que a massa de celulose do processo seja 10% da massa total do licor. Além disso, deve ser adicionada uma quantidade igual a 0,07% da massa total do sistema equivalente ao ácido. Com isso, a mistura deve ser aquecida a 205 °C e pressurizada até atingir 30 bar (pressão de saturação da mistura).

Quadro 33 - Simulação da hidrólise

Resultados obtidos	Valor			Unidade
	50%	70%	100%	
Suspensão celulósica	28,70	40,20	57,42	t/h
Água de diluição	74,55	104,42	149,17	t/h
Ácido sulfúrico	0,072	0,101	0,145	t/h
Sólidos não reagidos	2,00	2,81	4,01	t/h
Licor de hexoses	101,32	141,91	202,72	t/h

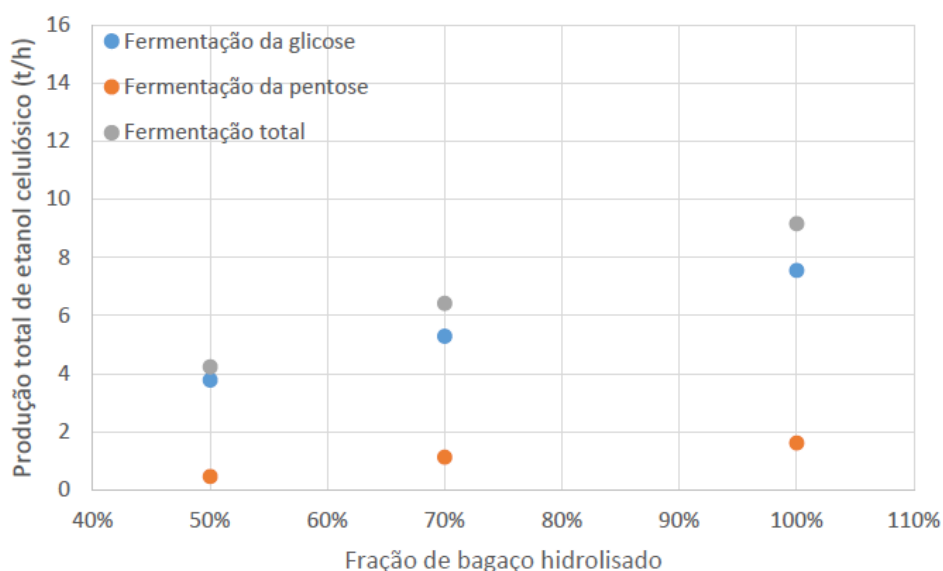
Fonte: O Autor, 2019.

Para o procedimento descrito acima, no quadro 33, foram obtidos os resultados da hidrólise feita, assim como a quantidade de insumo utilizado. A celulose do reator foi convertida em glicose, formando o licor de hexoses. O rendimento de obtenção de glicose foi dado como 80,6%. Já a decomposição da glicose em hidroximetilfurfural (HMF) foi considerada no processo, com uma taxa de conversão igual a 2%. Esses valores foram obtidos experimentalmente em pesquisas de hidrólise por ácido diluído e foram dados como parâmetros iniciais nesse trabalho (DIAS, 2008).

O licor de hexoses obtido contém aproximadamente 8,1% em massa de glicose, do último resultado mostrado no quadro 32, para os três cenários. Porém, para ser misturado ao caldo de açúcares inicial da usina, o mesmo deve ser concentrado até atingir cerca de 65% em massa de glicose no licor. Com isso, o licor está pronto para ser fermentado e destilado, produzindo etanol de segunda geração.

Para quantificar a produção de etanol de segunda geração, foi considerado o rendimento de fermentação da glicose na faixa de 0,511 g de etanol / g glicose, com um rendimento de fermentação de 90% (DIAS, 2008) e a eficiência de fermentação de pentoses igual na faixa de 0,12 g de etanol / g de pentose (MORAES et al., 2013). Com isso, utilizando a massa total de glicose obtida na hidrólise e pentose referente ao pré-tratamento, é possível calcular a produção final de etanol celulósico. A massa de glicose do processo de hidrólise resultou em 8,1% do licor de hexose mostrado no quadro 33. Já a massa de pentose do processo de pré-tratamento equivale a 9% da massa total do licor de pentoses mostrado no quadro 31. Dessa forma, a figura 9 mostra a quantidade final do etanol adicional produzido pela quantidade de bagaço hidrolisado, sendo a soma da fermentação dos dois açúcares mencionados.

Figura 11 - Resultado da produção de etanol de segunda geração em função da quantidade de bagaço utilizado



Fonte: O Autor, 2019.

4.4.4 Consumo de insumos e água totais

Levando em consideração os resultados obtidos nas simulações descritas nos quadros 31, 32 e 33, é possível quantificar o gasto resultante de água (para lavagem dos filtros e diluição no reator) e insumos (mistura *Organosolv* e ácido sulfúrico) necessários para se produzir o licor de hexoses final. O quadro 34 mostra os valores de cada consumo, para todas as quantidades de bagaço calculado.

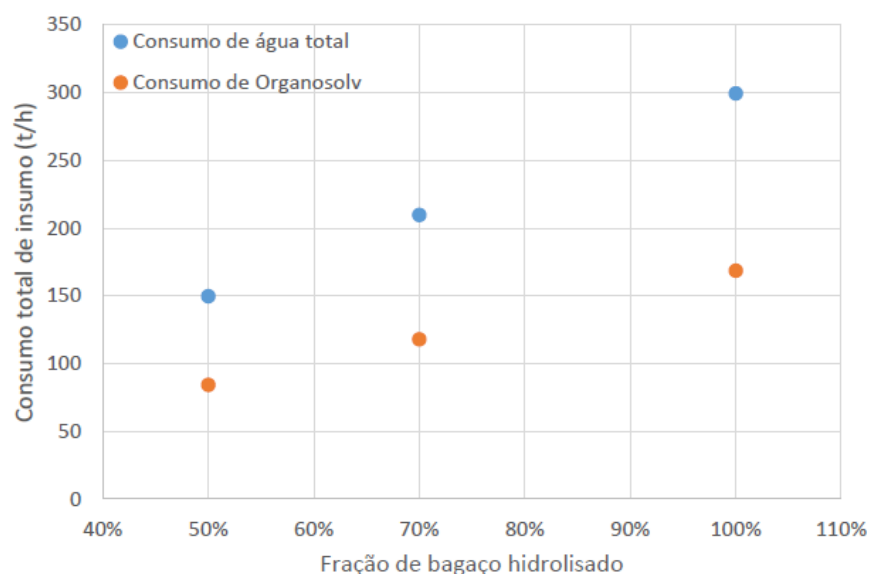
Quadro 34 - Quantificação do consumo total de insumos

Insumos do processo	Valor			Unidade
	50%	70%	100%	
Água de lavagem das pentoses	52,20	73,08	104,40	t/h
Ácido sulfúrico do pré-tratamento	0,95	1,33	1,89	t/h
Solução <i>Organosolv</i>	94,2	131,9	188,45	m ³ /h
Água de lavagem da deslignificação	22,96	32,16	45,94	t/h
Água de diluição da hidrólise	74,55	104,42	149,17	t/h
Ácido sulfúrico da hidrólise	72,00	101,00	145,00	kg/h

Fonte: O Autor, 2019.

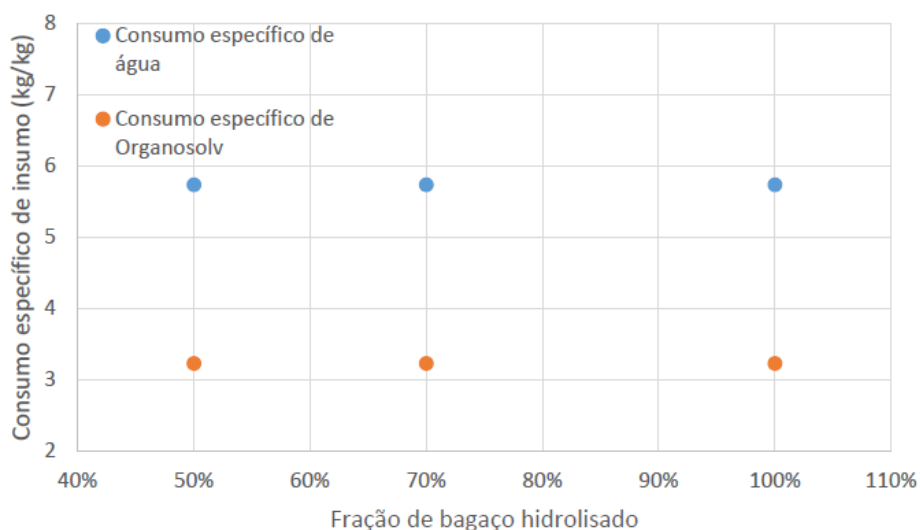
De forma a se ter ideia do consumo geral de insumos em relação a quantidade de bagaço utilizado, as figuras 10 e 11, mostradas abaixo, relacionam o consumo total de água e da mistura *Organosolv* pela a fração de bagaço hidrolisado, assim como o consumo específico do processo, respectivamente. O resultado mostra que a quantidade de etanol de segunda geração produzido é diretamente proporcional ao consumo dos principais insumos do processo, tendo aproximadamente o mesmo percentual de crescimento.

Figura 12 - Quantificação total do consumo de insumos



Fonte: O Autor, 2019.

Figura 13 - Quantificação específica do consumo de insumos



Fonte: O Autor, 2019.

É possível concluir, como o esperado, que o consumo total de água é superior ao consumo da mistura *Organosolv*. Em termos de específicos, são necessários cerca de 3,23 kg de mistura *Organosolv* e cerca de 5,74 kg de água por kg de bagaço hidrolisado. Quando comparado com os dados obtidos por Dias (2008), o consumo da mistura *Organosolv* se aproxima dos resultados de sua pesquisa. Porém, o consumo de água do processo simulado é maior que o encontrado em seu trabalho. Isso se deve ao fato da simulação feita no presente trabalho não considerar a integralização da produção de etanol de primeira e segunda geração, não ocorrendo o reaproveitamento de água para realização dos procedimentos.

4.4.5 Consumo de energia do processo

A quantificação do consumo de energia foi feito baseado no aquecimento do vapor da etapa de pré-tratamento, descrito no tópico 4.4.1. Além disso, também foi contado o aquecimento da mistura *Organosolv* e o composto celulignina na etapa de deslignificação, mostrado no tópico 4.4.2. Adicionalmente, houve aumento de temperatura para a pasta de celulose no processo de hidrólise, referente ao tópico 4.4.3. Por fim, a análise energética considerou o resfriamento do licor de hexose, para que seja possível realizar a mistura com o caldo. O quadro 35 mostra o resultado da quantificação da carga térmica para os cenários propostos.

Quadro 35 - Consumo de energia para produção de etanol de segunda geração

Corrente	Temperatura (°C)		Carga térmica (kW)		
	Inicial	Final	50%	70%	100%
Vapor de água para o pré-tratamento	25	122	6.852	11.177	13.705
Aquecimento da mistura <i>Organosolv</i> e celulignina	122	180	6.922	9.692	13.847
Aquecimento da suspensão de celulose na hidrólise	180	205	855	1.198	1.711
Resfriamento do licor de hexose	205	25	18.207	25.502	36.429

Fonte: O Autor, 2019.

Os resultados obtidos no quadro 35 também foram calculados no *software* EES, baseados nas propriedades termodinâmicas da água e do etanol, presentes na simulação. As propriedades referentes a mistura *Organosolv*, celulignina e a suspensão de celulose, como o poder calorífico, foram baseados nos dados usados na simulação dos mesmos compostos nos trabalhos desenvolvidos por Albarelli (2013) e Dias (2008).

Segundo a quantificação do consumo de energia realizada na simulação, conclui-se que a produção de etanol de segunda geração requer uma quantidade muito mais significativa de consumo dos principais insumos (água de lavagem, água de diluição, mistura *Organosolv* e ácido sulfúrico), quando comparado com a quantidade de energia necessária para que as reações ocorram. Dessa forma, para uma usina integrada com produção de etanol de primeira e segunda geração, a quantidade de energia necessária para realização dos processos é inferior aos padrões de energia para produção de etanol comum.

4.5 Integração dos sistemas

De forma a unir a geração de energia elétrica a partir do sistema de cogeração com a produção de etanol de segunda geração, primeiramente utilizou-se das equações mostradas no tópico sobre a demanda de vapor do sistema de cogeração e a sobra do bagaço restante. Além disso, os parâmetros iniciais de ambos os sistemas foram considerados iguais aos parâmetros fornecidos na simulação exclusiva dos dois cenários.

A razão da vazão mássica de vapor necessário para produzir energia elétrica capaz de manter a usina em funcionamento, dada pela equação 3.39, pode ser calculada, levando em consideração o PCI encontrado na equação 4.2, a eficiência da caldeira escolhida como a mais eficiente (caldeira com o economizador e pré-aquecedor) e as entalpias de entrada e saída da água. Dessa forma, a razão é calculada como:

$$\frac{\dot{m}_{vapor}}{\dot{m}_{combustível}} = \frac{12.972 \times 0,7689}{(3416 - 1236)} = 4,574 \text{ (adimensional)} \quad (4.40)$$

Além disso, a quantidade de vapor necessário para manter o sistema em funcionamento foi calculada, utilizando a equação 3.40. O consumo específico de vapor, dado em kg/ tonelada de cana-de-açúcar, é um dado industrial, senso usado como cerca de 501,9 kg/t, o que foi considerado como o vapor necessário para movimentar toda a parte elétrica da usina proposta (SANTOS, 2012). Já a quantidade de cana-de-açúcar coletada foi obtida no levantamento de biomassa disponível, no quadro 7. Com isso, o consumo horário de vapor é dado por:

$$\dot{m}_{vapor \text{ horário}} = \frac{501,9 \times 208,8}{1.000} = 104,8 \left(\frac{t}{h} \right) \quad (4.41)$$

Por fim, foi possível encontrar o consumo horário de bagaço necessário para manter a usina em funcionamento, utilizando a equação 4.42. Os valores para o cálculo são os resultados encontrados na equação 4.10 e 4.11. Desse modo, tem-se:

$$\dot{m}_{bagaço \text{ necessário}} = \frac{104,8}{4,574} = 22,91 \left(\frac{t}{h} \right) \quad (4.42)$$

A equação 4.42 comprova que, para a safra de 2017/2018 da usina proposta, haverá bagaço de cana-de-açúcar o suficiente para geração de energia elétrica no

sistema de cogeração, além de bagaço restante que pode ser utilizado para geração adicional de energia elétrica ou produção de etanol de segunda geração. A vazão mássica de bagaço restante pode ser calculada, como mostrado pela equação 4.43, onde 52,2 (t/h) é a vazão total de bagaço disponível.

$$\dot{m}_{bagaço_{etanol}} = 52,20 - 22,91 = 29,29 \left(\frac{t}{h} \right) \quad (4.43)$$

O resultado obtido mostra que aproximadamente 44% do bagaço deve ser destinado para produção de energia elétrica do sistema para moagem do bagaço disponível da usina, enquanto que 56% da biomassa coletada é dada como matéria excedente, que pode ser usada para produção de etanol de segunda geração.

4.5.1 Simulação do sistema de cogeração integrado

A simulação do sistema de cogeração integrado consistiu do uso do ciclo Rankine viável mais eficiente encontrado no tópico da análise energética dos sistemas de cogeração (utilização da caldeira com economizador de água e pré-aquecedor de ar). Os parâmetros iniciais do sistema foram descritos nos quadros 13 e 14. Porém, a vazão mássica de combustível foi definida como necessário para integração do sistema, encontrado na equação 4.42.

O quadro 36 mostra os parâmetros termodinâmicos calculados no *software* EES para a caldeira com um economizador e um pré-aquecedor acoplados. Os resultados obtidos mostram que são produzidos cerca de 3,45 vezes a vazão mássica de vapor, em relação a vazão mássica de bagaço. Essa quantidade pode ser entendida devido à alta eficiência proposta para a caldeira com o economizador e o pré-aquecedor, além das especificações impostas para o vapor de saída.

Quadro 36 - Simulação do sistema de cogeração integrado

Fluido de trabalho		Vazão mássica (kg/s)	Temperatura (K)	Pressão (kPa)	Entalpia (kJ/kg)
Água	Entrada	21,96	396,8	6500	524,4
	Intermediário	21,96	553	6500	1236
	Vapor	21,96	773	6500	3416
Ar	Entrada	46,81	301,52	101	302
	Intermediário	52,81	550	101	555,4
Gases	Intermediário 1	52,81	1084,5	101	1144
	Intermediário 2	52,81	823	101	848
	Saída	52,81	615	101	623,5
Bagaço	Entrada	6,364	298	-	-
	Cinzas	0,36	1084,5	-	707,8

Fonte: O Autor, 2019.

O dimensionamento do conjunto turbo-gerador, do condensador e da bomba elétrica também seguiram os passos descritos nos tópicos sobre as simulações desses sistemas. Os quadros 37, 38 e 39 mostram os parâmetros termodinâmicos calculados para esses equipamentos, considerando a integração das duas tecnologias. As condições iniciais de todos os sistemas foram iguais as condições propostas nas simulações sem a integralização.

Quadro 37 - Simulação do conjunto turbo-gerador integrado

Parâmetros calculados	Entrada	Saída	Unidade
Temperatura	773	404,4	K
Pressão	6500	250	kPa
Entalpia	3416	2764,56	kJ/kg
Título	0	0,9607	-
Potência gerada			
Potência mecânica	14,31		MW
Potência elétrica	14,02		MVA

Fonte: O Autor, 2019.

Quadro 38 - Simulação do condensador integrado

Parâmetros calculados	Entrada	Saída	Unidade
Temperatura	404,4	404,4	K
Pressão	250	250	kPa
Entalpia	2764,56	649,2	kJ/kg
Título	0,9607	0	-
Potência gerada			
Potência térmica	46,45		MW

Fonte: O Autor, 2019.

Quadro 39 - Simulação da bomba integrada

Parâmetros calculados	Entrada	Saída	Unidade
Temperatura	404,3	404,3	K
Pressão	250	6500	kPa
Entalpia	535,3	540,1	kJ/kg
Eficiência do sistema			
Eficiência isentrópica	0,9		-
Potência consumida			
Potência mecânica	104,6		kW

Fonte: O Autor, 2019.

Por fim, o quadro 40 mostra o resultado obtido para a geração de energia elétrica do sistema de cogeração integrado. O valor obtido deve ser totalmente utilizado para o acionamento das moendas e a parte elétrica da usina, não havendo excedente.

Quadro 40 - Eficiência do sistema de cogeração integrado

Parâmetros calculados	Valor	Unidade
Potência elétrica	13,92	MVA
Potencial de combustão do bagaço	82,55	MW
Eficiência global	0,1686	-

Fonte: O Autor, 2019.

4.5.2 Simulação do sistema de produção de etanol integrado

De maneira similar ao dimensionamento do sistema de produção de etanol celulósico mostrado no tópico 4.4, foi realizada as simulações do pré-tratamento, deslignificação e hidrólise do sistema, considerando a vazão mássica de etanol restante calculada na equação 4.43. O caso de integralização da usina entre os processos propostos resultou em uma quantidade similar ao cenário 1 da simulação de produção de etanol de segunda geração sem integralização, valor este igual a 50% do bagaço total.

Foram utilizados 29,29 (t/h) de bagaço para ser hidrolisado, cerca de 56,11% do bagaço total disponível. As eficiências do processo de pré-tratamento são as mesmas calculadas no quadro 30 e os rendimentos de filtragem e hidrólise da celulose, assim como da fermentação da glicose também são considerados iguais aos já mencionados. Dessa forma, os quadros 41, 42 e 43 mostram as simulações realizadas para a produção de etanol celulósico no cenário da usina integrada.

Os resultados encontrados nas seguintes simulações são similares ao calculados para o cenário 1 da análise energética dos sistemas de produção de etanol celulósico. O licor final de hexose obtido na simulação também contém aproximadamente 8,1% de glicose resultante da hidrólise. Igualmente, o resultado da simulação do pré-tratamento contém cerca de 9% de pentoses fermentáveis.

Quadro 41 - Simulação do pré-tratamento integrado

Resultados obtidos	Valor	Unidade
	56,11%	
Vapor de reação (122°C e 2 bar)	10,62	t/h
Hemicelulose reagida	6,46	t/h
Pentose filtrada	5,19	t/h
Água de lavagem	58,58	t/h
Licor de pentose	52,53	t/h
Ácido sulfúrico	1,05	t/h
Água não filtrada	11,72	t/h

Fonte: O Autor, 2019.

Quadro 42 - Simulação da deslignificação integrada

Resultados obtidos	Valor	Unidade
	56,11%	
Material lignocelulósico	21,15	t/h
Mistura <i>Organosolv</i>	105,74	m ³ /h
Água de lavagem	25,78	t/h
Celulose não filtrada	1,29	t/h
Água não filtrada	5,16	t/h
Suspensão de celulose	32,22	t/h

Fonte: O Autor, 2019.

O quadro 44 mostra a quantidade de energia necessária para que a reação ocorra nas temperaturas determinadas anteriormente. Similar aos cenários obtidos para análise energética de produção de etanol celulósico, a quantidade de energia térmica calculada para o caso de 56,11% do bagaço utilizado é menor que a energia envolvida no sistema de cogeração, sendo os insumos o maior gasto do processo.

Quadro 43 - Simulação da hidrólise integrada

Resultados obtidos	Valor	Unidade
	56,11%	
Suspensão celulósica	32,22	t/h
Água de diluição	83,69	t/h
Ácido sulfúrico	0,0812	t/h
Sólidos não reagidos	2,25	t/h
Licor de hexoses	113,70	t/h

Fonte: O Autor, 2019.

Quadro 44 - Carga térmica para produção de etanol no sistema integrado

Corrente	Temperatura (°C)		Carga térmica (kW)
	Inicial	Final	56,11%
Vapor de água para o pré-tratamento	25	122	7.686
Aquecimento da mistura <i>Organosolv</i> e celulignina	122	180	7.770
Aquecimento da suspensão de celulose na hidrólise	180	205	960
Resfriamento do licor de hexose	205	25	20.432

Fonte: O Autor, 2019.

Os resultados obtidos estão dentro dos padrões estabelecidos na análise energética realizada para os três cenários. Além disso, considerando o rendimento de fermentação mencionado no tópico da análise energética dos sistemas de produção de etanol celulósico, foi calculada a quantidade de etanol final produzido para o caso do bagaço restante.

O quadro 45 mostra as quantidades de pentose e glicose finais do processo, assim como a quantidade de etanol produzido, considerando a eficiência de 0,511 g de etanol / g de glicose e 0,12 g de etanol / g de pentose, com rendimento de 90%.

Quadro 45 - Produção de etanol de segunda geração no sistema integrado

Resultados obtidos	Valor	Unidade
Pentose final	5,19	t/h
Glicose final	9,17	t/h
Etanol de segunda geração	4,78	t/h

Fonte: O Autor, 2019.

A quantidade total de produção de etanol de primeira geração pode ser dada como aproximadamente 90 litros de etanol por tonelada de cana-de-açúcar consumida (NOVACANA, 2019b). Dessa forma, para produção de 208,8 toneladas de cana-de-açúcar por hora, calculado no levantamento mostrado no quadro 7, tem-se cerca de 18.792 litros de etanol produzidos por hora na usina convencional proposta.

O resultado do quadro 45 mostra que há uma produção adicional de 4,78 toneladas de etanol por hora. Ou seja, há uma produção extra de 6.058,3 litros por hora, caso seja utilizado 56,11% do bagaço para este fim. Com isso, a usina alcançará uma produção final com 32,22% a mais de etanol sem ser necessário aumentar a área de cultivo de cana-de-açúcar. Este resultado é maior que o encontrado por Dias (2008), sendo a produção de etanol adicional cerca de 21% a mais que a produção convencional do sistema. O aumento do rendimento está relacionado com a utilização da pentose no processo de fermentação, o qual se tornou possível nos últimos anos, mesmo com a eficiência de fermentação baixa.

5 CONCLUSÃO

Este trabalho teve por objetivo realizar análises energéticas e quantificação dos insumos utilizados de dois possíveis cenários referentes ao uso do bagaço da cana-de-açúcar: queima direta através de um sistema de cogeração para geração de energia elétrica e produção de etanol de segunda geração por meio de processos químicos de hidrólise. Além disso, foi simulado um terceiro cenário onde houve a alocação do bagaço para produzir eletricidade apenas para o funcionamento da usina proposta e a biomassa restante foi destinada para produção de etanol celulósico.

O sistema proposto para realização da análise consistiu em uma usina hipotética convencional produtora de etanol localizada em Pernambuco. O levantamento do cultivo da cana-de-açúcar e a obtenção do bagaço disponível foi feito baseado nos dados da safra de 2017/2018 e a quantidade de usinas localizadas no estado de Pernambuco. O levantamento feito mostrou que foram produzidos, em média, 208,8 toneladas de cana-de-açúcar/hora, assim como a disponibilidade de 52,2 toneladas de bagaço/hora. Esses dados serviram de base para as simulações energéticas realizadas.

O primeiro cenário consistiu na queima direta das 52,2 toneladas de bagaço/hora de forma a servir como combustível de um sistema de potência a vapor. Os cálculos foram realizados através dos *softwares* EES e Microsoft Excel, baseados nos dimensionamentos feitos na fundamentação teórica e nos rendimentos de operação referentes aos equipamentos do sistema. A análise energética mostrou que para a queima direta da totalidade da biomassa disponível, são fornecidos 188,1 MW de potência térmica para o sistema de potência a vapor e são gerados 31,72 MVA de potência elétrica, resultando em uma eficiência energética de 16,86%.

O segundo cenário foi destinado exclusivamente para produção de etanol celulósico, sendo realizado para três possíveis alocações de bagaço disponível (50%, 70% e 100% do total de bagaço produzido na usina). A análise da produção de etanol de segunda geração foi dividida na simulação do pré-tratamento, deslignificação e na hidrólise. Para cada uma das simulações, foi quantificado o total de insumos utilizados e a energia térmica necessária para que ocorram as reações químicas. As simulações levaram em consideração a caracterização do bagaço utilizado, assim como a composição química do mesmo.

Os resultados do segundo cenário mostraram que são produzidos 4,23, 6,41 e 9,16 toneladas de etanol/hora para 50%, 70% e 100% do bagaço total disponível sendo utilizado, resultando numa eficiência de 16,02%, 17,55% e 17,55%, respectivamente. O cálculo do uso dos insumos mostrou que o consumo específico de água para produção de etanol celulósico foi de 5,73 kg de água por kg de bagaço hidrolisado. Além disso, são necessários 3,22 kg da solução *Organosolv* por kg de bagaço hidrolisado, constantes para os três casos. A análise energética resultou no consumo de 14,63 MW, 22,07MW e 29,26 MW de energia térmica para o aquecimento das misturas e 18,21MW, 25,50 MW e 36,43 MW de energia térmica no resfriamento.

A alocação do bagaço foi feita tomando como base a quantidade média de vapor necessário para manter toda a usina em funcionamento (501,9 kg de vapor/ tonelada de cana-de-açúcar). Com isso, foi possível encontrar a quantidade de vapor produzido pelo sistema de cogeração proposto (104,8 toneladas/ hora) e a quantidade de bagaço necessário para produção desse vapor (22,91 toneladas/hora). Por fim, foi encontrada a quantidade de bagaço disponível para o sistema de produção de etanol celulósico (29,29 toneladas/hora).

O terceiro cenário utilizou 22,91 toneladas de bagaço/hora para geração de energia elétrica, produzindo um potencial térmico de 82,55 MW e gerando 13,92 MVA de eletricidade para o funcionamento do sistema. O sistema de produção de etanol celulósico utilizou 29,29 toneladas/hora de bagaço, produzindo 4,78 toneladas de etanol/hora, tendo um rendimento de 16,3%. A análise energética mostrou que são necessários 16,42 MW de energia térmica para o aquecimento da mistura e 20,43 MW de energia para o resfriamento.

Como sugestão para trabalhos futuros, é possível realizar uma análise financeira dos cenários propostos, considerando o preço de venda da energia excedente e a valorização do litro de etanol produzido, calculando a viabilidade econômica dos sistemas. Na mesma linha de raciocínio, é importante realizar um estudo exegético dos sistemas, de forma que seja possível aplicar os princípios da termo economia.

REFERÊNCIAS

- AGBOR, Valery B. e colab. Biomass pretreatment: Fundamentals toward application. **Biotechnology Advances**, v. 29, n. 6, p. 675–685, Nov 2011.
- AGUILAR, R e colab. Kinetic study of the acid hydrolysis of sugar cane bagasse. **Journal of Food Engineering**, v. 55, n. 4, p. 309–318, Dez 2002.
- ALBARELLI, Juliana Queiroz. **Produção de açúcar e etanol de primeira e segunda geração: simulação, integração energética e análise econômica**. 2013. Tese (Doutorado) – Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2013.
- ANEEL. **Atlas de energia elétrica do Brasil**. Brasília, 2008.
- ARNAO, Juan Harold Sosa. **Caldeiras aquatubulares de bagaço** – estudo do sistema de recuperação de energia. 2007. Tese (Doutorado) – Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2007.
- BANCO NACIONAL DE DESENVOLVIMENTO ECONÔMICO E SOCIAL. Centro de Gestão e Estudos Estratégicos (Org.). **Bioetanol de cana-de-açúcar: energia para o desenvolvimento sustentável**. 1. ed. Rio de Janeiro: Departamento de Divulgação do BNDES, 2008.
- CARPIO, Lucio Guido Tapia e SOUZA, Fabio Simone de. Optimal allocation of sugarcane bagasse for producing bioelectricity and second generation ethanol in Brazil: Scenarios of cost reductions. **Renewable Energy**, v. 111, p. 771–780, 2017.
- ÇENGEL, Yunus A. e BOLES, Michael A. **Termodinâmica**. 7. ed. Porto Alegre: Mc Graw Hill, 2013.
- COMPANHIA NACIONAL DO ABASTECIMENTO. **Acompanhamento da safra brasileira: cana-de-açúcar**. Brasília: CONAB, 2018.
- DIAS, Marina Oliveira de Souza. **Simulação do processo de produção de etanol a partir do açúcar e do bagaço, visando a integração do processo e a maximização da produção de energia e excedentes do bagaço**. 2008. Dissertação (Mestrado) – Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2008.
- DIAS, Marina O.S. *et al.* Integrated versus stand-alone second generation ethanol production from sugarcane bagasse and trash. **Bioresource Technology**, v. 103, n. 1, p. 152–161, jan. 2012.
- DRABER, Katia Maria Mandu. **Etanol de segunda geração já é realidade**. 2013. TCC (Graduação) – Universidade de São Paulo, Lorena, 2013.
- GAMA, Lucas Vianna. **Análise energética e financeira de um sistema de cogeração**. 2018. TCC (Graduação) – Departamento de Engenharia Mecânica, Universidade Federal de Pernambuco, Recife, 2018.

GRANBIO. **GraalBio anuncia primeira planta de etanol celulósico do Hemisfério Sul**. Disponível em: <http://www.granbio.com.br/graalbio-anuncia-primeira-planta-de-etanol-celulosico-do-hemisferio-sul/>. Acesso em: 25 maio 2019.

HAMELINCK, Carlo N e HOOIJDONK, Geertje Van e FAAIJ, André PC. Ethanol from lignocellulosic biomass: techno-economic performance in short-, middle- and long-term. **Biomass and Bioenergy**, v. 28, n. 4, p. 384–410, abr. 2005.

IEA. **Total Final Consumption (TFC) by source**. Disponível em: <https://www.iea.org/statistics/?country=WORLD&year=2016&category=Energy%20consumption&indicator=TFCbySource&mode=chart&dataTable=BALANCES>. Acesso em: 21 abr. 2019.

INNOCENTE, Andréia Franco. **Cogeração a partir da biomassa residual de cana-de-açúcar**: estudo de caso. 2011. Dissertação (Mestrado) – Faculdade de Ciências Agrônômica, Universidade Estadual Paulista, Botucatu, 2011.

LORA, E. E. S. e NASCIMENTO, M. A. R. **Uso da água na produção da cana-de-açúcar e etanol**. Rio de Janeiro: Interciência, 2004.

MARTINS, Fernanda de Araújo e colab. A produção do Etanol de segunda geração a partir do bagaço da cana-de-açúcar. **Revista Latino-Americana de Inovação e Engenharia de Produção**, v. 2, n. 3, p. 5, 28 out. 2014.

BRASIL. Ministério de Minas e Energia. **Energia no Mundo (2016-2017)**. Brasília: MME, 2017.

MONTES, Ana Carolina Rodrigues. **Avaliação do processo de obtenção de etanol de 2ª geração utilizando bagaço de cana**. 2017. TCC (Graduação) – Universidade Federal de Uberlândia, Uberlândia, 2017.

MORAES, Débora Cristina e colab. Avaliação da fermentação aeróbia para produção de etanol a partir de xilose por linhagens de leveduras isoladas da casca de uva (*Vitis* spp). **Revista Brasileira de Produtos Agroindustriais**, v. 15, n. 2, p. 117–122, 30 jun. 2013.

MORAN, Michael J. e colab. **Princípios da Termodinâmica**. 7. ed. Rio de Janeiro: LTC, 2013.

NOVACANA. **Pernambuco**: lista das unidades em operação. Disponível em: https://www.novacana.com/usinas_brasil/estados/pernambuco. Acesso em: 1 maio 2019a.

NOVACANA. **Uso da água na produção da cana-de-açúcar e etanol**. Disponível em: <https://www.novacana.com/cana/uso-agua-producao-cana-etanol>. Acesso em: 14 maio 2019b.

OLIVEIRA, Luís Ricardo Martins. **Estudo de alternativas de pré-tratamento e hidrólise do bagaço e palha de cana-de-açúcar para obtenção de etanol a partir de celulose**. 2012. Tese (Doutorado) – Escola de Engenharia de Lorena,

Universidade de São Paulo, Lorena, 2012. Disponível em: <http://www.teses.usp.br/teses/disponiveis/97/97131/tde-30082013-142751/>. Acesso em: 15 maio 2019.

POTTER, Merle C. e SCOTT, Elaine P. **Ciências térmicas: termodinâmica, mecânica dos fluidos e transmissão de calor**. São Paulo: Thomson, 2007.

ROSA, Sergio Eduardo Silveira e GARCIA, Jorge Luiz Faria. **O etanol de segunda geração: limites e oportunidades**. n. 32, p. 117–156, 2009.

SANTOS, Danielle da Silveira Dos. **Produção de etanol de segunda geração por *Zymomonas mobilis* naturalmente ocorrente e recombinante, empregando biomassa lignocelulósica**. 2012. Tese (Doutorado) - Programa de pós-graduação em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos – Escola de Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2012.

SANTOS, Fernando Alves Dos. **Análise da aplicação da biomassa da cana como fonte de energia elétrica: usina de açúcar, etanol e bioeletricidade**. 2012. Dissertação (Mestrado) - Departamento de Sistemas de Potência – Universidade de São Paulo, São Paulo, 2012. Disponível em: <http://www.teses.usp.br/teses/disponiveis/3/3143/tde-05102012-105550/>. Acesso em: 15 maio 2019.

SONNTAG, Richard E. e BORGNACKE, Claus e VAN WYLEN, Gordon J. **Fundamentos da Termodinâmica**. 6. ed. São Paulo: Edgard Blücher, 2003.

TOMAZ, Washigton Luiz *et al.* Cogeração de energia a partir do bagaço da cana-de-açúcar: estudo de caso múltiplo no setor sucroalcooleiro. *In*: ENCONTRO INTERNACIONAL SOBRE GESTÃO EMPRESARIAL E MEIO AMBIENTE, 17. **Anais [...]**. 2015.

UDOP. **Aspectos gerais da cogeração**. Disponível em: <https://www.udop.com.br/index.php?item=noticias&cod=46038>. Acesso em: 22 maio 2019.

UNICA. **Moagem de cana-de-açúcar e produção de açúcar e etanol - safra 2017/2018**. Disponível em: <http://www.unicadata.com.br/historico-de-producao-e-moagem.php?idMn=32&tipoHistorico=4&acao=visualizar&idTabela=1803&safra=2015%2F2016&estado=RS%2CSC%2CPR%2CSP%2CRJ%2CMG%2CES%2CMS%2CMT%2CGO%2CDF%2CBA%2CSE%2CAL%2CPE%2CPB%2CRN%2CCE%2CPI%2CMA%2CTO%2CPA%2CAP%2CRO%2CAM%2CAC%2CRR>. Acesso em: 1 maio 2019.