

**UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ  
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO  
EM ENGENHARIA MECÂNICA**

**DISSERTAÇÃO DE MESTRADO**

# **Análise Termodinâmica de Sistemas BECCS no Setor Sucroenergético**

**Autor: Bruno da Silva Bunya**

**Orientador: Prof. Dr. Christian Jeremi Rodriguez Coronado**

**Co-orientador: Dr César Adolfo Rodriguez Sotomonte**

Itajubá, fevereiro 2022

## RESUMO

No Acordo de Paris de 2015 o Brasil se comprometeu a reduzir suas emissões de GEE (gases de efeito estufa) em 37% até 2030 e de 43% até 2050 em relação a 2005, reforçando no evento da Cúpula do Clima de 2021 suas metas de redução a emissões zero até 2050. Sistemas de bioenergia com captura de carbono e armazenagem (BECCS) serão fundamentais para que os países consigam cumprir com as metas de redução de emissões de gases estabelecidas no Acordo de Paris. O Brasil é considerado o maior produtor mundial de cana-de-açúcar com 39% de participação. Para sistemas BECCS, o método de captura de dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>) por absorção química é a abordagem mais promissora entre as tecnologias disponíveis comercialmente no curto e médio prazo. Este trabalho tem como objetivo realizar uma análise termodinâmica de diferentes configurações de um sistema BECCS com método de captura pós-combustão por absorção química (Monoetanolamina-MEA) a partir da queima do bagaço e palha de cana-de-açúcar. Softwares comerciais Aspen Plus®, Aspen Hysys® e Matlab foram utilizados para a simulação de diferentes configurações do sistema BECCS, abrangendo a combustão da biomassa, CCS (Sistema de Captura de Carbono) e sete diferentes configurações do ciclo Rankine com cogeração. Três cenários de maturidade tecnológica do processo de produção de álcool e açúcar foram considerados na análise. Método estocástico e análise paramétrica foram aplicados tendo como principais indicadores de desempenho avaliados a geração de potência elétrica líquida, captura de CO<sub>2</sub> e emissão específica por unidade de energia gerada. As análises evidenciaram um conflito entre geração de potência elétrica líquida e captura de carbono para todos os cenários e configurações avaliadas. Cenários onde há maior disponibilidade de calor em decorrência do processo de produção de álcool e açúcar serem mais eficientes permitiram favorecer a captura de carbono. Extrair vapor das turbinas para suprir a demanda térmica e elétrica do CCS juntamente com o processo implicaram em alta penalidade de potência elétrica líquida gerada pela planta.

**Palavras-chave:** BECCS, setor sucroenergético, cogeração, CO<sub>2</sub>, termodinâmica

## **Abstract**

In the 2015 Paris Agreement, Brazil pledged to reduce its GHG (greenhouse gas) emissions by 37% by 2050 and by 43% by 2030 compared to 2005, reinforcing its targets for reduction to zero emissions by 2050. Bioenergy systems with carbon capture and storage (BECCS) will be essential for countries to be able to meet the gas emission reduction targets established in the Paris Agreement. Brazil is considered the world's largest sugarcane producer with a 39% share. For BECCS systems, the carbon dioxide (CO<sub>2</sub>) capture method by chemical absorption is the most promising approach among the commercially available technologies in the short and medium term. This work aims to carry out a thermodynamic analysis of different configurations of a BECCS system with a chemical absorption post-combustion capture method (Monoethanolamine-MEA) from the burning of sugarcane bagasse and straw. Commercial software Aspen Plus®, Aspen Hysys® and Matlab were used to simulate different configurations of the BECCS system, covering biomass combustion, CCS (Carbon Capture System) and seven different configurations of the Rankine cycle with cogeneration. Three scenarios of technological maturity of the alcohol and sugar production process were considered in the analysis. Stochastic method and parametric analysis were applied having as main performance indicators evaluated the generation of net electric power, CO<sub>2</sub> capture and specific emission per unit of energy generated annually. The analyzes evidenced a tradeoff between net electric power generation and carbon capture for all evaluated scenarios and configurations. Scenarios where there is greater availability of heat as a result of the alcohol and sugar production process being more efficient have been shown to favor carbon capture. Extracting steam from the turbines to supply the thermal and electrical demand of the CCS together with the process implied a high net electrical power penalty generated by the plant.

**Key-words:** BECCS, sugarcane sector, cogeneration, CO<sub>2</sub>, thermodynamics

# Sumário

<b>1. INTRODUÇÃO .....</b>	<b>9</b>
1.1 Considerações Iniciais .....	9
1.3 Objetivos.....	12
1.4 Estrutura do trabalho.....	12
<b>2. FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA.....</b>	<b>14</b>
2.1 BECCS: Bioenergia com captura e armazenamento de carbono.....	14
2.2 Uso de resíduo de biomassa.....	18
2.2.1 Usinas cogeneradoras .....	23
2.3 Tecnologias de captura de CO <sub>2</sub> .....	27
2.3.1 Pós-Combustão.....	28
2.3.2 Absorção química.....	29
<b>3 – MÉTODO.....</b>	<b>35</b>
3.1 - Combustão da biomassa .....	39
3.2 – Ciclo a Vapor com Cogeração.....	42
3.2.1 – Análise paramétrica .....	53
3.3 Sistema de captura de carbono e compressão.....	55
<b>4 – DISCUSSÃO DOS RESULTADOS.....</b>	<b>61</b>
4.1 Combustão da biomassa.....	61
4.2 Sistema de captura de carbono.....	62
4.3 Análise paramétrica .....	65
4.4 Emissões específicas de CO <sub>2</sub> .....	70
<b>5 – CONCLUSÕES .....</b>	<b>77</b>
5.1 Trabalhos futuros .....	78
<b>6 - Referências Bibliográficas .....</b>	<b>80</b>
<b>ANEXO A – Configurações do ciclo a vapor .....</b>	<b>88</b>

## Lista de Figuras

Figura 1 – Rotas modeladas para limitar em até 1,5°C o aquecimento global com emissões zero até 2050 sob diferentes cenários de desenvolvimento humano e tecnológico. Fonte: Adaptado de (IPCC, 2018). .....	10
Figura 2 – Documentações publicadas no campo de pesquisa sobre BECCS entre 1996 e 2019. Fonte: Adaptado de (LI; LU; HUANG, 2021). .....	11
Figura 3 – Diagrama estratégico quantitativo de publicações no campo de pesquisa sobre BECCS para os períodos 1996-2007, 2008-2014 e 2015-2020. Fonte: Adaptado de (LI; LU; HUANG, 2021). .....	12
Figura 4 – Infraestrutura de um sistema de captura de carbono e armazenamento utilizando formações geológicas. Fonte: Adaptado de (WILBERFORCE et al., 2021). .....	15
Figura 5 – Esquema visual de um sistema BECCS. Fonte: Adaptado de (GLOBAL CCS INSTITUTE, 2019) .....	17
Figura 6 – Balanço de carbono para diferentes sistemas energéticos. Fonte: Adaptado de <a href="http://www.ecofriendlymag.com">www.ecofriendlymag.com</a> .....	17
Figura 7 – Balanço de energia para um sistema. ....	18
Figura 8 – Capacidade instalada de geração, por combustível, Brasil, setembro de 2020 (MW e %). Fonte: únicaUNICA (2020). .....	19
Figura 9 – Potência outorgada (MW) a partir das biomassas dentro do setor energético brasileiro. Fonte: Fonte: UNICA (2020). .....	19
Figura 10 – Evolução de produtividade média de cana-de-açúcar no Brasil entre as temporadas desde 2005 até 2020 (estimativa para dezembro). Fonte: CONAB (2020). .....	20
Figura 11 – Acompanhando do mix de produção (%) “açúcar vs etanol” entre 2009 e 2019. Fonte: (EPE, 2020). .....	21
Figura 12 – Evolução da colheita mecanizada no Brasil do período de 2007/08 até 2020/21. Fonte: CONAB (2020). .....	22
Figura 13 – Processamento da cana-de-açúcar para produção de açúcar e etanol. Fonte: Adaptado de (CGEE, 2017; SEABRA, 2008). .....	24
Figura 14 – Tecnologias de captura de CO <sub>2</sub> . Fonte: Adaptado de (IPCC, 2005). .....	28
Figura 15 – Tecnologias de captura de carbono pós-combustão. Fonte: Adaptado de (CHAO et al., 2021). .....	29
Figura 16 - Esquema típico de um sistema de absorção química. ....	33
Figura 17 – Fluxograma da metodologia percorrida neste estudo. ....	36

Figura 18 – Sistema BECCS integrado. ....	38
Figura 19 – Ambientes computacionais e respectivas finalidades no contexto de simulação da integração dos sistemas BECCS.....	39
Figura 20 – Simulação da combustão do bagaço e palha em Aspen Plus. ....	41
Figura 21 - Esquema visual dos componentes considerados na simulação da caldeira. ....	44
Figura 22 – Balanço de massa e energia sobre as fronteiras do processo. ....	46
Figura 23 - Balanço de massa e energia sobre as fronteiras do <i>reboiler</i> . ....	47
Figura 24 – Esquema genérico para as configurações REG1, REG2 e REG3.....	49
Figura 25 - Esquema genérico para as configurações ReHeat1, ReHeat2 e ReHeat3.....	50
Figura 26 – Esquema geral para a configuração “Cascata” simulada em ambiente Aspen Hysys. ....	52
Figura 27 – Simulação CCS em ambiente Aspen Plus.....	57
Figura 28 – Simulação do sistema de compressão do CO <sub>2</sub> em ambiente Aspen Hysys.....	60
Figura 29 – Resultados obtidos para a simulação do processo de captura de CO <sub>2</sub> . ....	63
Figura 30 – Resultados obtidos para a simulação do sistema de compressão do CO <sub>2</sub> . ....	65
Efeitos padronizados: (a) REG1, (b) REG2, (c) REG3 e (d) ReHeat1. ....	65
Figura 31 – Potência gerada vs captura de CO <sub>2</sub> : (a) REG1, (b) REG2, (c) REG3 e (d) ReHeat1. ....	67
Figura 32 – Potência gerada vs captura de CO <sub>2</sub> : (e) Reheat2, (f) Reheat3 e (g) Cascata.....	68
Figura 33 – Emissões de CO <sub>2</sub> vs potência elétrica líquida gerada. ....	70
Figura 34 – Faixa de operação obtida para a configuração “Reheat3 – Sem CCS”: indicador de emissão específica (g/kWh).....	71
Figura 35 – Faixas de operação obtida através do modelo generalista do sistema BECCS simulado. ....	72
Figura 36 – Faixas de operação do sistema BECCS discriminado por favorecimento de captura de CO <sub>2</sub> e geração de potência. ....	72
Figura 37 – Relação de emissões específicas vs potência elétrica líquida gerada. ....	73
Figura 38 – Faixa de operação recomendada para as configurações e cenários avaliados. ....	74

## Lista de Tabelas

Tabela 1 – Trabalhos na literatura acerca de plantas cogeneradoras do setor sucroenergético brasileiro. ....	26
Tabela 2 – Parâmetros operacionais de plantas/simulações de captura de CO <sub>2</sub> por absorção química utilizando MEA a 30-40% como solvente. ....	34
Tabela 3 – Dados de processamento de cana da usina. ....	35
Tabela 4 – Vazão de vapor para o processo a partir 347,2 toneladas de cana processada hora. ....	37
Tabela 5 – Caracterização do bagaço e palha de cana-de-açúcar (base seca). ....	40
Tabela 6 – Parâmetros de T e P para o processo. ....	45
Tabela 7 – Parâmetros de T e P para o <i>reboiler</i> . ....	47
Tabela 8 – Parâmetros considerados nas análises. ....	53
Tabela 9 – Parâmetros operacionais para o sistema de captura de CO <sub>2</sub> por absorção química simulado em Aspen Plus. ....	56
Tabela 10 – Considerações para estimativa de CO <sub>2</sub> capturado pelo processo de fermentação. ....	58
Tabela 11 – Níveis de pressão do sistema de compressão do CO <sub>2</sub> . ....	59
Tabela 12 – Massa de ar para a combustão. ....	61
Tabela 13 – Composição dos gases da combustão da biomassa (fração mássica). ....	61
Tabela 14 – Resultados obtidos para absorção química do CO <sub>2</sub> . ....	62
Tabela 15 – Composição dos gases de exaustão pós captura de CO <sub>2</sub> . ....	64
Tabela 16 - Faixas de potência elétrica líquida gerada pelo sistema BECCS para cada configuração avaliada (280 kg/tc). ....	75
Tabela 17 - Faixas de potência elétrica líquida gerada pelo sistema BECCS para cada configuração avaliada (360 kg/tc). ....	75
Tabela 18 - Faixas de potência elétrica líquida gerada pelo sistema BECCS para cada configuração avaliada (450 kg/tc). ....	76

## Abreviaturas e siglas

AFOLU	<i>Agriculture, Forestry and Other Land Use</i>
BECCS	<i>Bioenergy with Carbon Capture Storage</i>
CCS	<i>Carbon Capture Storage</i>
DAC	<i>Direct Air Capture</i>
EOR	<i>Enhanced Oil Recovery</i>
EROI	<i>Energy Return of Investment</i>
FGD	<i>Flue Gas Desulphurization</i>
GEE	Gases de Efeito Estufa
IPCC	<i>Intergovernmental Panel on Climate Change</i>
MEA	Monoetanolamina
MDEA	Metildietanolamina
NET	<i>Negative Emissions Technologies</i>
<i>SciMAT</i>	<i>Science Mapping Analysis Tool</i>
TRL	<i>Technology Readiness Level</i>
UTE	Usina Termelétrica
WGSR	<i>Water Gas-Shift reaction</i>

# 1. INTRODUÇÃO

## 1.1 Considerações Iniciais

Segundo o último relatório especial publicado pelo Painel Intergovernamental das Nações Unidas sobre Mudanças Climáticas (*IPCC - Intergovernmental Panel on Climate Change*) (2018), a humanidade precisa reduzir as emissões antropogênicas de CO<sub>2</sub> em 45% em relação aos níveis de 2010 até 2030 e atingir emissões zero por volta de 2050 para manter o aquecimento abaixo de 1,5°C. O Acordo de Paris de 2015 estabeleceu uma meta de restringir o aumento da temperatura global bem abaixo de 2°C acima dos níveis pré-industriais, e busca esforços para limitar o aumento da temperatura a 1,5°C. No acordo, o Brasil se comprometeu a reduzir suas emissões de GEE (gases de efeito estufa) em 37% até 2030 e de 43% até 2050 em relação a 2005, sendo ratificada em 2016 afirmando compromisso junto das nações de maior relevância global na causa. Recentemente o Brasil reforçou sua participação na meta em reduzir as emissões a zero até 2050 no evento Cúpula do Clima de 2021 promovida pelos Estados Unidos.

Sistemas de Captura e Armazenamento de Carbono (*CCS - Carbon Capture Storage*) e tecnologias de emissões negativas (*NET – Negative Emissions Technologies*) serão essenciais para cumprir esta meta (IPCC, 2014). Um relatório divulgado pelo *Global CCS Institute* (2019) apresenta 4 modelos ilustrativos de rotas (Figura 1) a serem seguidas para diferentes cenários, baseando-se em estratégias de mitigação necessárias para se manter os limites de temperatura global inferiores a 1,5°C e atingir emissões negativas de GEE até 2050. Na rota “P1” é assumido hipóteses nas quais as inovações econômicas e tecnológicas e estilo de vida resultem em menor demanda energética global, especialmente se referindo aos países do hemisfério sul. Ao extremo “P4” é levantado um cenário intensamente associado ao uso dos recursos energéticos para a manutenção e evolução da sociedade, sendo adotado um estilo de vida com altas emissões de GEE a partir de combustíveis fósseis e uso intensivo da terra. Todas as rotas investigadas necessitaram de algum meio de mitigação por remoção de carbono, seja por uso de tecnologias de Bioenergia com Captura e Armazenamento de Carbono (*BECCS – Bioenergy with Carbon Capture Storage*) ou por meio da agricultura, silvicultura e outros usos da terra (*AFOLU – agriculture, forestry and other land use*). Três destes cenários apontam ser cruciais a contribuição de sistemas BECCS para se assegurar que a temperatura global não ultrapasse os limites de 1,5°C até 2050.

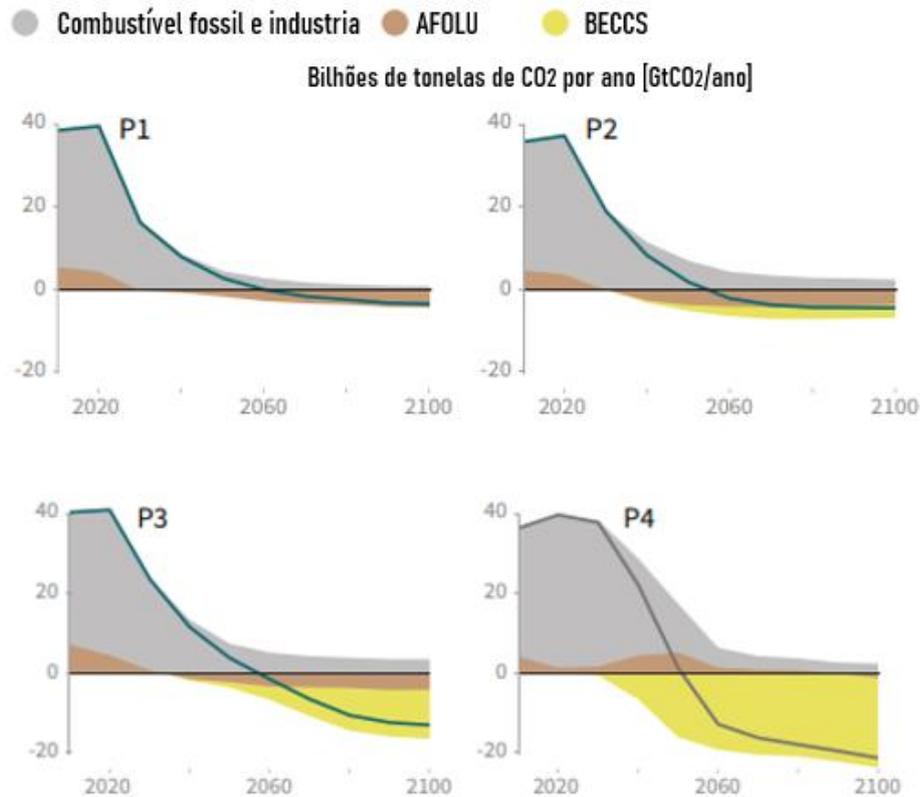


Figura 1 – Rotas modeladas para limitar em até 1,5°C o aquecimento global com emissões zero até 2050 sob diferentes cenários de desenvolvimento humano e tecnológico. Fonte: Adaptado de (IPCC, 2018).

Uma das desvantagens dos sistemas BECCS está na penalidade energética associada às tecnologias de captura de carbono. Tecnologias mais difundidas como a absorção química de CO<sub>2</sub> na pós-combustão, necessitam de grandes quantidades de vapor para suprir a demanda térmica e eletricidade para compressão e transporte de CO<sub>2</sub>. Recuperar parte da energia utilizada e aprimorar as tecnologias de captura fazem parte de um dos desafios em tornar viável comercialmente a implementação de sistemas BECCS no mundo (BUI; FAJARDY; MAC DOWELL, 2017).

Segundo o estudo levantado por Fajardy et al. (2018), medidas como aumento da eficiência energética de conversão da biomassa, geração de potência e captura de carbono, juntamente com a seleção de biomassa com baixo teor de umidade, são itens fundamentais para melhorar o Retorno de Energia sobre Investimento (*EROI – Energy Return of Investment*) de sistemas BECCS. Em seu trabalho enfatiza o uso de resíduos de biomassa como opção atrativa sob análise de incremento do EROI, pois a energia alocada ao plantio é utilizada também para outro propósito, como exemplo a produção de etanol a partir da cana-de-açúcar.

Em seu trabalho, Li, Lu e Huang (2021) levantaram um estudo quantitativo utilizando a ferramenta *SciMAT (Science Mapping Analysis Tool)* acerca do histórico de publicações de trabalhos sobre BECCS pelo mundo. Foram identificados 823 artigos no período de 1996 até 2020, sendo 776 até 2019 conforme Figura 2. Seu estudo mostrou que embora tenha aumentado consideravelmente nos últimos anos, os estudos se restringiram em 5 temas principais: 1) problemas tecnológicos e impactos ambientais, 2) design de sistemas e processos, 3) avaliação de modelos de mudança climática e emissões, 4) oxícombustíveis e combustão, e 5) capacidade bioenergética. No mesmo estudo de Li, Lu e Huang (2021) é possível constatar que as palavras chaves *CO<sub>2</sub>-Capture, Design e Tecno-Economic-Analysis* apareceram em maior volume nos últimos anos ( Figura 3) de acordo com a análise dos quatro quadrantes: a) Temas motores, bem desenvolvidos e importantes para a estrutura do campo de pesquisa, b) Temas periféricos especializados, c) Temas emergentes e d) Temas gerais ou básicos, importantes, mas ainda pouco desenvolvidos.

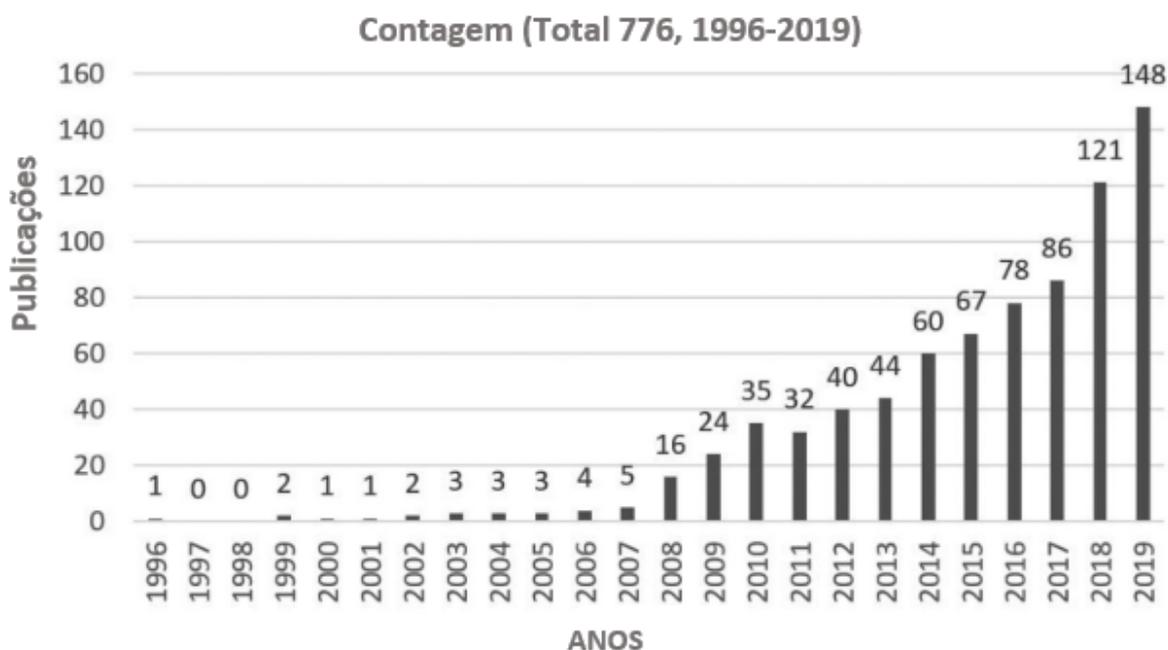


Figura 2 – Documentações publicadas no campo de pesquisa sobre BECCS entre 1996 e 2019. Fonte: Adaptado de (LI; LU; HUANG, 2021).

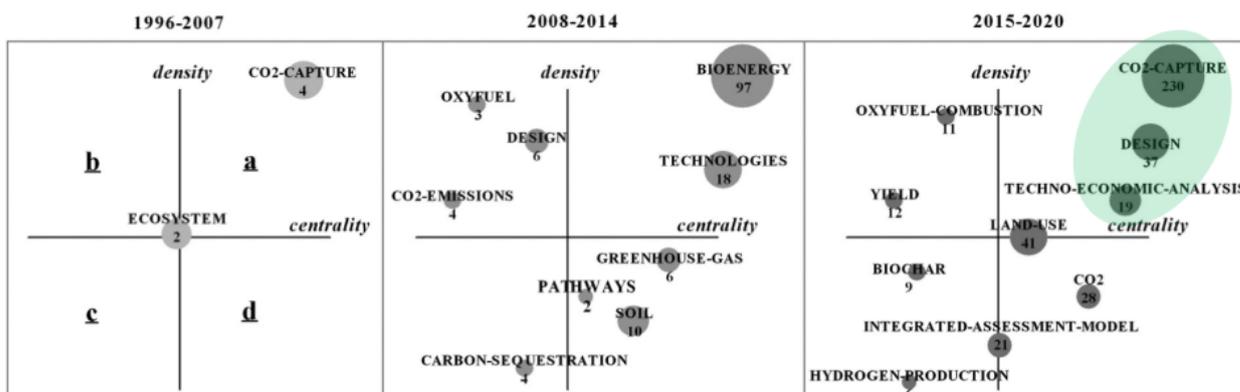


Figura 3 – Diagrama estratégico quantitativo de publicações no campo de pesquisa sobre BECCS para os períodos 1996-2007, 2008-2014 e 2015-2020. Fonte: Adaptado de (LI; LU; HUANG, 2021).

### 1.3 Objetivos

#### Objetivo geral

Investigar a viabilidade técnica de sistema BECCS no setor sucroenergético a partir de tecnologias de captura de carbono pós-combustão por absorção química para diferentes configurações do ciclo Rankine.

#### Objetivos específicos

- Elaborar revisão bibliográfica acerca das principais tecnologias de captura de carbono para sistemas BECCS, enfatizando a captura por absorção química pós-combustão dentro do contexto de aplicação para o setor sucroenergético brasileiro;
- Realizar simulação da combustão de resíduos de bagaço-de-cana e captura de carbono por absorção química para diferentes configurações do ciclo Rankine utilizando os softwares de simulação Aspen Plus ® e Aspen HYSYS ®;
- Realizar análise paramétrica para diferentes configurações do ciclo Rankine utilizando o software MATLAB;

### 1.4 Estrutura do trabalho

No Capítulo 2 é apresentada a revisão bibliográfica acerca do setor sucroenergético brasileiro (resíduo da cana-de-açúcar, usinas cogeneradoras entre outros aspectos gerais) e das principais tecnologias de captura de carbono estudadas e praticadas no mercado, sendo aprofundado as características da tecnologia de pós-combustão por absorção química.

No Capítulo 3 é mostrado todo o escopo dos métodos, ferramentas e considerações fundamentadas para o desenvolvimento deste trabalho. Subdivide-se em etapa de combustão da biomassa, ciclo a vapor com cogeração e sistema de captura de carbono e compressão.

Análises e discussões acerca dos resultados obtidos através das simulações do sistema BECCS são apresentados no Capítulo 4.

A apresentação deste estudo é encerrada com as conclusões finais no Capítulo 5.

## 2. FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA

Este capítulo apresenta uma revisão da literatura, sobretudo trabalhos de relevância para o âmbito do estudo acerca das principais tecnologias presentes em sistemas BECCS com aprofundamento em tecnologia de absorção química pós-combustão. É apresentado também um panorama geral sobre setor sucroalcooleiro e potencial de emissões negativas a partir das plantas já existentes no Brasil.

### 2.1 BECCS: Bioenergia com captura e armazenamento de carbono

O termo Captura e Armazenamento de Carbono (*Carbon Capture Storage – CCS*) refere-se às tecnologias capazes de reter/capturar o CO<sub>2</sub> emitido por combustão ou processos industriais e posteriormente armazená-la em formações geológicas (IPCC, 2014) ou aproveitado industrialmente (WILBERFORCE et al., 2021). Tecnologias de captura de CO<sub>2</sub> se encontram já disponíveis no mercado, no entanto ainda são altamente custosas. Um sistema CCS completo pode representar até 80% do custo total da planta, incluindo captura, transporte e armazenamento (BLOMEN; HENDRIKS; NEELE, 2009).

O sistema CCS pode ser compreendido por três etapas principais. Primeiro é feito a captura do carbono, posteriormente seu transporte, e por fim, o sequestro efetivo do CO<sub>2</sub> (WILBERFORCE et al., 2021). Na Figura 4 é possível visualizar uma cadeia típica de um sistema CCS em rota *offshore*, onde o CO<sub>2</sub> capturado *onshore* é comprimido e transportado via dutos submersos até os campos de perfuração para ser utilizado nas plataformas *offshore*. Nas plataformas, o CO<sub>2</sub> pode ser armazenado nos profundos aquíferos salinos ou ser aplicado na recuperação avançada de petróleo (*Enhanced Oil Recovery – EOR*), ao qual o CO<sub>2</sub> é injetado no reservatório para elevar sua pressão e facilitar a extração do gás e do petróleo.

A seleção da tecnologia de captura de CO<sub>2</sub> está diretamente ligada ao processo de combustão ou formação do gás. Após separado, o CO<sub>2</sub> deve ser transportado ao seu local de destino.

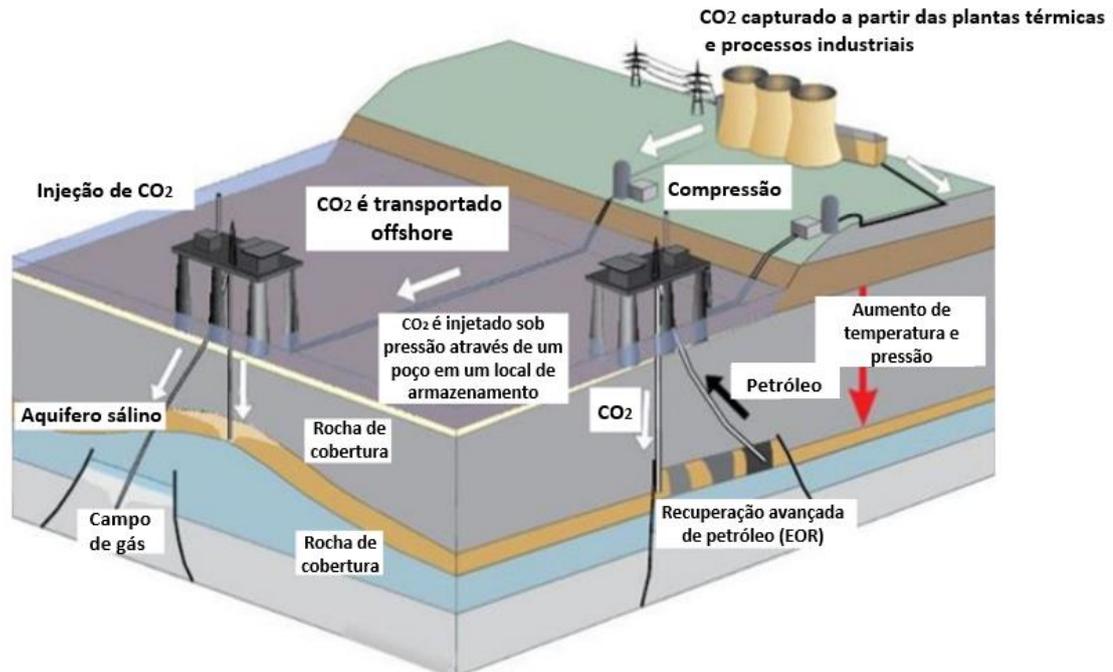


Figura 4 – Infraestrutura de um sistema de captura de carbono e armazenamento utilizando formações geológicas. Fonte: Adaptado de (WILBERFORCE et al., 2021).

O transporte é comumente adotado via dutos, sendo uma abordagem já bem conhecida para se transportar CO<sub>2</sub> (HETLAND et al., 2014) como método de maior viabilidade técnico econômica (SVENSSON et al., 2004; WANG et al., 2017), principalmente a longa distância e para grandes volumes de CO<sub>2</sub> (BABIN; ILIUTA, 2021). O CO<sub>2</sub> capturado pode ser transportado como gás, líquido ou em estado supercrítico, sendo este último o método mais empregado por oferecer menores temperaturas de operação, menor compressibilidade e maior densidade, permitindo o uso de dutos com menores diâmetros e menor perda de carga no transporte (BABIN; ILIUTA, 2021). O CO<sub>2</sub> comprimido até o estado supercrítico, tem como propriedades no ponto crítico 31°C e 73,77 bar, onde sua densidade chega a ser 500 vezes ao equivalente à sua forma gasosa segundo (WHITE et al., 2005) apud (WILBERFORCE et al., 2021).

Com os avanços tecnológicos atuais, uma alternativa que ven sendo abordada é o transporte via navios. O CO<sub>2</sub> é comprimido e resfriado a altas pressões (+20 bar) e a baixas temperaturas (-2°C), onde é transportado liquefeito em tanques isolados similar ao Gás Natural Liquefeito (GNL) (WILBERFORCE et al., 2021). O CO<sub>2</sub> é posteriormente descarregado ao seu local destino em plataformas *offshore*. Além de maior complexidade logística e não ter fluxo contínuo como oleoduto, este método ainda é altamente custoso comparado ao transporte via

oleoduto (FAN et al., 2020; PAN et al., 2018), embora a curto prazo possa ser utilizado na falta de infraestrutura e capital de investimento para construção de óleo dutos.

Enquanto sistemas CCS apresentam potencial de redução das emissões de gases de efeito estufa, é também investigado o uso de tecnologias de captura de carbono direcionadas a captura direta do CO<sub>2</sub> presente no ar, também conhecido como (DAC – *Direct Air Capture*). Este sistema consiste em captar ar ambiente utilizando um módulo com solvente para separação do CO<sub>2</sub>, resultando em ar puro como produto (BABIN; ILIUTA, 2021). No entanto, o método ainda é altamente custoso e requer alta demanda térmica para recuperação do solvente conforme estudo levantado (HOUSE et al., 2011) acerca do custo por toneladas de CO<sub>2</sub> capturado. As baixas concentrações do CO<sub>2</sub> presente no ar ambiente implicam em alto volume de ar para eficiente captura, que por consequência exige equipamentos maiores e maior energia térmica para recuperação do solvente (LACKNER et al., 2012).

O termo BECCS por sua vez possui ampla definição, refere-se à sistemas CCS a partir do combustível não-fóssil ou “CCS alimentado por biomassa” (IPCC, 2005), comumente se referindo a biomassa e resíduos orgânicos como fonte de energia primária, sendo vista como a abordagem de maior viabilidade para se atingir emissões negativas, pois diferente do DAC que se restringe à captura do CO<sub>2</sub>, é também capaz de gerar energia de forma simultânea (BABIN; ILIUTA, 2021). A biomassa como fonte de energia renovável, é considerada neutra em relação ao CO<sub>2</sub> com base no seu ciclo de vida (CO<sub>2</sub> emitido = CO<sub>2</sub> absorvido), embora a curto prazo é de conhecimento que na combustão de qualquer biomassa o CO<sub>2</sub> é emitido mais rapidamente do que é absorvido pelo processo de regeneração da biomassa (EMENIKE et al., 2020a). A longo prazo no entanto, com a implementação de sistemas BECCS as emissões negativas são alcançadas (ZANCHI; PENA; BIRD, 2012).

Sistemas BECCS possuem muitas variantes quanto ao método aplicado e biomassa empregada, mas tipicamente constituem das seguintes etapas/estágios conforme descrito pela GLOBAL CCS INSTITUTE (2019) e ilustrado na Figura 5:

1. A biomassa como matéria-prima, captura o CO<sub>2</sub> da atmosfera através do processo de fotossíntese das plantas, sendo usualmente resíduos de colheita (bagaço da cana-de-açúcar por exemplo), plantações de uso dedicado (florestas energéticas), algas ou ainda resíduos sólidos orgânicos;
2. Transporte da biomassa até a planta/estação de conversão da matéria-prima;

3. Conversão da biomassa por processo de fermentação/digestão para geração de biocombustíveis ou combustão direta, gerando o CO<sub>2</sub> como subproduto;
4. CO<sub>2</sub> é capturado a partir da tecnologia selecionada;
5. As emissões negativas de CO<sub>2</sub> são confirmadas ou não de acordo com o saldo final no balanço de CO<sub>2</sub> de todo o processo, desde o transporte até armazenamento final.

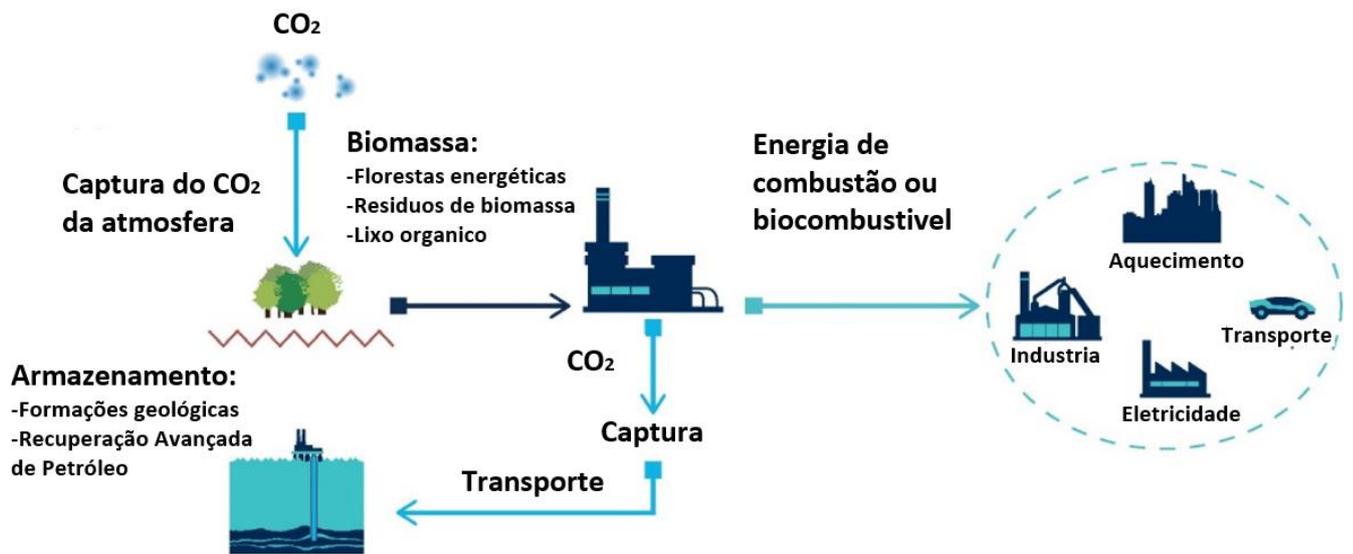


Figura 5 – Esquema visual de um sistema BECCS. Fonte: Adaptado de (GLOBAL CCS INSTITUTE, 2019)

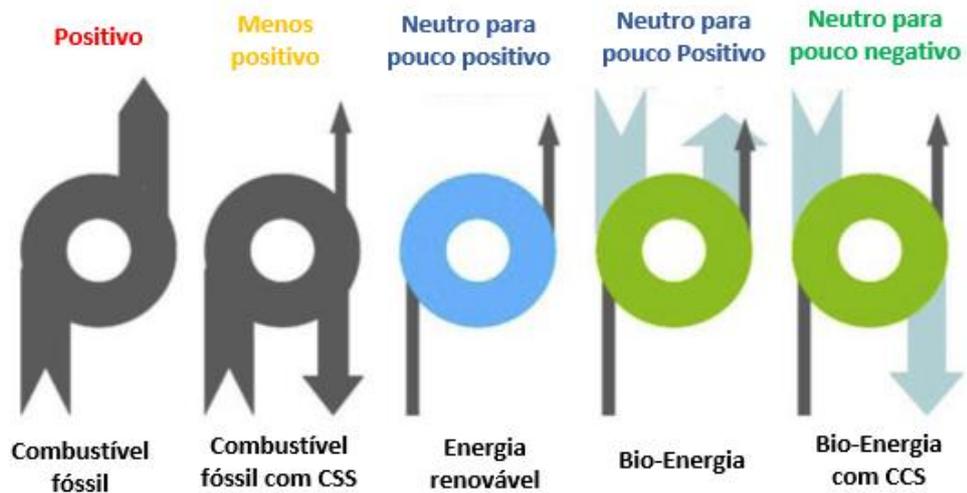


Figura 6 – Balanço de carbono para diferentes sistemas energéticos. Fonte: Adaptado de [www.ecofriendlymag.com](http://www.ecofriendlymag.com)

Em seu estudo, Fajardy et al. (2018) levantou uma análise de Retorno de Energia sobre o Investimento (EROI) para sistemas BECCS. O indicador EROI pode ser compreendido como a relação entre energia obtida sobre energia adicionada no sistema (Figura 7) ao explorar uma fonte energética:

$$EROI = \frac{\text{Energia obtida no sistema}}{\text{Energia adicionada ao sistema}} \quad (1)$$

Sendo:

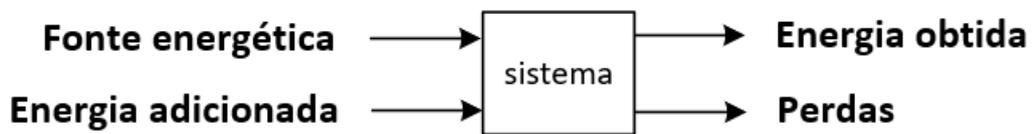


Figura 7 – Balanço de energia para um sistema.

Fajardy et al. (2018) mostrou que é possível alcançar valores entre “0,5” e “5,7” para os sistemas BECCS analisados. Valores inferiores a “1,0” implicam em cenários onde há valores negativos de potência elétrica gerada, sendo portando, um risco para um cenário energético de grande escala, havendo a necessidade de suportar energia a partir de combustíveis fósseis e sistemas CCS adicionais. Por outro lado, sistemas BECCS podem ser altamente competitivos frente a sistemas fotovoltaicos e plantas CCS a partir de combustíveis fósseis, implicando, no entanto, na redução de captura de CO<sub>2</sub>. Este conflito (trade-off) é uma questão clara nos estudos de viabilidade de sistemas BECCS, mas que pode haver altas remoções anuais de CO<sub>2</sub> e um EROI próximo de “1,0”, ou alta relação de EROI mas ainda com remoções satisfatórias de CO<sub>2</sub> (FAJARDY et al., 2018).

## 2.2 Uso de resíduo de biomassa

No início do primeiro semestre de 2021, a ANEEL (2021) reportou 174.833 MW de capacidade de potência instalada outorgada incluindo toda a matriz energética brasileira, sendo 15.404 MW (574 usinas termelétricas) referentes unicamente da biomassa (todas as biomassas são incluídas), representando 9% de participação na matriz conforme pode ser visto na Figura 8 elaborada pela União da Indústria de Cana-de-Açúcar (única). Quanto a representativa entre as biomassas na matriz energética, 11.746 MW (406 unidades) são usinas termelétricas (UTES) pertencentes ao setor sucroenergético. Com uma participação de 76% predominante para a

geração a partir do bagaço de cana-de-açúcar (Figura 9), é notável o destaque que o resíduo da cana-de-açúcar possui entre as biomassa praticadas comercialmente no Brasil atualmente para a geração de energia.

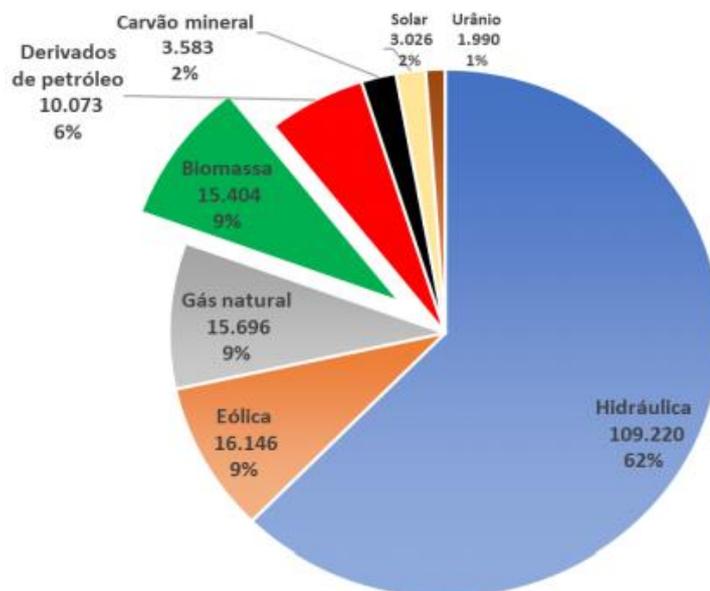


Figura 8 – Capacidade instalada de geração, por combustível, Brasil, setembro de 2020 (MW e %). Fonte: únicaUNICA (2020).

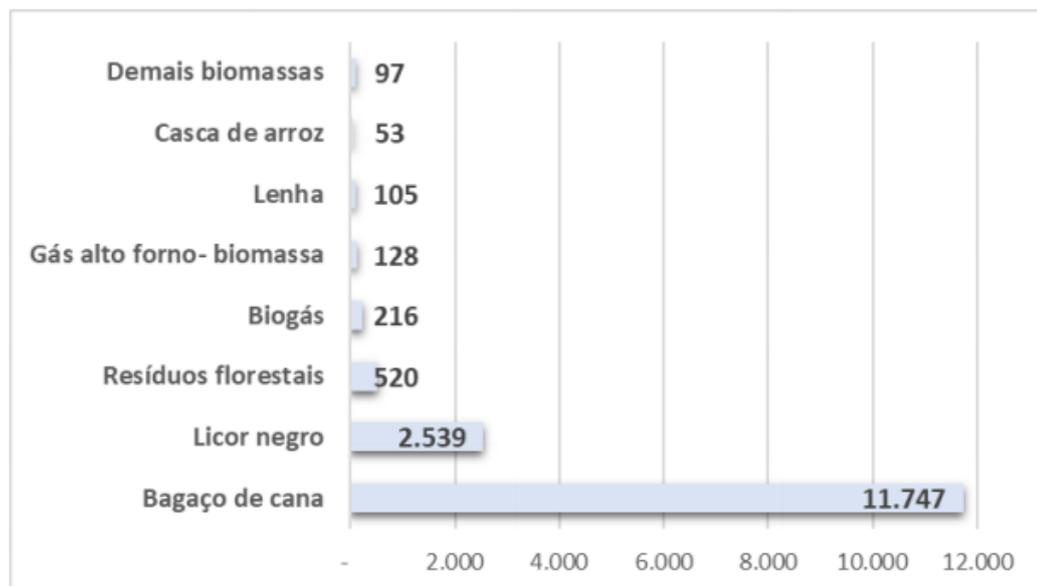


Figura 9 – Potência outorgada (MW) a partir das biomassa dentro do setor energético brasileiro. Fonte: Fonte: UNICA (2020).

Foi registrado em 2015 uma produção de 665,6 milhões de toneladas de cana-de-açúcar, representando uma produção de 33,5 milhões em açúcar, 11,2 milhões em etanol anidro e 19,3 milhões em etanol hidratado (CONAB, 2019). Segundo o relatório da ÚNICA (2016), o Brasil é considerado o maior produtor mundial de cana-de-açúcar com 39% de participação. Em 2020/21 no último relatório de acompanhamento de safra brasileira publicado pela CONAB (2020) foi previsto uma produção ao final de dezembro/2020 de 665,1 milhões de toneladas de cana-de-açúcar com uso da terra aproximado de 8.605 mil hectares, representando um aumento de 3,5% ao total produzido e 1,9% de área de plantio comparado a safra anterior de 2019. Na Figura 10 é possível visualizar a evolução da produtividade absoluta anual desde 2005, onde o último registro acima de 665 milhões de tonelada de cana-de-açúcar ocorreu em 2015, mostrando que o setor vem crescendo desde 2018.

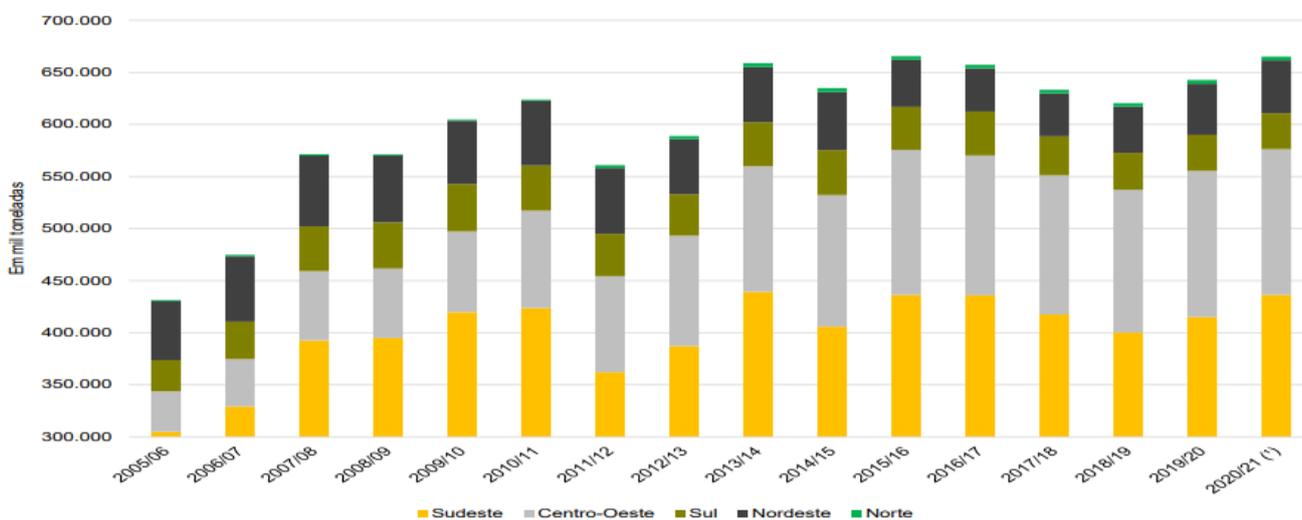


Figura 10 – Evolução de produtividade média de cana-de-açúcar no Brasil entre as temporadas desde 2005 até 2020 (estimativa para dezembro). Fonte: CONAB (2020).

Até o final de 2019, o Brasil vinha em uma crescente participação do etanol no seu mix de produção, chegando a 65% de participação conforme pode ser visto na Figura 11, totalizando 36 bilhões de litros produzidos neste ano (EPE, 2020). Hoje, de toda a cana produzida pelo Brasil, 46% é destinado para produção de açúcar, 36% para produção de álcool hidratado e 18% para o álcool anidro segundo o último boletim divulgado pela CONEB (2020) para safra prevista de 2020/21. Este deslocamento do mix produtivo é uma consequência da queda de demanda por etanol (anidro e hidratado) no último período, diretamente correlacionado às medidas de restrição na mobilidade urbana provocadas pela pandemia da Covid-19, levando a redução do consumo de biocombustíveis e derivados de petróleo em todo o mundo. Segundo a

análise de conjuntura para o ano de 2019 realizado pela (EPE, 2020), a receita obtida a partir comercialização da bioeletricidade foram de suma importância para assegurar a manutenção do fluxo de caixa das unidades do setor até então.

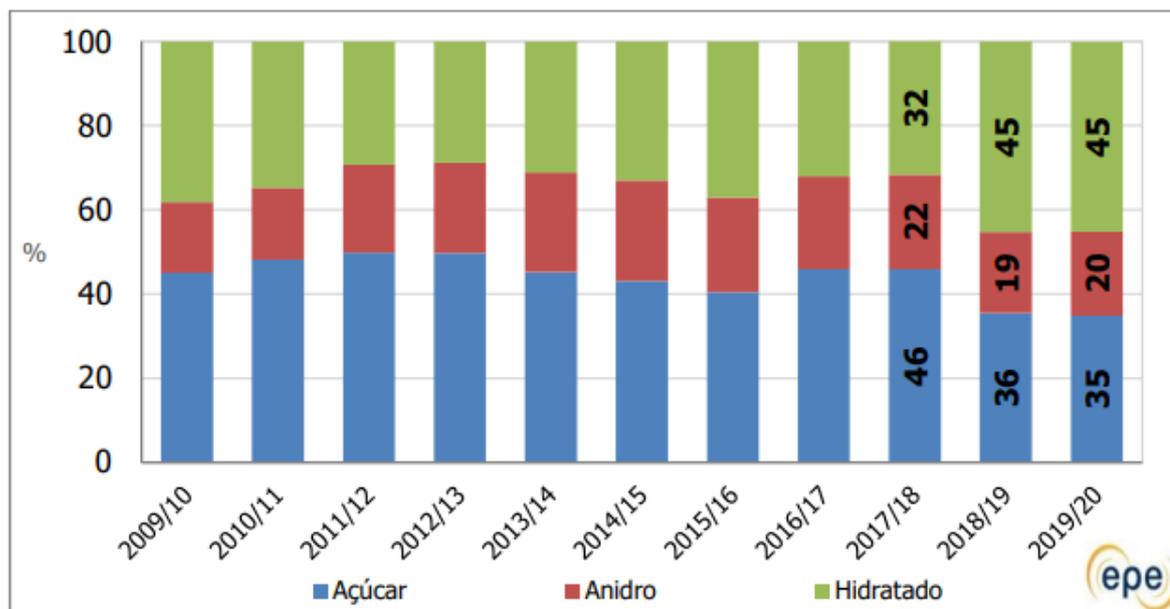


Figura 11 – Acompanhando do mix de produção (%) “açúcar vs etanol” entre 2009 e 2019.

Fonte: (EPE, 2020).

A cana-de-açúcar é uma das biomassas com maior eficiência conversão de energia solar em bioquímica através da fotossíntese (MTUNZI et al., 2012). Após moagem da cana, 1/3 do seu peso aproximadamente é constituído de bagaço (NEVES; KALAKI, 2020). O bagaço (denominado resíduo de biomassa a partir da cana-de-açúcar) possui valor energético, podendo ser queimado em uma caldeira para cogeração de eletricidade, suprimindo a demanda térmica dos processos da planta e eletricidade para acionamento de motores e periféricos da instalação, podendo ainda vender excedentes de eletricidade gerado para a rede elétrica.

Até duas décadas passadas, no setor sucroalcooleiro era predominante a colheita manual com auxílio de queimadas para facilitar e reduzir os custos da coleta. Todavia a prática implica em inúmeras questões ambientais (emissões de CO<sub>2</sub> a partir da queima), agronômicas (danos ao solo) e econômicas (colheita manual é menos eficiente que a mecânica). Do período entre 2007/08 e 2020/21 houve um aumento de 24,4% para 95% de predominância da colheita mecânica pelo país, conforme Figura 12. A colheita mecânica substituiu a necessidade da queima do resíduo da cana, permitindo que a palha permaneça em campo para a proteção do solo contra erosões, reciclagem de nutrientes, carbonização e fertilização do solo para colheitas

futuras CONAB (2020). Segundo Mascarin Junior (2011), pode-se fazer uso de 10% da palha para queima auxiliar nas caldeiras da usina sem que haja danos aos equipamentos, ao passo que não interfere no ciclo de reciclagem dos nutrientes, desde que por recomendação, assegure que 33 a 50% da palha gerada permaneça campo, segundo orientação do CTC (2000). Mascarin Junior (2011) também afirma que recolhimentos acima de 36% é economicamente inviável devido ao custo do transporte adicional da palha. Além do custo adicional, Alves et al. (2015) sinaliza que percentuais acima de 10% de palha na caldeira pode causar *slagging* e *fouling* devido à alta presença de minerais contido na palha. Todavia, Alves et al. (2015) estabelecem um cenário futuro com 50% de aproveitamento da palha, onde caldeiras tecnologicamente desenvolvidas não sofram mais deste problema. Em sua dissertação, Valencia (2018) levanta um estudo de viabilidade técnica de sistemas BECCS na geração de eletricidade em usinas do setor sucroenergéticos, tendo considerado também em sua simulação uma participação de 50% da palha para geração de vapor juntamente com o bagaço.

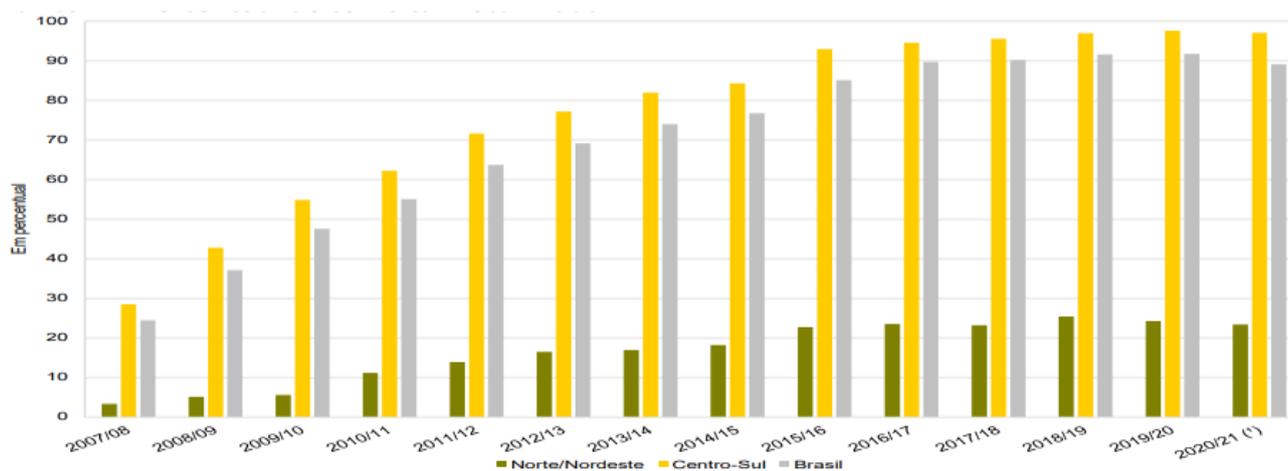


Figura 12 – Evolução da colheita mecanizada no Brasil do período de 2007/08 até 2020/21. Fonte: CONAB (2020).

Baseado no registro de produção 36 bilhões de litros de etanol para o ano 2019 (EPE, 2020), estima-se um potencial de captura de 44.77 toneladas de CO<sub>2</sub>/ano somente a partir do processo de fermentação do açúcar para a produção de etanol. Este cálculo parte da premissa de que emite-se 0,76 kg de CO<sub>2</sub> por litro de etanol produzido (FERREIRA et al., 2012; MATSUDO et al., 2011; MOREIRA et al., 2016). Para uma produção anual de 665,1 Mt de cana-de-açúcar, estima-se um potencial redução de 246,1 Mt de CO<sub>2</sub>/ano somente na captura de CO<sub>2</sub> a partir da combustão via BECCS, onde é assumido que 0,37 toneladas de CO<sub>2</sub> são emitidos a partir da queima de 1 tonelada de cana (MOREIRA et al., 2016).

### 2.2.1 Usinas cogedoras

As usinas do setor sucroalcooleiro produzem açúcar, álcool anidro e hidratado a partir da cana-de-açúcar. Atualmente a produção de açúcar e etanol são integradas à mesma unidade, sendo vantajoso a prática por permitir melhor otimização dos processos do ponto de vista técnico e econômico, como por exemplo, cogear energia elétrica e calor a partir do resíduo de bagaço gerado para atender as demandas energéticas da planta. O *mix* de produção de açúcar/etanol é definido de acordo com o cenário econômico dos preços comercializados, e pode ser flexibilizado facilmente devido as características semelhantes nas primeiras etapas de processamento da cana na unidade (CGEE, 2017).

Em uma típica usina brasileira o processo de produção do etanol e açúcar pode ser compreendido conforme diagrama apresentado na Figura 13. Após ser transportada do campo para a usina, a primeira etapa se dá pela moagem da cana para separação do caldo da fibra (bagaço). O caldo (suco) extraído é tratado quimicamente para eliminação de impurezas, enquanto o bagaço é direcionado à queima nas caldeiras para cogeração de energia elétrica e vapor. O caldo é então aquecido e as impurezas são eliminadas por decantação, e posteriormente pelos filtros rotativos a vácuo, restando como produto o caldo clarificado na recuperação do açúcar e a torta de filtro como subproduto que pode ser reutilizada na compostagem. O caldo clarificado direcionado aos evaporadores de múltiplos efeitos para posterior cozimento, centrifugação e secagem final para ensacamento do açúcar. Para a rota de produção do etanol, o melaço (subproduto da etapa de centrifugação da produção de açúcar) é misturado ao caldo clarificado, formando o mosto para as etapas de fermentação, destilação e retificação. Após retificado, chega-se no etanol hidratado como produto final, podendo ainda ser desidratado por processos de adsorção ou destilação, obtendo-se o etanol anidro (CGEE, 2017; SEABRA, 2008)

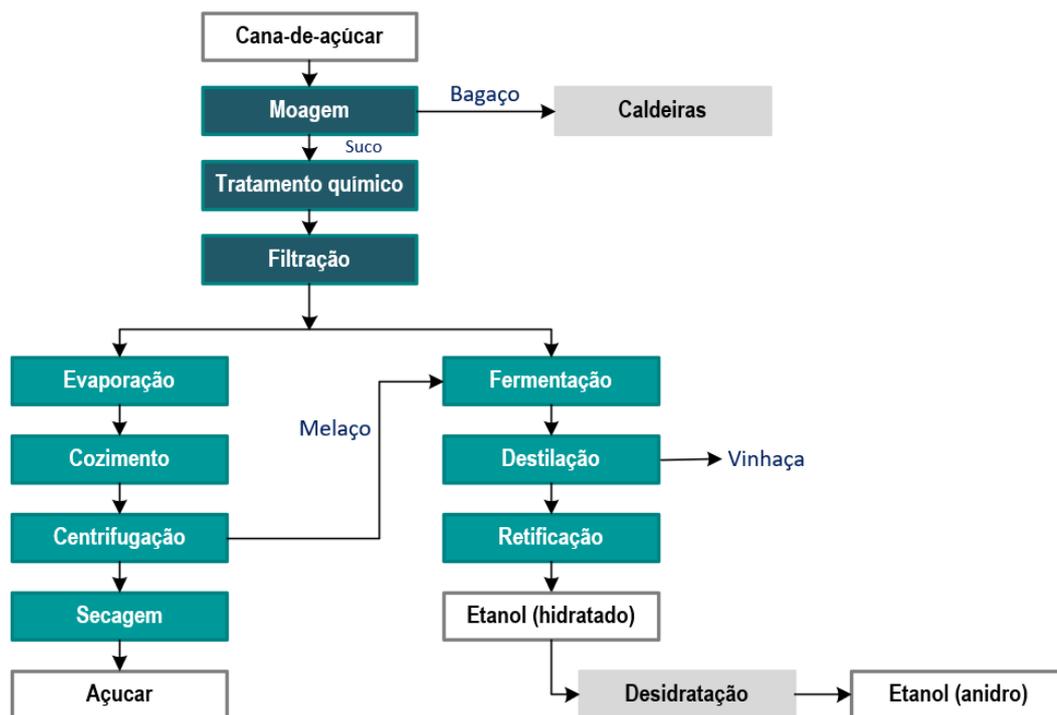


Figura 13 – Processamento da cana-de-açúcar para produção de açúcar e etanol. Fonte: Adaptado de (CGEE, 2017; SEABRA, 2008).

As caldeiras alimentadas pelo bagaço operam com pressões que variam entre 22 e 85 bar com vapor vivo de 320°C e superaquecido a 480-520°C respectivamente (CGEE, 2008; CONAB, 2011). A grande maioria das usinas cogeneradoras do setor operam hoje com 65 bar e vapor superaquecido a 480°C, atingindo até 520°C para as plantas já otimizadas (RAIZEN, 2017). Usinas com pressões superiores a 85 bar já são realidade em alguns projetos segundo a Nova Cana (2013). Pérez (2018) avalia incorporação de reaquecimento e regeneração em sistemas de cogeração do setor sucroalcooleiro a partir de parâmetros de vapor de 85 bar e 520°C. Outros trabalhos como o de Alves (2011) e Maluf (2015), abordam parâmetros de vapor de até 100 bar/520°C em seus estudos de caso.

O vapor produzido a alta pressão pelas caldeiras é direcionado às turbinas para ser expandido, convertendo a energia térmica em energia mecânica, sendo posteriormente convertida em eletricidade pelos geradores. Parte da energia elétrica gerada é utilizada para acionamento de máquinas, periféricos e utilidades da planta. O excedente elétrico gerado é vendido à rede elétrica. Nas turbinas expande-se o vapor até 250 kPa, onde é dessuperaquecido (se necessário) para atender as etapas de tratamento químico, evaporação, cozimento e destilação dos processos de produção do açúcar e álcool (PÉREZ, 2016). O consumo de vapor do processo tradicional é próximo de 450 kg de vapor tonelada de cana processada. Alguns

trabalhos como de Alves (2011) e Seabra et al. (2010) abordam a redução do consumo para 340-350 kg/t de cana como sendo capaz de ser alcançado através das tecnologias atuais disponíveis na indústria. Alves (2011) e Valência (2018) também abordam em um dos cenários de seus estudos a redução do consumo para até 280 kg/t de cana, similar a níveis tecnológicos do consumo a 350 kg/t de cana, mas associado a mais melhorias na eficiência do processo e consequentemente maiores investimentos.

Na Tabela 1 é apresentado um compilado de trabalhos de relevância de estudos de caso de usinas cogeneradoras no setor sucroenergético brasileiro. Foi sumarizado os principais parâmetros de operação das plantas: condições de temperatura e pressão fornecidas pela caldeira, composição e disponibilidade de bagaço/palha, tempo de operação anual e consumo de vapor para o processo.

Tabela 1 – Trabalhos na literatura acerca de plantas cogedoras do setor sucroenergético brasileiro.

<b>Trabalhos</b>	(ALVES, 2011; ALVES et al., 2015)	(DOS SANTOS, 2012)	(PÉREZ, 2016; PÉREZ et al., 2018)	(MALUF, 2015)	(VALENCIA, 2018)
<b>Caldeira</b>	22bar/300°C, 65bar/480°C, 100bar/530°C	65bar/510°C	85bar/520°C	67bar/490°C, 100bar/520°C, 100 bar/530°C	-
<b>Umidade bagaço</b>	50% (CAMARGO et al., 1990; HUGOT, 1986)	-	50%	50% (LARSON; WILLIAMS; LEAL, 2001)	50%
<b>Umidade palha</b>	15% (CGEE, 2009; HASSUANI; REGIS; CARVALHO, 2005; LARSON; WILLIAMS; LEAL, 2001)	-	15%	15% (LARSON; WILLIAMS; LEAL, 2001)	13%
<b>Umidade fibra</b>	14% (HUGOT, 1986)	-	14%	14%	13% (WALTER; ENSINAS, 2010)
<b>Disponibilidade bagaço</b>	280 kg/tc produzido, mas utilizando 252 kg/tc (10% reservados para operação em paradas)	250 kg/tc reservando 4% para partida da caldeira e paradas.	280 kg/tc produzido, mas utilizando 252 kg/tc (10% reservados para operação em paradas)	Estabelece 10% de reserva para operação em paradas.	280 kg/tc (GABOV; HEMMING; FARDIM, 2017)
<b>Disponibilidade palha</b>	164 kg/tc (HASSUANI; REGIS; CARVALHO, 2005). Este valor é gerado a partir do “140 kg/tc d” “matéria seca” presente e 15% de umidade da palha. Aproveita-se 10% de toda a palha gerada em campo.	200 kg/tc	164 kg/tc (HASSUANI; REGIS; CARVALHO, 2005). Este valor é gerado a partir do “140 kg/tc d” “matéria seca” presente e 15% de umidade da palha. Aproveita-se 10% de toda a palha gerada em campo.	Cenários utilizando 7% e 13% de toda a palha gerada no campo“	140 kg/t” em “base seca” (SEABRA et al., 2010), correspondendo a 80,5 kg/tc representando 60% de toda a palha gerada em campo
<b>Operação</b>	186 dias (4464 horas)	204 dias (4896 horas)	180 dias (4320 horas)	4300 horas	5184 horas
<b>Capacidade Moagem</b>	500 tc/hora	408,5 tc/hora	500 tc/hora	465,12 tc/hora	-
<b>Moagem anual</b>		2Mt		2Mt	4,2 Mt
<b>Consumo de vapor para o processo</b>	280/340/500 kg.vapor/tc	450 kg.vapor/tc	450 kg.vapor/tc	280/300/350/500 kg.vapor/tc	280 kg.vapor/tc

### 2.3 Tecnologias de captura de CO<sub>2</sub>

Leung et al. (2014) e Wilbefore et al. (2021) desenvolveram *reviews* dos principais sistemas de captura de CO<sub>2</sub> associados ao processo de combustão, sendo elas: pré-combustão, oxi-combustão e pós-combustão. Na Figura 14 é mostrado um diagrama de forma simplificada das principais etapas de cada tecnologia, considerando como alternativa a captura direta do CO<sub>2</sub> de outros processos industriais.

Tecnologias de captura pós-combustão, abrangem técnicas por absorção, separação por membrana ou criogenia para retirar de CO<sub>2</sub> a partir dos gases produtos da combustão, sendo a primeira a mais difundida por seu nível de maturidade tecnológica (*TRL - Technology Readiness Level*) e potencial de aplicação a curto prazo (BHAVE et al., 2015). Das tecnologias disponíveis, a pós-combustão é método de captura de carbono que vem se mostrando mais promissor devido a sua relativa facilidade de *retrofit* em plantas térmicas existentes e em indústrias, principalmente a partir da absorção química (EMENIKE et al., 2020b).

Tecnologias de captura pré-combustão envolvem a captura do CO<sub>2</sub> antes que ocorra a combustão. A técnica consiste em produzir um *syngas* a partir do combustível (biocombustível para sistemas BECCS), composto majoritariamente de H<sub>2</sub> e CO. Em um reator shift, grande parte do CO é convertido em CO<sub>2</sub> enquanto hidrogênio é também produzido a partir da reação mudança água-gás (*WGSR - water gas-shift reaction*) com adição de vapor (EMENIKE et al., 2020b). O CO<sub>2</sub> é capturado, enquanto o hidrogenio produzido pode ser utilizado como combustível em ciclos combinados para geração de eletricidade.

Tecnologias de captura oxi-combustão consiste na queima do combustível na presença de oxigênio puro (95% aproximadamente), gerando como consequência gases de exaustão constituído de CO<sub>2</sub> concentrado e H<sub>2</sub>O. Nesta composição, o gás é resfriado para a condensação da água e desidratado, restando somente o CO<sub>2</sub> como produto final (EMENIKE et al., 2020b).

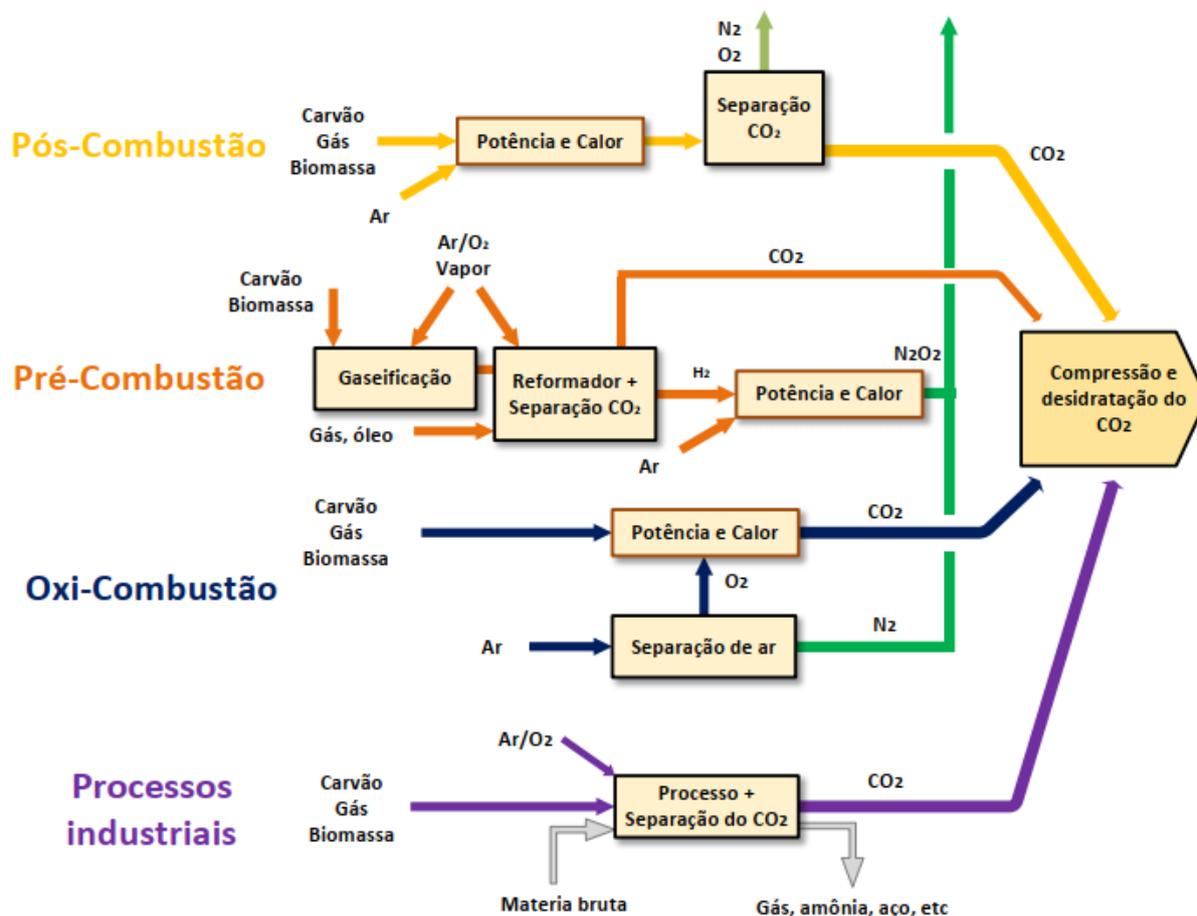


Figura 14 – Tecnologias de captura de CO<sub>2</sub>. Fonte: Adaptado de (IPCC, 2005).

### 2.3.1 Pós-Combustão

Atualmente existem três classificações principais deste grupo: adsorção, absorção e separação por membranas conforme podem ser vistas na Figura 15.

O processo de adsorção pode ser físico ou químico, onde átomos, íons ou moléculas de um gás, líquido ou íon dissolvido é capturado por um agente adsorvente (CHAO et al., 2021). A adsorção ocorre por uma gama de interações físicas entre o CO<sub>2</sub> e as superfícies sólidas adsorventes, como forças de *van der Waals* por exemplo. A adsorção ocorre em função da temperatura e pressão de operação, podendo ser revertida sem acarretar na degradação do solvente, sendo possível ser reciclado inúmeras vezes. Sendo assim, a dinâmica e capacidade de adsorção é governada pelas condições de temperatura e pressão. Como vantagem, o processo de adsorção e dessorção requerem menos calor do que a absorção química (CHAO et al., 2021).

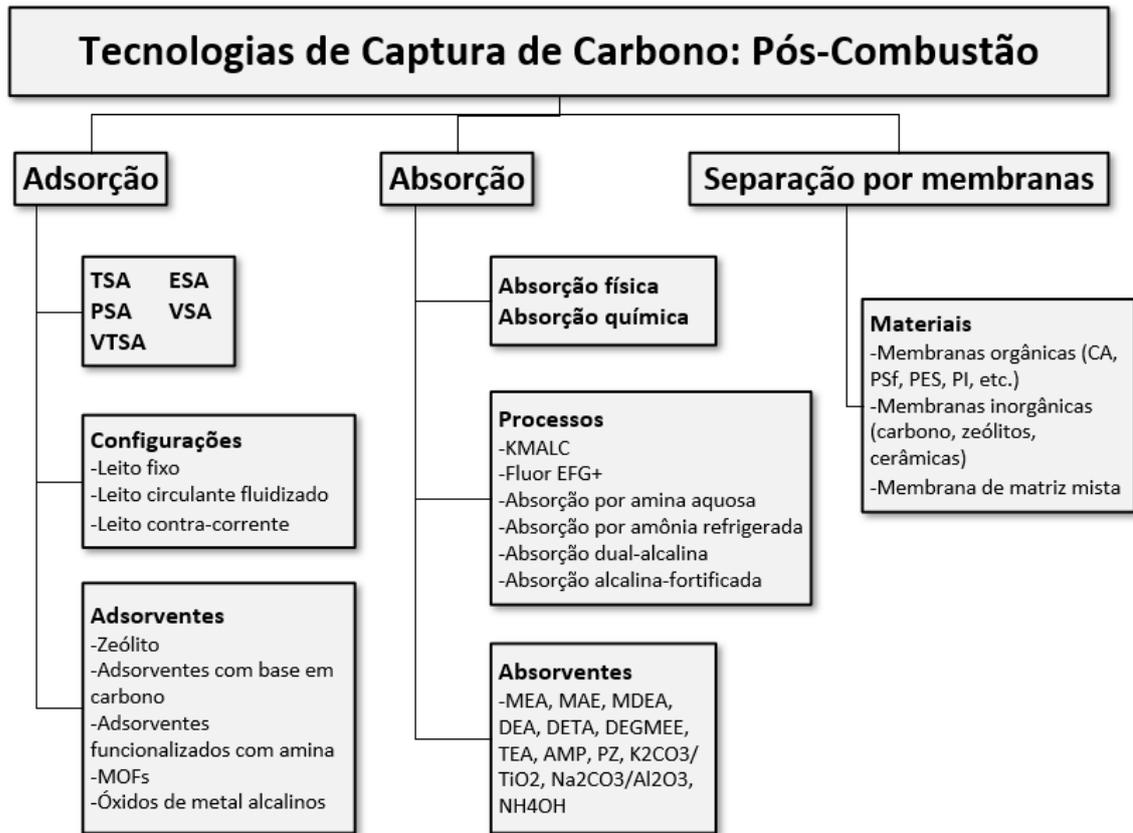


Figura 15 – Tecnologias de captura de carbono pós-combustão. Fonte: Adaptado de (CHAO et al., 2021).

Sobre a separação por membranas trata-se de uma abordagem relativamente nova. Neste processo, membranas trabalham como um filtro, retendo qualquer outro componente presente no gás que não seja CO<sub>2</sub>, permitindo somente a passagem deste pelo fluxo (LEUNG; CARAMANNA; MAROTO-VALER, 2014). O uso de membranas oferecem diversas vantagens como: alta densidade de empacotamento; alta flexibilidade quanto a faixas de vazão operacionais e seleção de solventes e sem formação de espumas, inundação e arrastos – problemas frequentes em torres de absorção (HERZOG; GOLOMB, 2004). Dentre os métodos de separação,

### 2.3.2 Absorção química

O método de captura de CO<sub>2</sub> por absorção química é abordagem mais promissora entre as tecnologias disponíveis comercialmente. Utilizado principalmente para aplicações em produtos da combustão contendo entre baixas e médias concentrações de pressão parcial de CO<sub>2</sub> (3 a 20%) (SPIGARELLI; KAWATRA, 2013). O termo absorção refere-se ao processo de

separação no qual um componente gasoso é separado de uma corrente de gás pelo uso de um líquido absorvente (ou simplesmente chamado de solvente).

Além da absorção ácida de gases como o  $\text{CO}_2$ , um processo muito bem conhecido trata-se da absorção de  $\text{SO}_2$  de gases exaustão, ou como é chamada de dessulfurização de gases de exaustão (*Flue Gas Desulphurization – FGD*). Este processo deve ou não ser inserido nas etapas iniciais de sistema CCS como pré-tratamento para remoção de  $\text{SO}_x$  em concentrações acima dos níveis toleráveis (10 ppm para o MEA) presente nos gases de exaustão. Concentrações de  $\text{SO}_x$  acima do tolerável pode levar a degradação do solvente utilizado (RUBIN, 2002). Sistemas BECCS por outro lado não fazem uso de FGDs devido à baixa concentração de enxofre na composição da biomassa. Estudos de maior aprofundamento (BUI; FAJARDY; MAC DOWELL, 2017; LOEFFLER; ANDERSON, 2014) investigam uso de *co-firing* em sistemas CCS (ou *co-firing*-BECCS), tendo como um dos benefícios a redução de  $\text{SO}_x/\text{NO}_x$  presentes nos produtos da combustão ao queimar palha de trigo e madeira juntamente com carvão, tornando dispensável o uso de FGDs, e portanto, reduzindo os custos de investimento da instalação da planta.

Li et al. (2015) investigam o uso de amônia aquosa em substituição ao MEA; recuperadores de calor no *stripper*; e divisões de fluxo do solvente rico para diferentes estágios do *stripper* visando minimizar o consumo de energia da captura de  $\text{CO}_2$ . Os resultados apontaram viabilidade técnica da proposta e potencial de redução de 3,3% na eficiência na penalidade energética da planta frente a convencional MEA.

Dubois e Thomas (2018) analisaram três configurações diferentes utilizando o software *Aspen Hysys* denominadas “*Rich Solvent Recycle*” (RSR), “*Solvent Split Flow*” (SSF) e “*Lean/Rich Vapor Compression*” (L/RVC), utilizando três diferentes solventes: MEA, piperazina (PZ) e MDEA. Entre as combinações investigadas os autores obtiveram melhor performance para uma mistura de MDEA 10% + PZ 30%, com consumo específico de energia na regeneração do solvente de 2,39 GJ/t $\text{CO}_2$ .

O estudo de Bougir; Pokras; Fan (2019) demonstrou que misturas de MEA com outros solventes como o éter monoetílico de glicol (DEGMEE) permitem aumentar a capacidade de absorção de  $\text{CO}_2$  e reduzir o consumo de energia em até 78% frente ao tradicional MEA a 30%. O desenvolvimento de novos solventes e misturas é apontado como cruciais para se atingir menores consumos de energia, assim como níveis aceitáveis de degradação e corrosão do solvente (CHAO et al., 2021).

Na Figura 16 é possível visualizar um diagrama de fluxo e esquema típico de um sistema captura de CO<sub>2</sub> por absorção química a partir do MEA como solvente. Neste processo, gases de exaustão após passarem por processo de dessulfurização (se necessário), são resfriados até uma específica temperatura de operação da coluna de absorção. Na etapa de resfriamento é possível que ocorra condensação da água presente nos gases da combustão, sendo necessário um separador de condensado para certificar que não haja líquido presente nos gases na entrada do absorvedor. Em seguida, é utilizado um soprador para vencer perdas de carga, sendo necessário um segundo resfriamento pré-absorção para garantir a temperatura de operação (entre 40-60 °C) desejada dos gases para ocorrer absorção do CO<sub>2</sub>. Na coluna, os gases ascendem em contracorrente com a solução alcalina, onde está absorve em grande parte o CO<sub>2</sub> presente que passa fisicamente da fase gasosa para líquida, enquanto os gases de exaustão deixam a coluna pela parte superior agora com mínimas concentrações de CO<sub>2</sub>. A solução rica em CO<sub>2</sub> é direcionada até a coluna de desabsorção (*stripper*), passando antes por um regenerador elevando sua temperatura, permitindo assim reduzir o calor necessário para regeneração do solvente no *stripper*. Na coluna *stripper*, com auxílio de aquecedor (*reboiler*), é fornecido calor à 120-130°C e pressão próxima da atmosférica à coluna para que ocorra o desprendimento do CO<sub>2</sub> ao solvente alcalino. O CO<sub>2</sub> deixa a coluna pela parte superior com concentrações próximas de 99% (HERZOG; GOLOMB, 2004; OLAJIRE, 2010), sendo posteriormente resfriado para condensar o vapor que é arrastado junto com o gás, restando somente o CO<sub>2</sub> para ser comprimido e transportado. Ainda no *stripper*, o solvente deixa a coluna pelo fundo juntamente com parte do CO<sub>2</sub> que não foi desprendido no processo, sendo reciclado de volta para a coluna de absorção (SPIGARELLI; KAWATRA, 2013; CHAO et al., 2021).

Na literatura existem muitos trabalhos acerca de estudos sobre absorção química, principalmente avaliando a performance de plantas pilotos e modelos/simulações na investigação por melhorias no processo. Conforme apresentado na Tabela 2, foi levantado a partir de trabalhos de relevância na literatura, parâmetros típicos operacionais de sistemas de captura de carbono utilizando absorção química e MEA como solvente. Nas colunas de absorção, é comum a admissão dos gases da combustão a 40°C (não mais do que 60°C) para que favoreça a absorção do CO<sub>2</sub> pelo MEA. A eficiência de captura de CO<sub>2</sub> é definida como 90%, sendo um parâmetro de projeto típico para absorção química com MEA. O indicador L/G (líquido/gás) representa a proporção de líquido e gás dentro da coluna. Valores elevados podem ocasionar na inundação da coluna, enquanto valores abaixo impactam na redução da captura do CO<sub>2</sub> pelo solvente. Na coluna *stripper*, a temperatura da coluna varia entre 98-114°C de acordo

com a pressão de operação pré-definida (entre 1-2 bar). O *reboiler* fornece o calor necessário para a regeneração quase completa do solvente, sendo comum o fornecimento máximo de calor a 120°C para que não ocorra a degradação do MEA (FARAJOLLAHI; HOSSAINPOUR, 2017). Um indicador relevante do stripper é o consumo específico de energia térmica por massa de CO<sub>2</sub> capturado (GJ/tCO<sub>2</sub> ou MJ/kCO<sub>2</sub>), que varia entre 3,5-7,4 GJ/t CO<sub>2</sub> para os trabalhos apresentados, sendo um interesse global que este indicador seja o menor possível para menor penalidade energética da planta.

Alguns fatores que devem ser levados em conta na seleção do absorvente inclui a solubilidade do componente gasoso no absorvente e suas respectivas propriedades reativas (SPIGARELLI; KAWATRA, 2013). O CO<sub>2</sub> quando absorvido por uma solução absorvente aquosa forma uma solução ácida como produto, já que o CO<sub>2</sub> é considerado um gás ácido. Logo é desejável que o líquido solvente seja uma solução alcalina para que ocorra a reação de neutralização com CO<sub>2</sub>, permitindo assim maiores taxas de absorção por volume de líquido solvente.

Entre as opções disponíveis no mercado, o MEA é considerado a alternativa imediata para remoção de CO<sub>2</sub>. As reações de CO<sub>2</sub> com aminas são reversíveis devido a fraqueza das ligações formadas, tornando fácil o desprendimento do gás ao solvente ao aquecer a mistura (CHAO et al., 2021). A equação geral de reação (1) (HERZOG; GOLOMB, 2004) do MEA em água em contato com CO<sub>2</sub> pode ser vista logo seguir. Na coluna de absorção a reação ocorre da esquerda para a direita liberando 86 kJ/kmol; enquanto na regeneração ocorre em sentido oposto conforme Equação ):



Como desvantagem, o MEA apresenta altas taxas de corrosão nas tubulações e altas penalidades energéticas pelo alto consumo de energia térmica para regeneração do solvente (KITTEL et al., 2019), sendo mais corrosiva que as aminas secundárias e terciárias (CHAO et al., 2021). O MEA também é conhecido por ser tóxico e nocivo ao meio ambiente quando combinado com os gases da combustão a partir de combustíveis fósseis como o carvão, sendo necessário tratamento dos gases para assegurar que não há contaminantes nas emissões (GHAYUR; VERHEYEN; MEULEMAN, 2019).

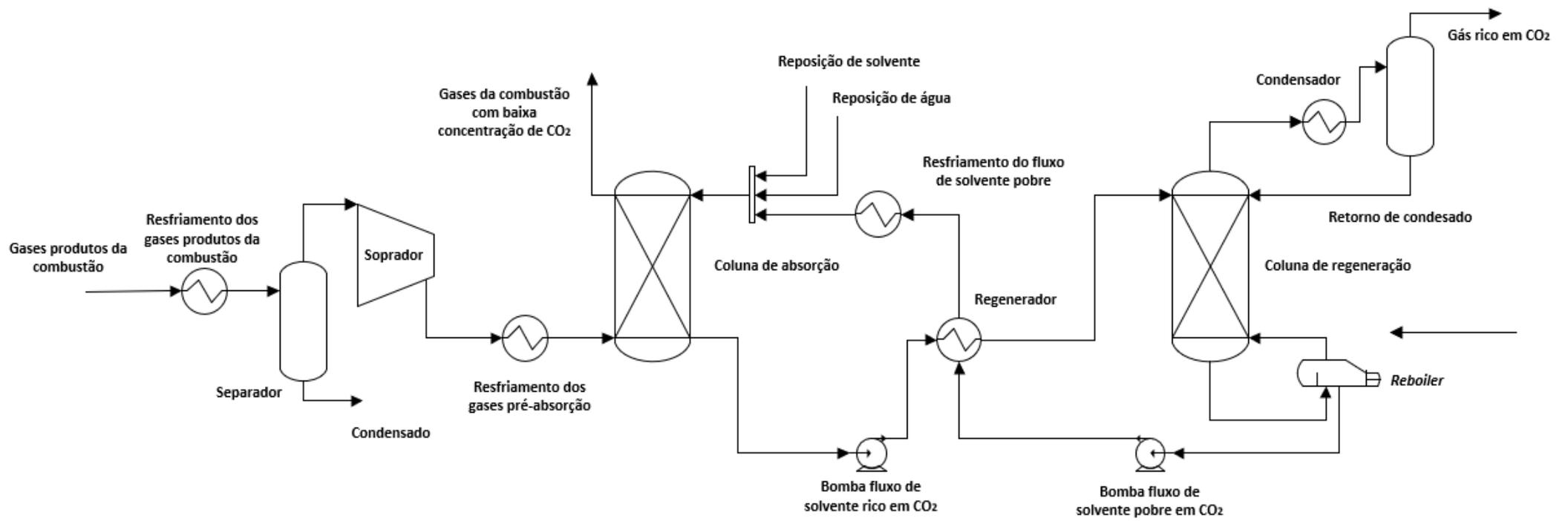


Figura 16 - Esquema típico de um sistema de absorção química.

Tabela 2 – Parâmetros operacionais de plantas/simulações de captura de CO<sub>2</sub> por absorção química utilizando MEA a 30-40% como solvente.

Dados							
Referência	(MOSER et al., 2011)(MANGALAPALLY; HASSE, 2011)	(MANGALAPALLY; HASSE, 2011)	(KWAK et al., 2012)	(STEC; TATARCZUK; WIE, 2015)	(FARAJOL LAHI; HOSSAIN POUR, 2017)	(AKRAM et al., 2016)	(NOTZ; PRASAD; HASSE, 2012)
Planta/simulação	Planta piloto	Planta piloto	Planta piloto	Planta piloto	Simulação/Modelo	Planta piloto/simulação	Planta piloto/simulação
<b>Absorvedor</b>							
Gases da combustão (Nm <sup>3</sup> /h)	1550	30-110	350	293	368,8 (kg/s)	242-248 (kg/h)	72 (kg/h)
CO <sub>2</sub> (vol%)	14,2	3-14	15	13,5	13	5,5-9,9	5,4
CO <sub>2</sub> capturado (%)	90	50-75	90	75-89	90	90	75,91
Fluxo de solvente (m <sup>3</sup> /h)	-	30-350	1300	800-1600	740 (kg/h)	-	200 (kg/h)
Taxa L/G	-	2,8	3,7	3,9-5,8	-	1,7-2,9	-
Temperatura (°C)	40	45-50	40	40-60	42	37-40	40
<b>Stripper</b>							
Calor <i>reboiler</i> (GJ/tCO <sub>2</sub> )	3,5	3,98-5,01	3,92	3,77-4,36	3,76	5,2-7,4	5,01
Solvente pobre (mol.CO <sub>2</sub> /mol.MEA)	-	0,08-0,09	-	0,28-0,38	0,23	0,17-0,20	0,27
Solvente rico (mol.CO <sub>2</sub> /mol.MEA)	-	0,11-0,14	-	0,46-0,53	0,49	0,38-0,44	0,38
Temperatura (°C)	98-113	120	113,8	105-110	103	108,7-110,4	112,85
Pressão de operação (bar)	1,75-1,90	1-2,5	1,5	1	1,85	-	2

### 3 – MÉTODO

Este capítulo apresenta detalhadamente como foram estruturadas as configurações dos ciclos, parâmetros operacionais e todas as considerações julgadas necessárias e/ou importantes para que o trabalho pudesse ser desenvolvido.

A consolidação do sistema BECCS proposto abrangeu quatro etapas:

- Etapa 1: Simulação da combustão do bagaço e palha;
- Etapa 2: Simulação das configurações do ciclo Rankine;
- Etapa 3: Simulação do sistema CCS;
- Etapa 4: Parametrização do sistema BECCS integrado.

As quatro etapas podem ser compreendidas através do diagrama de fluxos apresentando na Figura 17. A partir dos dados compilados da Tabela 1 foi estabelecida uma usina como “caso base” com características típicas de uma planta do setor sucroalcooleiro no Brasil. Na Tabela 3 são apresentados os dados para uma planta com capacidade de processamento de 2 Mt de cana ao ano, operando 240 dias contando período de safra e entressafra. Embora a produção corresponda a 85% de aproveitamento do tempo (período de safra), foi optado por considerar 5760 horas (240 dias) corridos para a operação do ciclo a vapor, não havendo modulação na operação da planta para os períodos de safra e entressafra.

Tabela 3 – Dados de processamento de cana da usina.

Capacidade moagem anual	2.000.000 tc/ano
Tempo de operação anual (safra+entressafra)	240 dias (5760 horas)
Processamento de cana/hora	347,2 tc/hora
Relação bagaço/cana	28 %
Produção de bagaço anual	560.000 tb/ano
Bagaço disponível para produção de eletricidade (90%)	504.000 tb/ano
Bagaço disponível/hora	87,50 tc/hora (24,31 kg/s)
Relação palha/cana	16,4 %
Produção de palha anual	328.000 tp/ano
Palha disponível para produção de eletricidade (10%)	32.800 tp/ano
Palha disponível/hora	5,69 tp/hora (1,58 kg/s)



Figura 17 – Fluxograma da metodologia percorrida neste estudo.

Para o consumo de vapor do processo foram adotados três cenários de acordo com a abordagem de Alves (2011). Neste trabalho foi considerado um consumo de 430 kg de vapor por tonelada de cana como abordagem típica das plantas atuais, ao passo que as hipóteses de consumo de 360 e de 280 kg/tc foram também avaliados nas simulações a partir da análise paramétrica. Para cada relação de consumo de vapor por tonelada de cana processada, foi

possível dimensionar a vazão de vapor necessária para o processo de acordo com o processamento de cana/hora da planta conforme apresentado na Tabela 4.

Tabela 4 – Vazão de vapor para o processo a partir 347,2 toneladas de cana processada hora.

Relação de vapor por tonelada de cana	Vazão de vapor para o processo	Maturidade tecnológica do processo
[kg/tc]	[kg/s]	
430	48,80	Padrão do setor
360	39,70	Atual disponível
280	31,77	Atual-otimizado

Na Figura 18 é apresentado o esquema físico simplificado do sistema BECCS integrado proposto. Neste sistema são utilizados bagaço e parte da palha produzida em campo como combustível na caldeira, fornecendo vapor superaquecido para as turbinas de contrapressão (TCP). Parte do vapor é extraído para atender o processo. Na expansão do último estágio da TCP, todo o vapor é redirecionado para uma junção de fluxos para aquecer a água que alimenta o *reboiler*. O segundo fluxo que alimenta o *reboiler* trata-se de reciclo responsável por recuperar parte do calor presente nos gases de exaustão que deixam a caldeira. Os gases de exaustão são direcionados ao sistema de captura de carbono para ser tratado. No sistema o CO<sub>2</sub> absorvido dos gases de exaustão é misturado ao CO<sub>2</sub> oriundo da fermentação do caldo da cana, sendo comprimido à altas pressões acima do ponto crítico para ser posteriormente transportado.

A simulações dos sistemas BECCS propostos foram realizadas nos ambientes computacionais Aspen Plus® e Aspen Hysys®. Todos os modelos utilizados fazem parte dos pacotes disponibilizados por ambos os softwares. Na Figura 19 é apresentado os ambientes computacionais para as simulações feitas durante as etapas deste estudo. A primeira simulação contempla a combustão do bagaço e palha em ambiente Aspen Plus®. Ao todo sete configurações diferentes para o ciclo Rankine com cogeração foram propostas em ambiente Aspen Hysys®, sendo necessário uma simulação para cada configuração proposta neste estudo. O sistema CCS foi subdividido em duas simulações, sendo a primeira em ambiente Aspen Plus® contemplando absorção química do CO<sub>2</sub>, e a segunda em Aspen Hysys® contemplando a compressão do CO<sub>2</sub> capturado (absorção + fermentação). A etapa 4 de parametrização foi feito a partir do software MATLAB, onde foi possível desenvolver o código computacional responsável por integrar os ambientes computacionais de simulação.

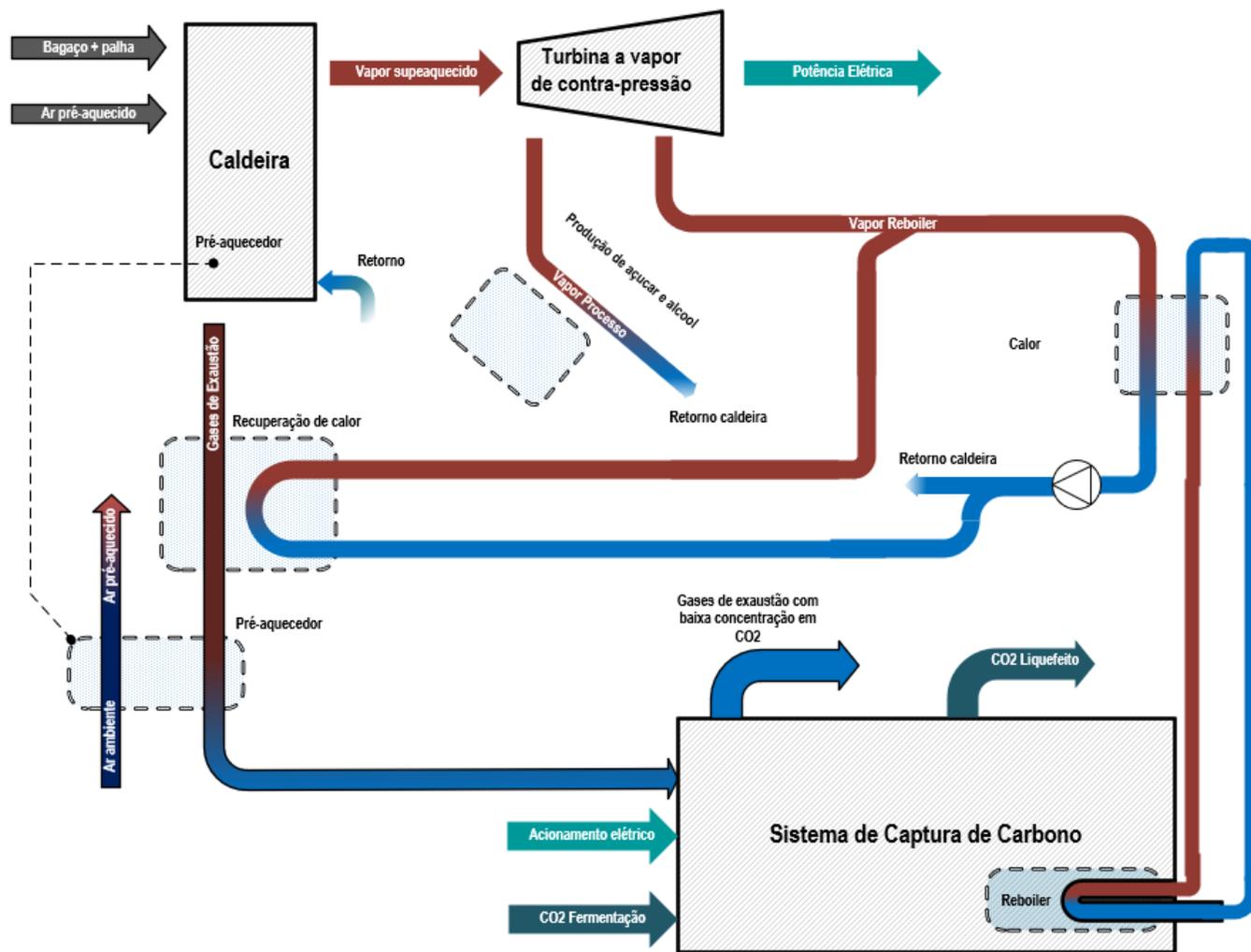


Figura 18 – Sistema BECCS integrado.

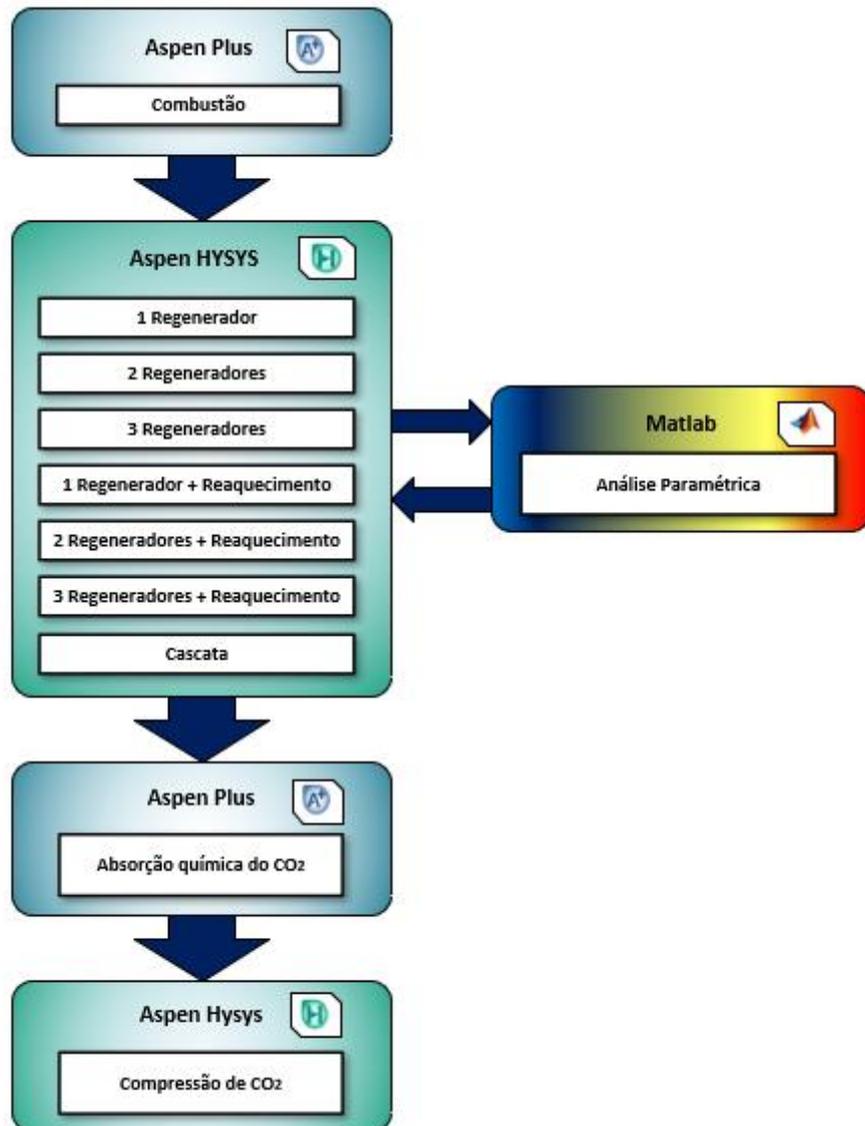


Figura 19 – Ambientes computacionais e respectivas finalidades no contexto de simulação da integração dos sistemas BECCS.

### 3.1 - Combustão da biomassa

A Etapa 1 deste trabalho compreende a combustão conjunta do bagaço e da palha na caldeira para geração de vapor. A reação de combustão foi simulada em ambiente Aspen Plus, onde são determinados a composição, temperatura, pressão e vazão mássica dos gases de exaustão produtos da combustão.

Para a etapa da combustão considera-se dados característicos de composição do bagaço e palha da cana-de-açúcar da literatura, sobretudo a análise imediata e química para ambas as

biomassas conforme Tabela 5. Na simulação, no entanto foi atribuído uma umidade de 50% para o bagaço e 15% para a palha de acordo com as referências da Tabela 1.

Tabela 5 – Caracterização do bagaço e palha de cana-de-açúcar (base seca).

Descrição	Bagaço <sup>[a][b][c]</sup>	Palha <sup>[e]</sup>
<b>Análise imediata [% em massa] <sup>[a]</sup></b>		
Carbono fixo	12,0	7,7
Material volátil	85,0	79,5
Cinza	3,0	12,8
<b>Análise química [% em massa] <sup>[b]</sup></b>		
Carbono	46,4	49,6
Hidrogênio	6,1	6,4
Nitrogênio	0,2	0,5
Cloro	0,0	0,0
Enxofre	0,1	0,1
Oxigênio	44,2	30,5
PCS <sup>[c][d]</sup>	19,30	20,04
PCI	13,46	15,03

Fonte: [a] (WIENESE, 2001), [b] (CTC, 2010), [c] (PHYLLIS, 2006), [d] (PHYLLIS, 2002) e [e] (PELÁEZ, 2007).

A partir dos dados de produção e caracterização do bagaço e palha respectivamente das Tabelas 3 e 5, foi possível desenvolver a simulação da combustão conforme pode ser visto na Figura 20. A partir da composição em análise química e imediata, é feita a decomposição da biomassa a 25°C/1 atm em C, O<sub>2</sub>, N<sub>2</sub>, S, H<sub>2</sub>O, H<sub>2</sub> e cinzas a partir do reator de rendimento (RYELD) nomeado DECOMP e DECOMP2 e um bloco de cálculo auxiliar para correção da umidade das biomassas. No reator de Gibbs é avaliada a reação de combustão da biomassa na presença do ar pré-aquecido. Os gases de exaustão produto da combustão denominado GAS1 passa por um separador para remover as cinzas, restando somente o gás final GASES1 composto de O<sub>2</sub>, N<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub>, SO<sub>2</sub> e H<sub>2</sub>O.

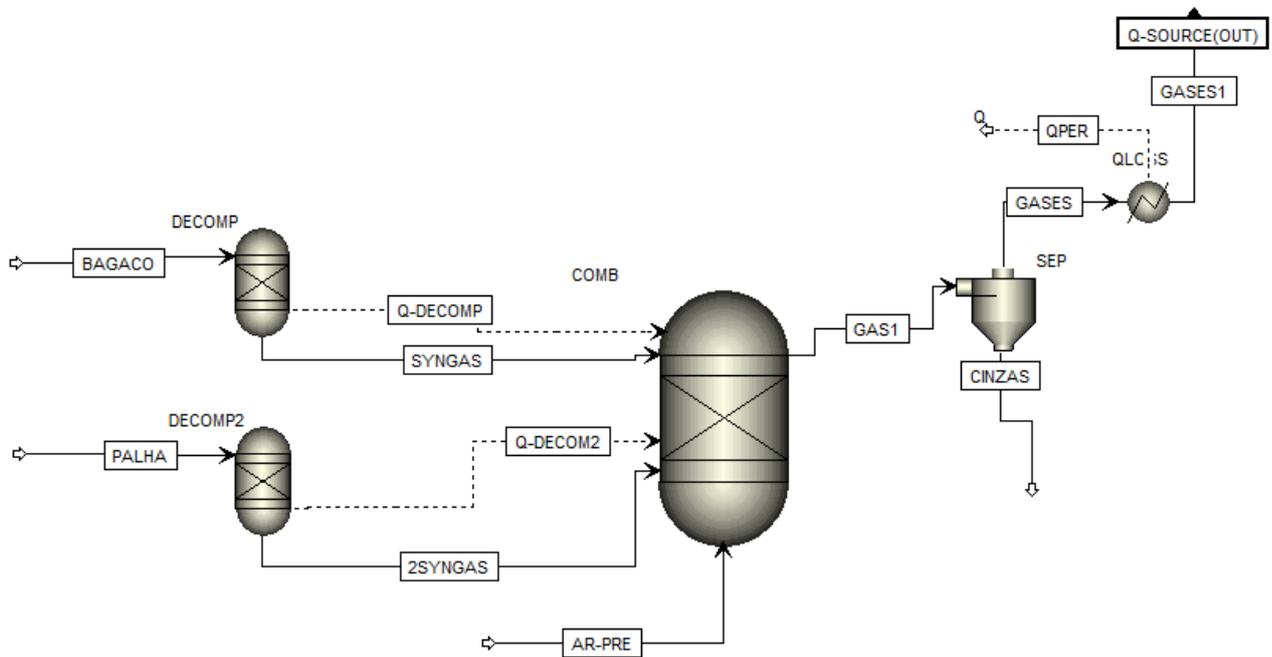


Figura 20 – Simulação da combustão do bagaço e palha em Aspen Plus.

A definição do excesso de ar a ser considerado na combustão teve como base outros trabalhos na literatura acerca da queima do bagaço em usinas do setor. Carminati et al., (2019) fez uso de 50% de excesso de ar. Em seu livro sobre caldeiras, Rayaprolu (2009) cita uma faixa de operação de 30 a um máximo 50% de excesso de ar para queima do bagaço nas caldeiras mais modernas. Logo optou-se por utilizar um valor intermediário de 40% para simulação. A vazão de ar ( $\dot{m}_{ar}$ ) pôde ser calculada em *Fortran* com o auxílio de um bloco auxiliar conforme equação (2):

$$\dot{m}_{ar} = (100\% + \alpha) * (\phi_{bagaço} * \dot{m}_{bagaço} + \phi_{palha} * \dot{m}_{palha}) \quad (2)$$

*Sendo:*

$\dot{m}_{ar}$  = vazão de ar [kg/s]

$\dot{m}_{bagaço}$  = vazão de bagaço [kg/s]

$\dot{m}_{palha}$  = vazão de palha [kg/s]

$\alpha$  = excesso de ar [%]

$\phi_{bagaço}$  = ar teórico para combustão do bagaço [%]

$\phi_{palha}$  = ar teórico para combustão da palha [%]

### 3.2 – Ciclo a Vapor com Cogeração

A construção do ciclo a vapor teve como base a proposta de configurações conhecidas pela literatura e pelo setor de cogeração. As plantas de cogeração mais modernas fazem uso em grande parte de turbinas a vapor de condensação, sobretudo justificado pelo interesse econômico em se gerar eletricidade nas turbinas para suprir não somente as demandas energéticas de acionamentos elétricos e periféricos da planta, mas também de comercializar os excedentes gerados. O vapor superaquecido após ser expandido pelos estágios de alta e média pressão, é extraído uma fração de vapor com condições parâmetros termodinâmicos próximos 130°C a 2,5 bar para suprir a demanda térmica dos processos da planta. O restante do vapor é direcionado unicamente para expansão nas turbinas de condensação a pressões inferiores a atmosféricas. No entanto, neste estudo uma segunda demanda térmica (com parâmetros semelhantes ao primeiro processo) necessita ser suprida, inviabilizando economicamente o uso de turbinas a vapor de condensação. Logo, optou-se por operar todas as configurações analisadas com turbinas de contrapressão, permitindo assim maior produção de calor a jusante. Neste ponto, pode-se considerar que todas as configurações propostas neste estudo apresentam as seguintes considerações em comum:

- Operação com turbinas de contrapressão;
- Atendem duas grandes demandas térmicas:
  - 1) Vapor a 130°C/2,5 bar para os processos de fermentação, cozimento, destilação dentre outros que englobam a produção de açúcar e etanol;
  - 2) Vapor a 130°C/2,5 bar para o trocador de calor responsável por fornecer calor ao *reboiler* do CCS;
- Recuperam o calor dos gases de exaustão para fornecimento de calor ao trocador de calor associado ao *reboiler* do CCS;
- O vapor para o processo sempre é priorizado, sendo o restante/excedente direcionado ao trocador de calor associado ao *reboiler* do CCS;
- As eficiências isentrópicas da turbina e da bomba são constantes ( $\eta_b = 75\%$ ) e ( $\eta_t = 85\%$ );

As leis fundamentais de conservação de energia e massa são aplicadas e respeitadas sobre cada componente constituinte do sistema. Considerando que não há alteração da fronteira com

a variação do tempo e que o volume de controle descrito opere em regime permanente, o balanço de energia geral pode ser formulado conforme equação (3):

$$\dot{Q}_{vc} - \dot{W}_{vc} + \sum_e \dot{m}_e \left( h_e + \frac{V_e^2}{2} + gz_e \right) - \sum_s \dot{m}_s \left( h_s + \frac{V_s^2}{2} + gz_s \right) = 0 \quad (3)$$

A equação (3) é aplicada em todos os componentes do sistema a partir das seguintes simplificações:

- Regime permanente em todo o sistema;
- Despreza-se qualquer variação de energia cinética e potencial dos fluxos dentro e fora deste sistema;
- Despreza-se qualquer forma de perda de calor para o ambiente pelas tubulações ou equipamentos;
- Perdas de carga nas tubulações e trocadores de calor foram desprezadas por desconhecer as características de projeto e dimensionamentos destes componentes neste estudo.
  
- **Caldeira**

Na Figura 21 é apresentado um esquema visual, sendo uma representação simplificada de uma caldeira, onde as superfícies foram reorganizadas para garantir que não houvesse violação de restrições de *pinch point* entre as fases e entradas/saídas dos trocadores de calor. Nesta configuração os gases de exaustão produto da combustão percorrem ao todo 6 superfícies de troca de calor (5 para os ciclos a vapor sem reaquecimento). Os 4 primeiros trocadores consistem em um economizador (4), evaporador (3), reaquecedor (2) e superaquecedor (1). A água de retorno (líquida comprimido) do ciclo a vapor passa pelo economizador até atingir a fase de líquido saturado, sendo posteriormente aquecida no evaporador até a fase de vapor saturado, e por fim até vapor superaquecido após deixar a superfície de superaquecimento. Os gases de exaustão após deixarem o economizador (4) a uma temperatura entre 220 e 240 °C, percorrem uma quinta superfície de troca de calor (5) para aquecer um fluxo de água de retorno da planta que será destinada ao processo de produção de etanol e ao *reboiler*. Os gases de exaustão deixam a superfície (5) a uma temperatura de 135°C, sendo ainda capaz de pré-aquecer o ar que será utilizado na combustão da caldeira. O ar é pré-aquecido na superfície (6) até uma temperatura máxima de 75°C, limitando assim a o resfriamento máximo dos gases de

exaustão à uma temperatura de 80°C para ser destinada ao sistema de captura de carbono. Gases de exaustão com baixa fração mássica de CO<sub>2</sub> deixa o processo de absorção química a uma temperatura próxima de 60°C (livre de condensados) para ser rejeitada à atmosfera.

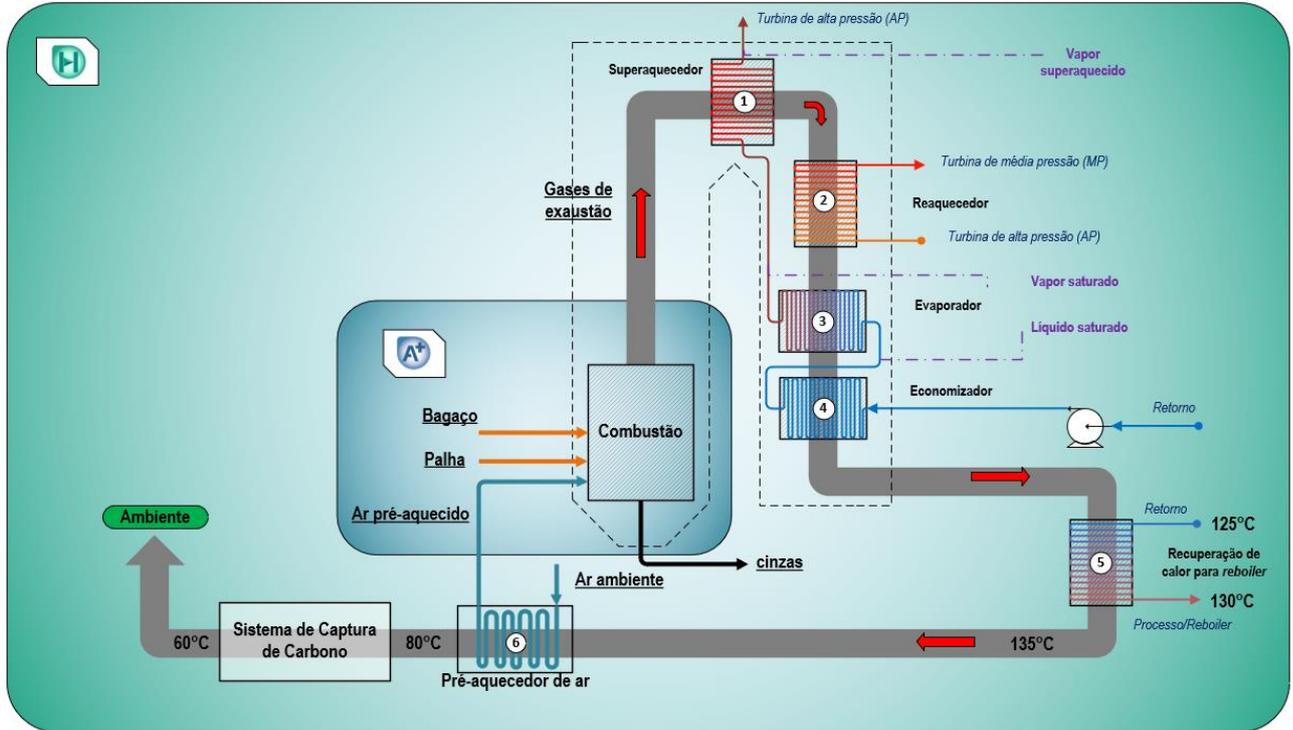


Figura 21 - Esquema visual dos componentes considerados na simulação da caldeira.

- **Expansão na turbina**

Todas as etapas de expansão nos estágios da turbina a vapor podem ser compreendidas pelo seu desempenho em função da eficiência isentrópica do equipamento, sendo definida matematicamente como:

$$\eta_{is,t} = \frac{\dot{W}_{real}}{\dot{W}_{is}} = \frac{\bar{h}_1 - \bar{h}_2}{\bar{h}_1 - \bar{h}_{2,s}} \quad (4)$$

Onde  $\bar{h}_1$  representa a entalpia do fluido de trabalho na entrada do estágio da turbina a vapor, ao passo que  $\bar{h}_{2,s}$  representa a entalpia do fluido de trabalho na saída para o mesmo estágio considerando uma expansão isentrópica. A potência de eixo (mecânica) produzida na expansão pode ser expressa conforme equação (10):

$$\dot{W}_t = \dot{m}(\bar{h}_1 - \bar{h}_2) \quad (5)$$

- **Compressão na bomba**

Todas as etapas de compressão pelas bombas podem ser compreendidas pelo seu desempenho em função da eficiência isentrópica do equipamento, sendo definida matematicamente como:

$$\eta_{is,b} = \frac{\dot{W}_{b,real}}{\dot{W}_{b,is}} = \frac{\bar{h}_{2,s} - \bar{h}_1}{\bar{h}_2 - \bar{h}_1} \quad (6)$$

Onde  $\bar{h}_{2,s}$  representa a entalpia do fluido de trabalho na saída bomba considerando uma compressão isentrópica. A potência elétrica necessária pela bomba pode ser expressa conforme equação (7):

$$\dot{W}_b = \frac{\dot{m}(\bar{h}_2 - \bar{h}_1)}{\eta_{elétrica\_bomba}} \quad (7)$$

- **Processo**

O processo foi simulado como um componente “cooler” no ambiente Aspen Hysys. Os parâmetros de temperatura e pressão considerados são apresentados na Tabela 6.

Tabela 6 – Parâmetros de T e P para o processo.

Propriedade termodinâmica	Parâmetros de entrada <sup>[a]</sup>	Parâmetros de saída <sup>[b]</sup>
Temperatura [°C]	130	90
Pressão [bar]	2,5	1,3

Fonte: [a](ALVES, 2011; OYAMA, 2017; PÉREZ et al., 2018), [b] (MALUF, 2015; NOVA CANA, 2013)

A partir das vazões mássicas de vapor da Tabela 4 e os parâmetros operacionais da Tabela 6, um balanço de energia e massa é aplicado sobre componente “Processo” da Figura 22, onde é obtido o calor destinado ao processo ( $\dot{Q}_{proc}$ ) conforme equação (8) a seguir:

$$\dot{Q}_{proc} = \dot{m}_{proc}(h_{39} - h_{15}) \quad (8)$$

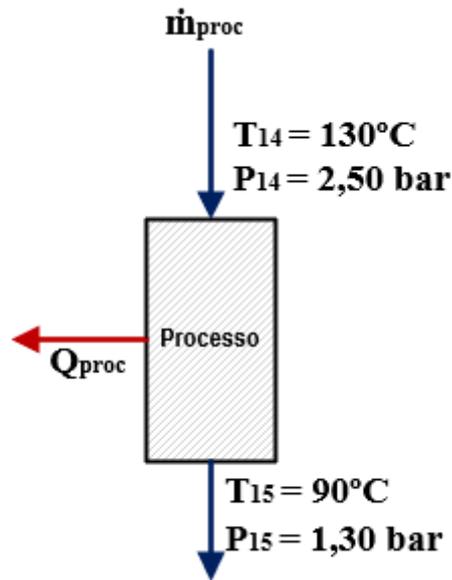


Figura 22 – Balanço de massa e energia sobre as fronteiras do processo.

Para o processo também foi levado em conta a demanda de energia elétrica para acionamento dos motores, iluminação entre outros periféricos. Foi considerado um consumo de 12 kWh por tonelada de cana processada (CGEE, 2009). Como a usina processa cana e gera energia simultaneamente durante todo o ano, é possível afirmar que são necessários 12 kW de potência elétrica por tonelada de cana processada/hora. Para 347,2 toneladas de cana/hora processada, chega-se então a uma demanda de 4,17 MWe ( $\dot{W}_{proc}$ ) elétricos a ser suprida pelo ciclo de cogeração a vapor.

- **Potência líquida do ciclo a vapor com cogeração**

A potência líquida elétrica excedente gerada pode ser representada pela equação (9):

$$\dot{W}_n = \dot{W}_t \cdot \eta_g - (\dot{W}_b + \dot{W}_{proc}) \quad (9)$$

Sendo  $\eta_g$  a eficiência do gerador elétrico considerada 98% para todas as configurações.

- **Reboiler**

O *reboiler* assim como o processo, foi simulado como um componente “cooler” no ambiente Aspen Hysys. Os parâmetros de temperatura e pressão considerados são apresentados na Tabela 7.

Tabela 7 – Parâmetros de T e P para o *reboiler*.

Propriedade termodinâmica	Parâmetros de entrada <sup>[a]</sup>	Parâmetros de saída <sup>[b]</sup>
Temperatura [°C]	130	125
Pressão [bar]	2,5	2,5

Sendo o calor do processo previamente calculado a partir da vazão  $\dot{m}_{proc}$  pré-definida, a vazão de vapor disponível para o *reboiler* ( $\dot{m}_{reb}$ ) é calculada pelo Aspen HYSYS solucionando os balanços de energia e massa no ciclo. Um último balanço de energia aplicado sobre o *reboiler* (Figura 23) determina o calor disponível ( $Q_{reb}$ ) para a regeneração do solvente conforme equação (10):

$$\dot{Q}_{reb} = \dot{m}_{reb}(h_{29} - h_{34}) \quad (10)$$

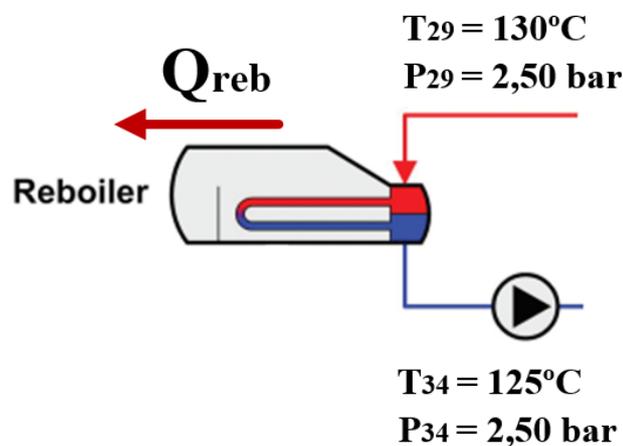


Figura 23 - Balanço de massa e energia sobre as fronteiras do *reboiler*.

Para a geração de potência foram selecionadas seis configurações, sendo adicionado 1 regenerador a cada nova configuração, limitando-se a um máximo de 3 e etapa reaquecimento após expansão no primeiro estágio da turbina. Uma sétima configuração foi proposta como alternativa frente as configurações já conhecidas, denominada aqui como “Cascata”. As configurações desenvolvidas foram conforme citado na Figura 19 as seguintes:

- 1 Regenerador;
- 2 Regeneradores;
- 3 Regeneradores;
- Reaquecimento com 1 regenerador;
- Reaquecimento com 2 regeneradores;
- Reaquecimento com 3 regeneradores;
- Cascata.

É importante ressaltar que as configurações do ciclo de potência que possuem o reaquecimento foram necessárias incorporar um fluxo de atemperamento antes de direcionar o vapor para o processo e *reboiler*. Esta medida foi necessária para garantir que a temperatura estivesse controlada a 130°C para ambos. Na configuração em cascata também foi previsto um fluxo de atemperamento com a mesma finalidade.

Uma oitava configuração com reaquecimento e 3 regeneradores também foi simulada, porém sem extração de vapor para atender o sistema de captura de carbono. Esta configuração foi otimizada para a maior geração de potência a partir do combustível disponível, sendo optado pelo reaquecimento e uso de 3 regeneradores por entender que possibilita maior eficiência térmica em comparação a um ciclo simples (sem reaquecimento ou regeneradores). A finalidade desta configuração é metrificar a penalidade de potência elétrica gerada que o sistema de captura de carbono impacta na planta, além de permitir comparar as emissões específicas de CO<sub>2</sub> por unidade de energia gerada após integração com sistema BECCS.

As simulações das configurações com 1, 2 e 3 regeneradores sem reaquecimentos (denominadas REG1, REG2 e REG3 respectivamente) podem ser vistas nos anexos A.1, A.2 e A.3 respectivamente. Na Figura 24 é apresentado um esquema geral para as configurações REG1, REG2 e REG3, onde o vapor gerado na caldeira é expandido em vários estágios (n° de estágios de acordo com o n° de regeneradores) na turbina de contrapressão. No último estágio, o vapor que deixa a turbina a aproximadamente 130°C se junta ao fluxo de recuperação de calor dos gases de exaustão da caldeira à mesma temperatura. Neste misturador parte do vapor é priorizado para atender o processo da usina, sendo o restante gerado destinado ao *reboiler* e uma pequena fração para o misturador “MXR” como necessário para fechar o balanço de energia neste componente. O “MXR” é responsável por receber os retornos de água a baixa temperatura e direcionar à caldeira, onde passa previamente pelos regeneradores para chegar

pré-aquecido. Parte da vazão  $\dot{m}_{reb}$  que retorna a 125°C é comprimida e direcionada ao recuperador de calor, enquanto a fração restante se junta à vazão do processo  $\dot{m}_{proc}$  e retorna para o misturado “MXR”.

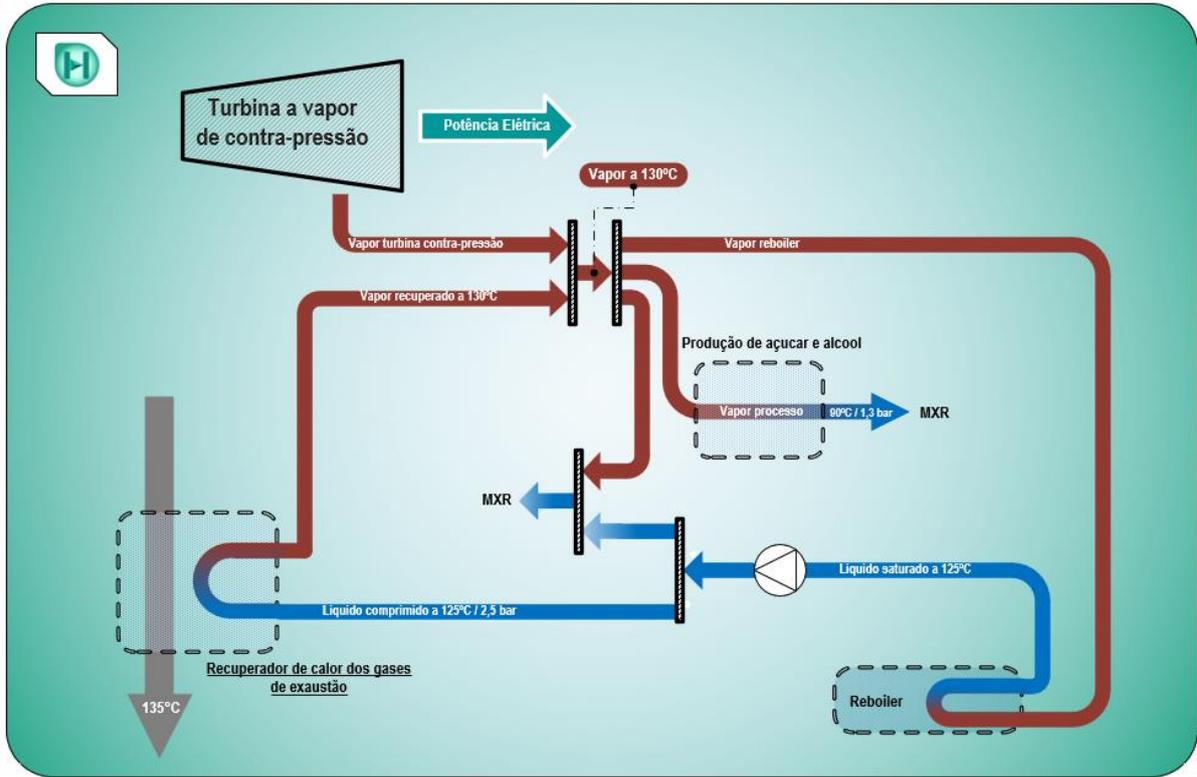


Figura 24 – Esquema genérico para as configurações REG1, REG2 e REG3.

As simulações das configurações de 1, 2 e 3 regeneradores com reaquecimentos (denominadas ReHeat1, ReHeat2 e ReHeat3 respectivamente) podem ser vistas nos anexos A.4, A.5 e A.6 respectivamente. Na Figura 25 é apresentado um esquema geral para as configurações ReHeat1, ReHeat2 e ReHeat3 respectivamente, onde vapor que deixa o último estágio da turbina de contrapressão a uma temperatura maior ou igual a 130°C, se junta de forma semelhante ao descrito anteriormente, com o fluxo de recuperação de calor dos gases de exaustão da caldeira a 130°C. Um novo fluxo de atemperamento a 125°C que retorna da troca de calor com o *reboiler* é utilizado para atemperar as outras duas vazões mássicas, de forma que garanta sempre que o vapor a ser destinado ao processo e *reboiler* estejam a 130°C. O separador distribui o vapor prioritariamente ao processo, *reboiler* e uma pequena fração para o misturador “MXR”.

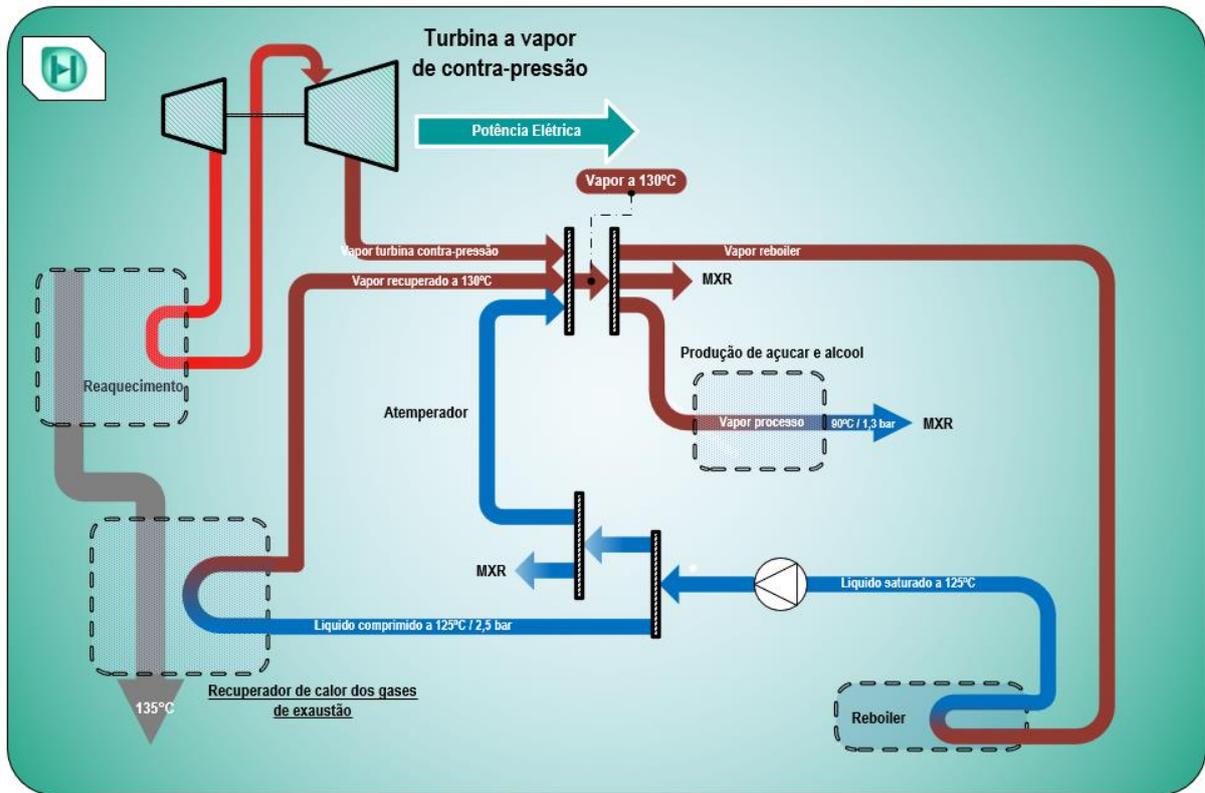


Figura 25 - Esquema genérico para as configurações ReHeat1, ReHeat2 e ReHeat3.

Por último, a configuração em cascata proposta apresenta uma dinâmica diferente de reaquecimento e trocas de calor para geração de vapor comparado às anteriores. Nesta configuração (anexo A.7 e Figura 26) os gases de exaustão trocam calor com o fluido de trabalho do ciclo através de quatro superfícies. Na primeira etapa a água na forma líquida comprimida é aquecida até líquido saturado pelo economizador. Em seguida o líquido saturado troca calor com os gases de exaustão até atingir a condição de vapor saturado pelo evaporador. Ao passar pelo superaquecedor o vapor atinge até 520°C a um máximo de 8500 kPa de pressão para ser expandido na turbina de alta pressão (*high pressure turbine – HTP*). Após expansão, parte do vapor é separado no “SP1” e direcionado a um trocador de calor denominado “HX1”, onde aquece um dos fluxos de água de retorno do processo e *reboiler* a 125°C até 130°C. O vapor deixa o trocador e se junta ao fluxo anterior de “SP1” para ser reaquecido na caldeira. Nesta superfície foi determinado um reaquecimento de  $\Delta T=20^{\circ}\text{C}$  no vapor para ser expandido na turbina de média pressão (*intermediate pressure turbine – ITP*), onde o vapor passara por etapa de separação em “SP2” e troca de calor em “HX2” semelhante à etapa anterior (“SP1” e “HX1”). O vapor que deixa “SP2” passa pela segunda superfície para reaquecimento de  $\Delta T=30^{\circ}\text{C}$ , seguindo para última expansão na turbina de baixa pressão (*low pressure turbine – LTP*). Um limite foi estabelecido na expansão de até 450 kPa através da adição de uma válvula

para assegurar uma temperatura mínima de 130°C no vapor de saída da turbina de contrapressão. O vapor que deixa a válvula é misturado junto dos dois fluxos de água a 130°C que retornaram do aquecimento nos trocadores de calor “HX1” e “HX2”, além de um fluxo auxiliar de atemperamento para assegurar um vapor único da mistura a 130°C em “MX3”. O vapor é distribuído prioritariamente para o processo, *reboiler* e uma fração remanescente é destinado ao misturador “MXR”, onde é misturado com os retornos de água, formando um só fluxo a 125°C. No separador “SP5”, uma grande fração é retornada à bomba a ser retornada à caldeira, enquanto parte é utilizada para reaquecimento nos trocadores “HX1” e “HX2”.

Assim como as configurações anteriores, a configuração em cascata utilizou a mesma dinâmica iterativa de pré-aquecimento do ar para combustão, sendo, portanto, considerado um resfriamento máximo dos gases de exaustão nas trocas de calor limitado a 80°C.

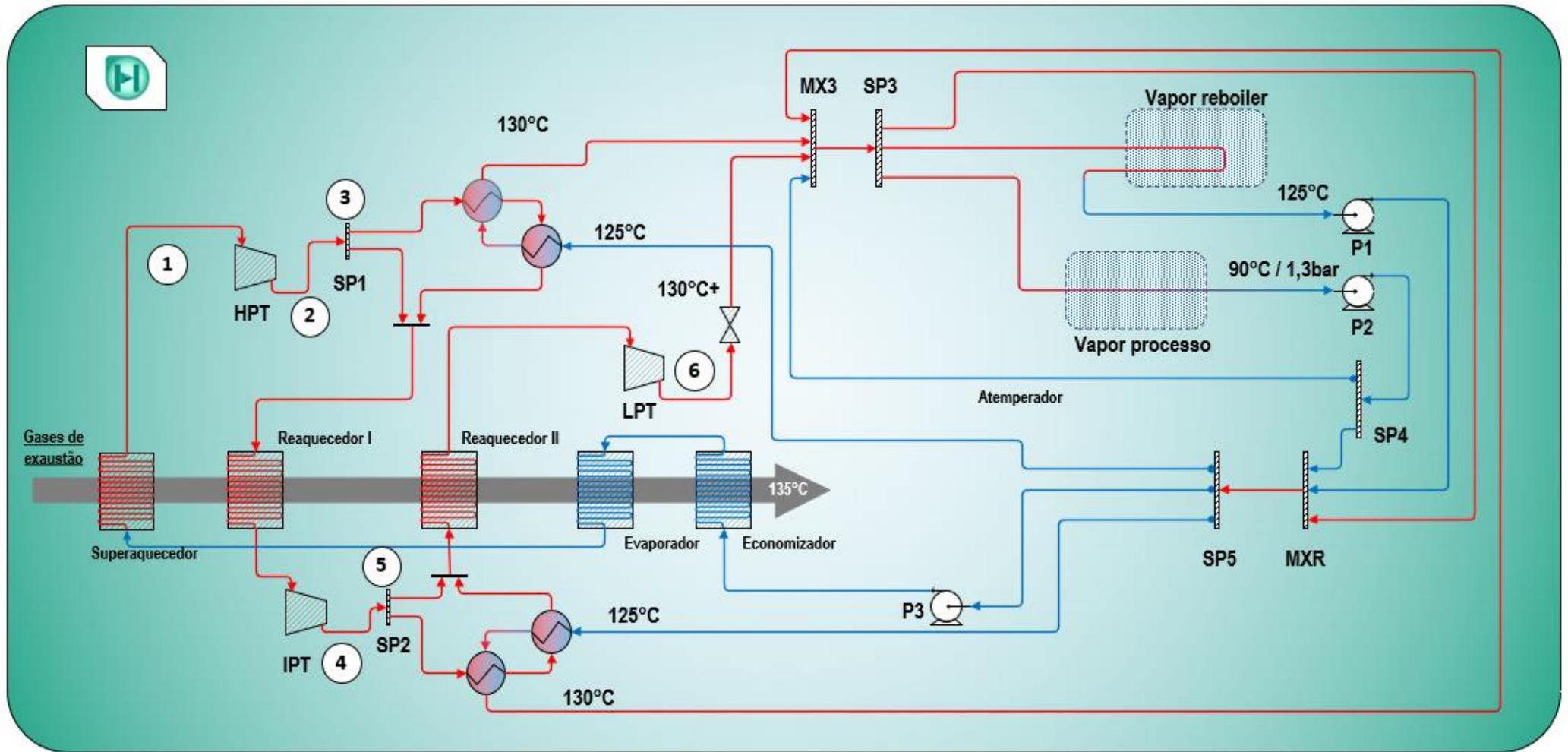


Figura 26 – Esquema geral para a configuração “Cascata” simulada em ambiente Aspen Hysys.

### 3.2.1 – Análise paramétrica

A análise paramétrica envolveu o desenvolvimento de um código em MATLAB, responsável por integrar a simulação em Aspen Hysys e avaliar os efeitos dos parâmetros de projeto sobre a geração de eletricidade e energia térmica das configurações selecionadas. Na Tabela 8 são apresentados os parâmetros de entrada a serem avaliados dentro de um intervalo [a – b], sendo “a” o limite inferior e “b” o limite superior para cada parâmetro considerado. Para cada configuração 3 cenários de consumo de vapor para o processo foram avaliados conforme considerações previamente apresentadas na Tabela 4. Os intervalos de temperatura, pressão e *pinch point* foram definidos de acordo com as referências apresentadas na Tabela 1. O parâmetro  $PP_{eco}$  refere-se à mínima diferença de temperatura no economizador, sendo portanto a diferença de temperatura entre os gases de exaustão que deixam a caldeira (“FLUEGAS5”) e o fluido de trabalho (“1”) para todas as configurações, exceto “Cascata”.

Tabela 8 – Parâmetros considerados nas análises.

Configuração	Parâmetros de operação / intervalo
<b>REG1 (ANEXO A. 1)</b>	$T_2(^{\circ}C) = [480 - 520]$
	$P_{18}(kPa) = [6500 - 8500]$
	$P_5(kPa) = [1700 - 3200]$
	$T_1(^{\circ}C) = [210 - 230]$
	$PP_{eco}(^{\circ}C) = [10 - 30]$
<b>REG2 (ANEXO A. 2)</b>	$T_2(^{\circ}C) = [480 - 520]$
	$P_{18}(kPa) = [6500 - 8500]$
	$P_5(kPa) = [1700 - 3200]$
	$P_7(kPa) = [750 - 1050]$
	$T_{19}(^{\circ}C) = [170 - 190]$
<b>REG3 (ANEXO A. 3)</b>	$T_2(^{\circ}C) = [480 - 520]$
	$P_{18}(kPa) = [6500 - 8500]$
	$P_3(kPa) = [2200 - 3800]$
	$P_{52}(kPa) = [1500 - 2100]$
	$P_7(kPa) = [700 - 1400]$
	$T_{19}(^{\circ}C) = [170 - 200]$
	$T_{20}(^{\circ}C) = [190 - 220]$
	$T_1(^{\circ}C) = [210 - 240]$
	$PP_{eco}(^{\circ}C) = [10 - 30]$

Configuração	Parâmetros de operação / intervalo
<b>Reheat1 (ANEXO A. 4)</b>	$T_2(^{\circ}C) = [480 - 520]$ $P_{18}(kPa) = [6500 - 8500]$ $T_4(^{\circ}C) = [480 - 520]$ $P_3(kPa) = [2000 - 5000]$ $P_5(kPa) = [1000 - 3000]$ $P_9(kPa) = [250 - 750]$ $T_1(^{\circ}C) = [210 - 230]$ $PP_{eco}(^{\circ}C) = [10 - 30]$
<b>Reheat2 (ANEXO A. 5)</b>	$T_2(^{\circ}C) = [480 - 520]$ $P_{18}(kPa) = [6500 - 8500]$ $T_4(^{\circ}C) = [480 - 520]$ $P_3(kPa) = [2500 - 5000]$ $P_5(kPa) = [1700 - 3200]$ $P_7(kPa) = [750 - 1050]$ $P_9(kPa) = [250 - 750]$ $T_{19}(^{\circ}C) = [170 - 190]$ $T_1(^{\circ}C) = [210 - 230]$ $PP_{eco}(^{\circ}C) = [10 - 30]$
<b>Reheat3 (ANEXO A. 6)</b>	$T_2(^{\circ}C) = [480 - 520]$ $P_{18}(kPa) = [6500 - 8500]$ $T_4(^{\circ}C) = [480 - 520]$ $P_3(kPa) = [3000 - 5000]$ $P_5(kPa) = [2100 - 2900]$ $P_{52}(kPa) = [1100 - 2100]$ $P_7(kPa) = [750 - 1050]$ $P_9(kPa) = [250 - 750]$ $T_{19}(^{\circ}C) = [170 - 200]$ $T_{20}(^{\circ}C) = [190 - 220]$ $T_1(^{\circ}C) = [210 - 240]$ $PP_{eco}(^{\circ}C) = [10 - 30]$
<b>Cascata (ANEXO A. 7)</b>	$T_2(^{\circ}C) = [480 - 520]$ $P_{12}(kPa) = [6500 - 8500]$ $P_3(kPa) = [3000 - 5000]$ $P_6(kPa) = [1000 - 3000]$ $P_9(kPa) = [450 - 850]$ $* (SP1) = [0,1 - 0,5]$ $** (SP2) = [0,05 - 0,25]$

\* SP1 = 1 (vapor totalmente direcionado ao trocador de calor "HX1").

\*\* SP2 = 1 (vapor totalmente direcionado para o misturado "MX2").

Foi aplicado o critério de análise multivariada paramétrica neste estudo. Para cada configuração do ciclo a vapor, se fez necessário estruturar uma matriz  $A_{mn}$ :

$$A_{mn} = \begin{bmatrix} a_{11} & a_{12} & a_{13} & \dots & a_{1n} \\ a_{21} & a_{22} & a_{23} & \dots & a_{2n} \\ a_{31} & a_{32} & a_{33} & \dots & a_{3n} \\ \vdots & \vdots & \vdots & \dots & \vdots \\ a_{m1} & a_{m2} & a_{m3} & \dots & a_{mn} \end{bmatrix}, A = (a_{ij})_{m \times n}, \text{ onde } 1 \leq i \leq m \text{ e } 1 \leq j \leq n$$

Sendo  $m$  correspondente ao número máximo de combinações e  $n$  o número de parâmetros variáveis admitidos para a configuração. Para cada configuração foi limitado em 6000 combinações ( $m = 6000$ ), onde os parâmetros correspondentes da Tabela 8 foram distribuídos aleatoriamente dentro dos limites inferior e superior. Ao final de cada simulação é adicionado 2 *outputs* (saídas)  $a_{i,j+1}$  e  $a_{i,j+2}$  na matriz  $A_{mn}$  contendo a potência elétrica líquida gerada ( $\dot{W}_n$ ) e o calor disponível para ser utilizado no *reboiler* ( $\dot{Q}_{reb}$ ) respectivamente.

### 3.3 Sistema de captura de carbono e compressão

O sistema de captura de carbono foi desenvolvido integralmente em ambiente Aspen Plus. Para a simulação da separação do CO<sub>2</sub> por absorção química (Figura 27) foi utilizado o pacote de termodinâmica de sistemas eletrolíticos ElecNRTL (*Non-Random Two-Liquid*), amplamente utilizado na literatura para aplicações em solventes, sobretudo aquosos (CHINEN et al., 2016; MORGAN et al., 2017).

Os gases de exaustão “FLUEGAS1” deixam a caldeira a 90°C são resfriados até 40°C através do *cooler* “HX2”. Um separador “SEP2” é utilizado para separar o condensado gerado ao resfriar os gases, enquanto o gás segue pelo fluxo “FLUEGAS3”. No soprador “BLOWER”, os gases “GASIN” ganham 10k Pa de pressão para vencer as perdas de carga e ao mesmo tempo se igualar a pressão da coluna de absorção, onde será admitido pelo fundo da coluna a aproximadamente 50°C. Na coluna, o fluxo pobre “LEANSOLV” é admitido no topo da coluna a 37°C/1,1bar. Um fluxo *make up* de água “MKUPH2OT” se faz necessário para reposição da água na coluna. Por absorção química, os gases de exaustão que ascendem a coluna têm o CO<sub>2</sub> absorvidos pelo fluxo descendente do solvente aquoso, deixando a coluna pelo topo com aproximadamente 10% da fração mássica de CO<sub>2</sub> em sua composição. Em contracorrente a solução aquosa carrega o CO<sub>2</sub> absorvido e deixa a coluna pelo fundo através do fluxo

“RICH SOL”. A solução rica em CO<sub>2</sub> bombeada até a coluna *stripper* a uma pressão de 2bar, passando previamente pelo regenerador “HX1” para ser previamente aquecido até uma temperatura de 105°C. No *stripper*, com o calor fornecido pelo *reboiler*, o CO<sub>2</sub> é desprendido da solução e levado junto com o vapor ao topo da coluna, onde este fluxo “D” é resfriado até 30°C para condensar a água e retorná-la a coluna. Ao topo do separador o CO<sub>2</sub> 99% puro ( $\dot{m}_{CO_2_{abs}}$ ) é direcionado ao sistema de compressão para ser transportado. Já no fundo da coluna *stripper*, a solução pobre em CO<sub>2</sub> deixa a coluna a aproximadamente 120°C e retorna para a coluna de absorção, passando previamente pelo regenerador “HX1” e “MIX2”, onde é feita a reposição de MEA no sistema. Todos os parâmetros operacionais de entrada considerados para a simulação foram baseados na literatura (Tabela 1), permitindo dimensionar e obter os parâmetros de saída conforme apresentado na Tabela 9 a seguir.

Tabela 9 – Parâmetros operacionais para o sistema de captura de CO<sub>2</sub> por absorção química simulado em Aspen Plus.

Dados	
<b>Modelo</b>	ELECNRTL
<b>Absorvedor</b>	
Nº de estágios	12
CO <sub>2</sub> (vol%)	11,1
CO <sub>2</sub> capturado (%)	90
Taxa L/G	2,9
Temperatura (°C)	50
Pressão (bar)	1,2
<b>Stripper</b>	
Tipo	Kettle
Razão de refluxo	0,18
Razão de boilup	0,14
Nº de estágios	20
Calor <i>reboiler</i> (GJ/tCO <sub>2</sub> )	4,2
Solvente pobre (mol.CO <sub>2</sub> /mol.MEA)	0,19
Solvente rico (mol.CO <sub>2</sub> /mol.MEA)	0,49
Temperatura (°C)	105
Pressão de operação (bar)	1,8

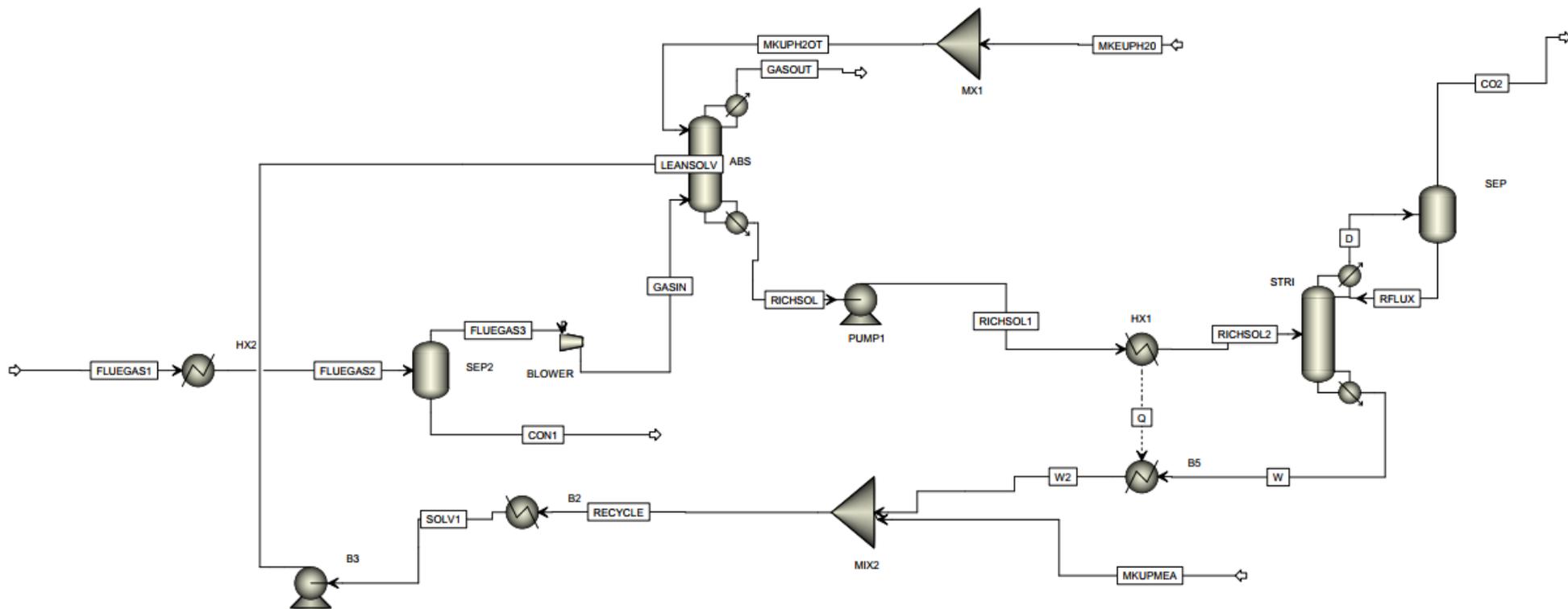


Figura 27 – Simulação CCS em ambiente Aspen Plus.

Além do CO<sub>2</sub> produzido pela combustão da biomassa, também avaliou-se neste estudo a possibilidade de captura do CO<sub>2</sub> gerado pelo processo de fermentação do açúcar na planta. Diferente do CO<sub>2</sub> dos gases de exaustão que precisa de um sistema de absorção para separação, o CO<sub>2</sub> da fermentação produzido pode ser diretamente direcionado ao sistema de transporte final, sendo, portanto, considerado a potência elétrica necessária para comprimi-lo. Para estimativa do CO<sub>2</sub> produzido pelo processo de fermentação, permitiu-se considerar as seguintes correlações do trabalho de Valência (2018) conforme Tabela 10.

Tabela 10 – Considerações para estimativa de CO<sub>2</sub> capturado pelo processo de fermentação.

Parâmetro	Valor	Referência
Produção de etanol (litros/tc)	86,3	(MACEDO; SEABRA; SILVA, 2008)
Produção de CO <sub>2</sub> por kg de etanol [kg CO <sub>2</sub> ]	0,96	(MOREIRA et al., 2016)
Produção de CO <sub>2</sub> por litro de etanol [kg CO <sub>2</sub> ]	0,78	

Onde então a vazão mássica de CO<sub>2</sub> em kg/s produzido a partir da fermentação é dado pela equação (11):

$$\dot{m}_{CO_2_f} \left[ \frac{kgCO_2}{s} \right] = 86,3 \left[ \frac{l. etanol}{ton. cana} \right] * 0,78 \left[ \frac{kgCO_2}{l. etanol} \right] * cana \left[ \frac{ton. cana}{hora} \right] \left[ \frac{1}{3600} \right] \quad (11)$$

Portanto, a vazão mássica de CO<sub>2</sub> em kg/s total produzido pela usina é dada pela equação (12):

$$\dot{m}_{CO_2_{total}} = \dot{m}_{CO_2_{abs}} + \dot{m}_{CO_2_f} \quad (12)$$

Após capturado, o CO<sub>2</sub> deve ser comprimido e liquefeito a altas pressão para ser transportado até o destino. Foi reaplicado neste trabalho a mesma configuração que Farajollahi e Hossainpour (2017) utilizaram em seu sistema de compressão de CO<sub>2</sub> para transporte. Nesta configuração o CO<sub>2</sub> é comprimido até 130bar aproximadamente, onde é liquefeito e pressurizado bombas até 150 bar para poder ser transportado. A decisão por liquefazer o CO<sub>2</sub>

acima do ponto crítico e transportá-lo a 150bar, é uma prática para ser reduzir o consumo de energia e custo associado ao processo de liquefação (PEI et al., 2014).

Na Figura 28 é apresentado a simulação do sistema de compressão em ambiente Aspen Hysys, onde foi utilizado o pacote de equações Peng-Robinson para o cálculo das propriedades termodinâmicas. Os fluxos de CO<sub>2</sub> produzidos pela planta são misturados a pressão de 2 bar e comprimidos até 128 bar através de 6 estágios de compressão com resfriamento intermediário até 30°C. Foi necessário também utilizar purgadores para retirada do condensado. Após último estágio de compressão, o CO<sub>2</sub> é resfriado novamente e comprimido até 150 bar para então ser transportado. Na Tabela 10 é apresentado os níveis de pressão do sistema de compressão descrito.

Tabela 11 – Níveis de pressão do sistema de compressão do CO<sub>2</sub>.

Etapa de compressão	Pressão [bar]
<b>Compressor</b>	
1° estágio	4
2° estágio	8
3° estágio	16
4° estágio	32
5° estágio	64
6° estágio	128
<b>Bomba</b>	150

A potência necessária para comprimir o CO<sub>2</sub> é, portanto, a soma dos estágios de compressão (C1 a C6) juntamente com a bomba no último estágio de compressão. Logo tem-se a seguinte relação para a potência de acionamento do sistema de compressão (equação 13):

$$\dot{W}_{comp\_CO_2} = \dot{W}_{C1} + \dot{W}_{C2} + \dot{W}_{C3} + \dot{W}_{C4} + \dot{W}_{C5} + \dot{W}_{C6} + \dot{W}_P \quad (13)$$

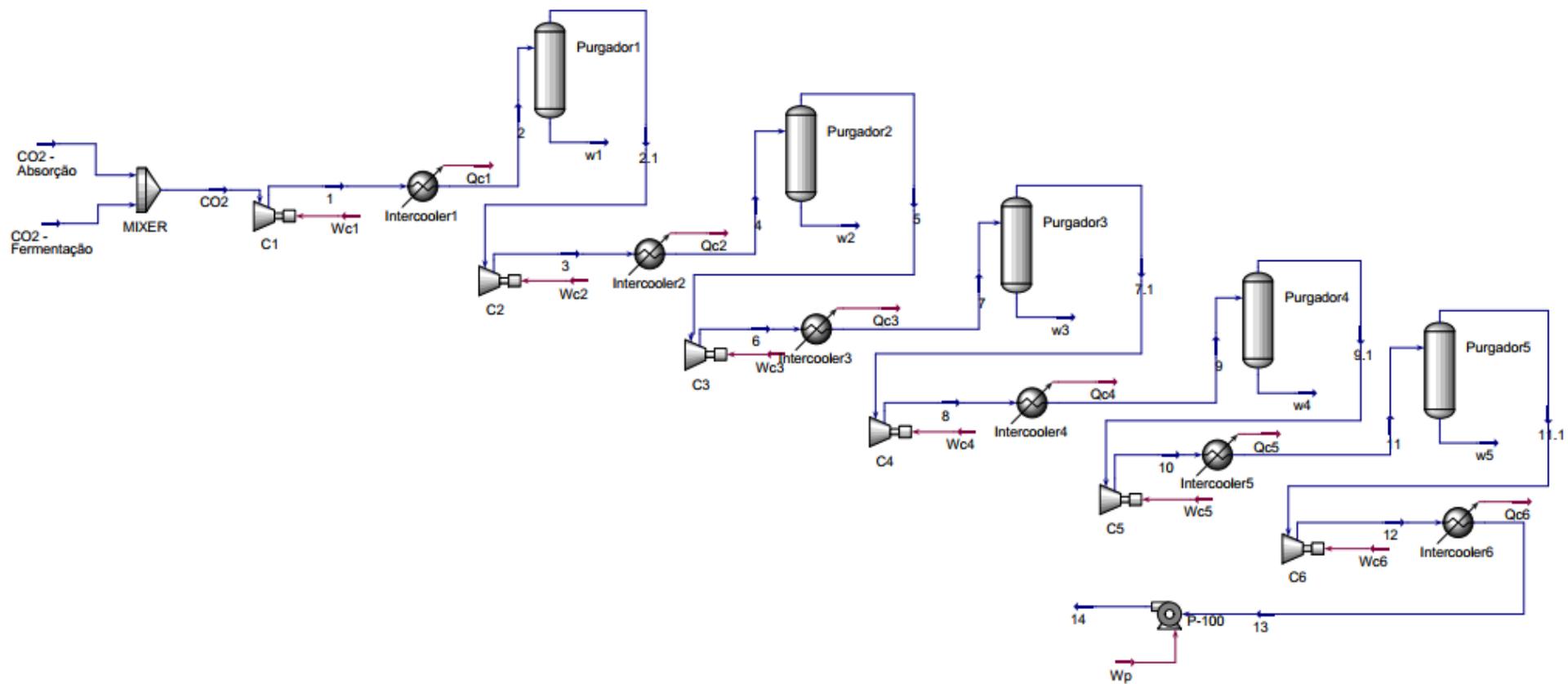


Figura 28 – Simulação do sistema de compressão do CO<sub>2</sub> em ambiente Aspen Hysys.

## 4 – DISCUSSÃO DOS RESULTADOS

### 4.1 Combustão da biomassa

A vazão mássica de ar necessária para a combustão da biomassa foi obtida a partir da Eq (2) e pode ser vista na Tabela 12. As constantes de ar teórico  $\phi_{bagaço}$  e  $\phi_{palha}$  foram obtidas nas primeiras simulações realizadas para uma combustão completa sem formação de CO na composição dos gases. Para uma combustão teórica foi necessária uma vazão de 74,70 kg/s de ar, sendo, portanto, definido a vazão de 104,6 kg/s para um excesso de ar igual a 40% de acordo com a faixa operacional de Rayaprolu (2009).

Tabela 12 – Massa de ar para a combustão.

Parâmetro	Valor	Unidade
$\dot{m}_{bagaço}$	24,31	kg/s
$\dot{m}_{palha}$	1,58	kg/s
$\phi_{bagaço}$	2,74	
$\phi_{palha}$	5,57	
$\dot{m}_{ar}(\alpha = 40\%)$	104,6	kg/s

A partir da vazão mássica de ar ( $\dot{m}_{ar}$ ), foi realizado o processo iterativo da combustão para convergência da temperatura do ar pré-aquecido ( $T_{ar.HOT}$ ) na entrada da caldeira. Foi possível pré-aquecer o ar ambiente  $T_{ar.AMB} = 25\text{ }^{\circ}\text{C}$  até  $T_{ar.HOT} = 97,49\text{ }^{\circ}\text{C}$ .

Após finalizado o processo iterativo, foi possível obter vazão mássica e composição dos gases produtos da combustão definitiva conforme mostrado Tabela 13. Para esta composição e vazão mássica, os gases de exaustão ( $\dot{m}_{fluegas}$ ) são formados a 1263,14 °C e 1,2 bar de pressão atmosférica, sendo totalizado 202,58 MWt de calor disponível para aquecimento na caldeira.

Tabela 13 – Composição dos gases da combustão da biomassa (fração mássica).

Parâmetro	Valor	Unidade
$O_2$	5,4	
$N_2$	61,9	
$CO_2$	17,6	
$SO_2$	0,02	

Parâmetro	Valor	Unidade
$H_2O$	15,0	
$\dot{m}_{fluegas}$	129,64	$kg/s$
$T_{fluegas}$	1263.14	$^{\circ}C$
$Q_{fluegas}$	202,58	$MW_t$

## 4.2 Sistema de captura de carbono

Na Tabela 14 é apresentado os resultados obtidos para o sistema de absorção química, onde são avaliados três cenários de capacidade de captura de CO<sub>2</sub> presente nos gases de exaustão (30, 60 e 90%). Para capturar 21,07 kg/s de CO<sub>2</sub> (equivalente a 90% da fração mássica de CO<sub>2</sub> presente nos gases de exaustão) se faz necessário um fornecimento de 86,65 MW de calor cogerado pelo ciclo Rankine para atender a demanda térmica do *reboiler*. Para todos os casos o calor específico do *reboiler* se manteve próximo da média de 4,11 GJ/tCO<sub>2</sub>, enquanto a potência elétrica de acionamento das bombas, vazão de gases admitidos na coluna e de CO<sub>2</sub> capturado variaram de acordo com a aproximação linear conforme mostrado na. Neste gráfico apresentado, é possível visualizar a correlação entre percentual de captura de CO<sub>2</sub>, vazão mássica de CO<sub>2</sub> correspondente e consumo de calor necessário no *reboiler*.

Tabela 14 – Resultados obtidos para absorção química do CO<sub>2</sub>.

Parâmetro	Valor			Unidade
	90	60	30	
Percentual de captura de CO <sub>2</sub>	90	60	30	%
Gases de exaustão admitidos no absorvedor	116,63	75,81	37,90	$kg/s$
Gases de exaustão livre de CO <sub>2</sub>	103,33	66,16	33,12	$kg/s$
Reciclo de MEA	101,04	69,62	34,66	$kg/s$
Potência bombas	55,21	38,08	18,97	$kW_e$
CO <sub>2</sub> absorvido	20,58	13,80	6,89	$kg/s$
Calor consumo ( <i>reboiler</i> )	82,90	57,38	28,56	$MW_t$
Calor específico ( <i>reboiler</i> )	4,03	4,16	4,15	$GJ/tCO_2$

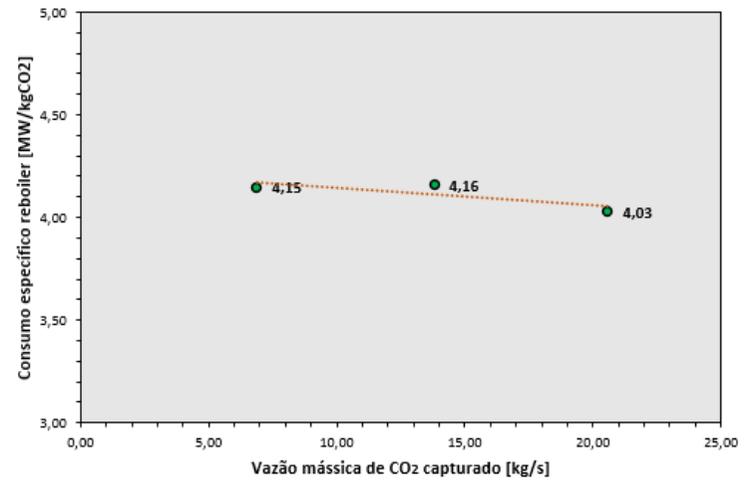
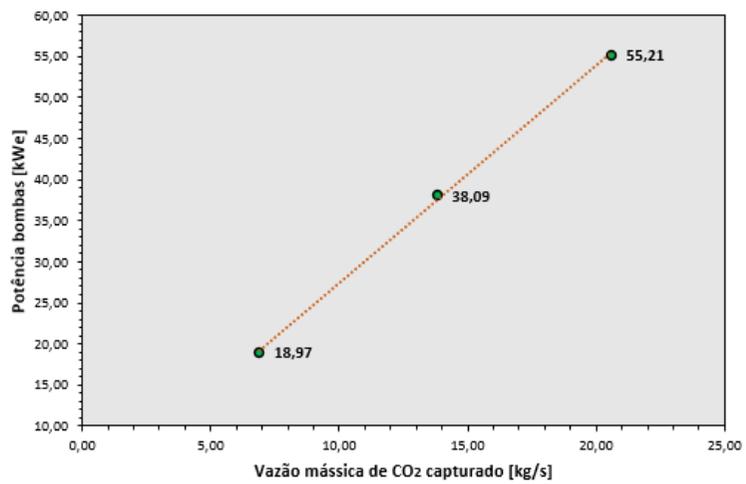
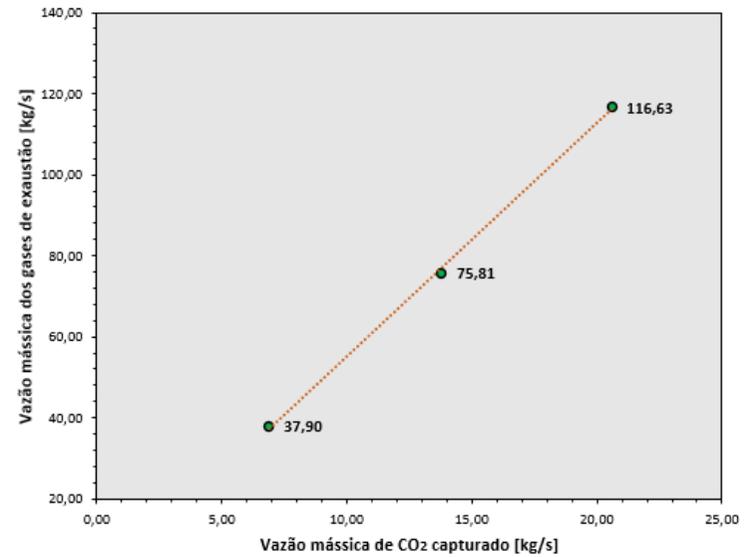
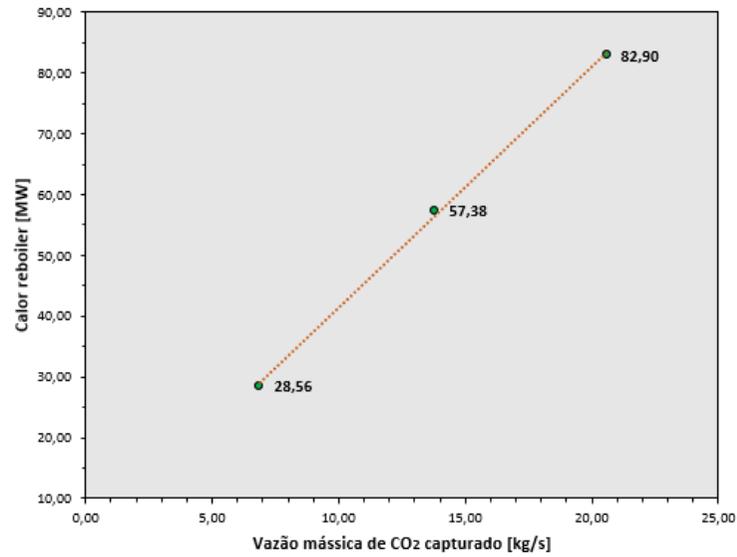


Figura 29 – Resultados obtidos para a simulação do processo de captura de CO<sub>2</sub>.

Na Tabela 15 é apresentado a composição dos gases de exaustão pós separação captura do CO<sub>2</sub>, juntamente com o fluxo referente ao CO<sub>2</sub> capturado ( $\dot{m}_{CO_2_{abs}}$ ) após deixar a coluna de regeneração e separação do condensado. É possível constatar uma pequena fração (0,9 %) de água presente mesmo após separação do condensado, sendo necessário posterior remoção na etapa de compressão do CO<sub>2</sub>.

Tabela 15 – Composição dos gases de exaustão pós captura de CO<sub>2</sub>.

Componente	Gases de exaustão	CO <sub>2</sub> capturado
	Valor [% em massa]	Valor [% em massa]
O <sub>2</sub>	6,7	-
N <sub>2</sub>	77,7	-
CO <sub>2</sub>	2,2	99,1
SO <sub>2</sub>	0,02	-
H <sub>2</sub> O	13,4	0,9

Para o CO<sub>2</sub> capturado a partir da fermentação ( $\dot{m}_{CO_2_f}$ ), tem-se uma vazão mássica de 6,49 kg/s (0,135 Mt/ano) de CO<sub>2</sub> de acordo com a produção de etanol definida. Portanto, é considerado a vazão de fermentação juntamente com ( $\dot{m}_{CO_2_{abs}}$ ) para o cálculo da potência elétrica do sistema de compressão do CO<sub>2</sub>.

A partir das vazões mássicas  $\dot{m}_{CO_2_{abs}}$  e  $\dot{m}_{CO_2_f}$ , foi possível calcular a potência elétrica de acionamento do sistema de compressão do CO<sub>2</sub> de acordo com a vazão em kg/s de CO<sub>2</sub> a ser comprimido. A

Figura 30 apresenta a potência elétrica necessária para cada componente do sistema a partir dos três cenários de percentuais de captura de CO<sub>2</sub> da planta. Para a compressão do CO<sub>2</sub> gerado a partir da fermentação ( $\dot{m}_{CO_2_f}$ ) seria necessário aproximadamente 2 MWe. Por outro lado, se considerado o cenário limite de 90% de captura de CO<sub>2</sub> dos gases de exaustão (0,431 MtCO<sub>2</sub>/ano), seriam necessários 8,24 MWe para poder comprimir todo CO<sub>2</sub> gerado pela planta em sua capacidade máxima (0,566 MtCO<sub>2</sub>/ano). Ainda analisando os três cenários, obtém-se uma relação de 0,30 MWe de potência para cada 1 kg/s de CO<sub>2</sub> capturado pela planta.

## ANÁLISE DE PENALIDADE DE POTÊNCIA NA COMPRESSÃO DE CO<sub>2</sub> NA PLANTA DE ACORDO COM O PERCENTUAL CAPTURADO.

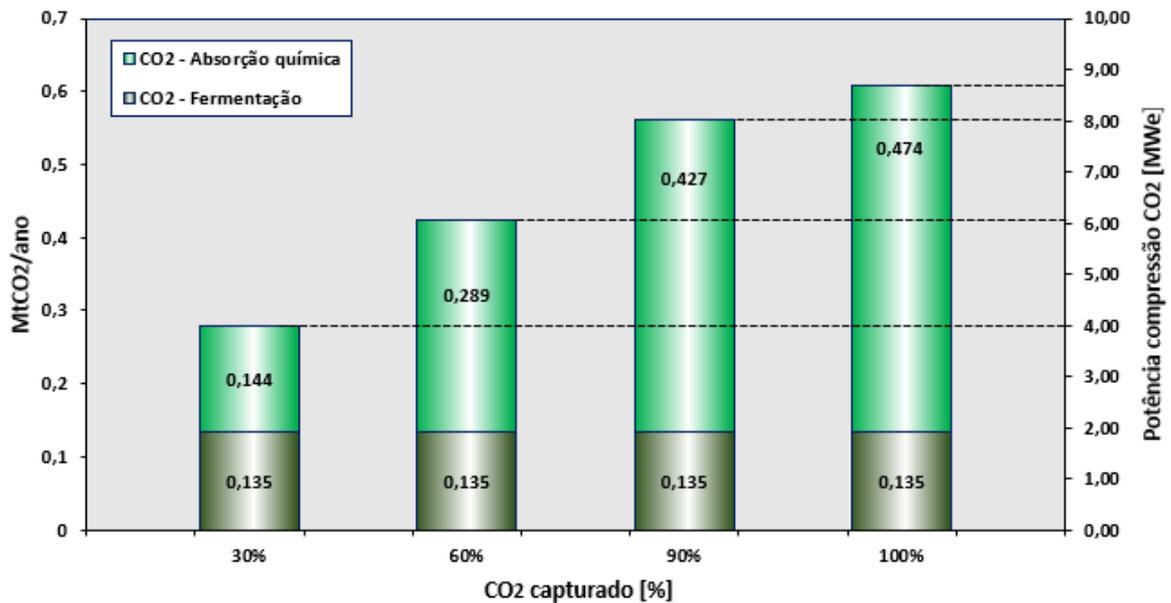


Figura 30 – Resultados obtidos para a simulação do sistema de compressão do CO<sub>2</sub>.

### 4.3 Análise paramétrica

As Figuras apresentam os gráficos de efeitos padronizados dos parâmetros ordenados por maior impacto na potência elétrica gerada e na disponibilidade de energia térmica utilizada para o sistema de captura de CO<sub>2</sub>. Os resultados apresentam que para a faixa de operação das variáveis de projeto avaliadas todas as configurações do sistema térmico apresentam uma correlação negativa perfeita entre as funções objetivo.

No caso dos ciclos de cogeração que descartam o reaquecimento do vapor (REG1, REG2 e REG3) a temperatura do vapor na saída da caldeira foi o parâmetro de maior influência no desempenho termodinâmico do sistema térmico. Quanto maior a temperatura do vapor na entrada das turbinas maior a variação de entalpia durante expansão do vapor neste equipamento. Além disso, altas temperaturas de vaporização garantem que o vapor de saída do último estágio das turbinas permaneça como vapor saturado com parâmetros de pressão próximas do limite inferior de 250 kPa para atender as condições de qualidade do vapor demandados pelos processos da planta.

Contudo, elevar a temperatura a valores próximos de 520°C implica reduzir a vazão mássica de vapor do ciclo, gerando menos energia térmica para atender o processo de absorção de CO<sub>2</sub>. O uso de uma menor temperatura na saída da caldeira aumenta a disponibilidade de

vapor para os processos, sob estas condições de operação maior pressão no último estágio da turbina é requerida para assegurar condição de vapor saturado para os processos de produção de álcool e CCS levando à diminuição da geração de potência no ciclo de cogeração.

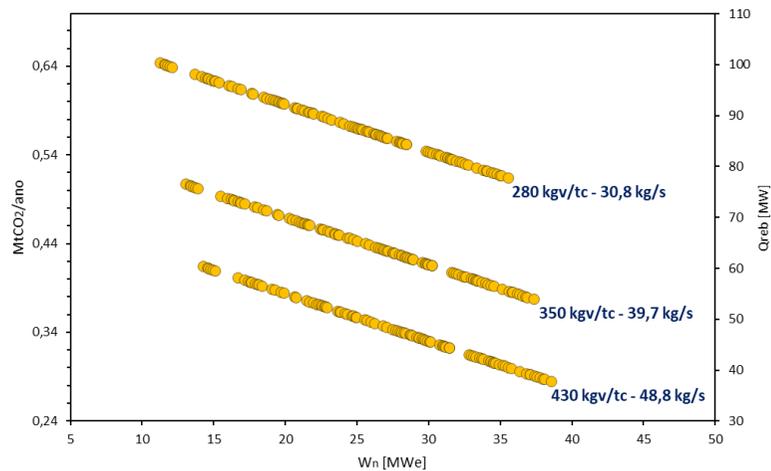
A pressão de vaporização e o *ponto pinch* são apontados como parâmetros de projeto importantes. Da mesma forma que a temperatura no evaporador a pressão de vaporização é diretamente proporcional à variação de entalpia durante a expansão de vapor na turbina favorecendo a geração de potência. Por outro lado, quanto maior o *ponto pinch* maior a temperatura dos gases de exaustão na entrada do recuperador de calor favorecendo a geração de energia para o processo CCS mas diminuindo vazão mássica do fluido trabalho diminuindo a geração de potência ciclo de potência.

Para as configurações com reaquecimento (Reheat1, Reheat2 e Reheat3) os resultados mostram que tanto a pressão de vaporização e pressão de descarga da turbina de baixa pressão são os parâmetros que mais influenciam o sistema térmico gerado maior potência elétrica ou calor a jusante para os processos da planta. Por outro lado, a temperatura de vaporização teve pouca influência nos objetivos avaliados quando comparado com as configurações sem reaquecimento. Também se observa que existe uma interação maior entre os parâmetros de entrada para as configurações com reaquecimento, ainda que pouco influenciem nos resultados quando comparado com as pressões de operação de ciclo de cogeração.

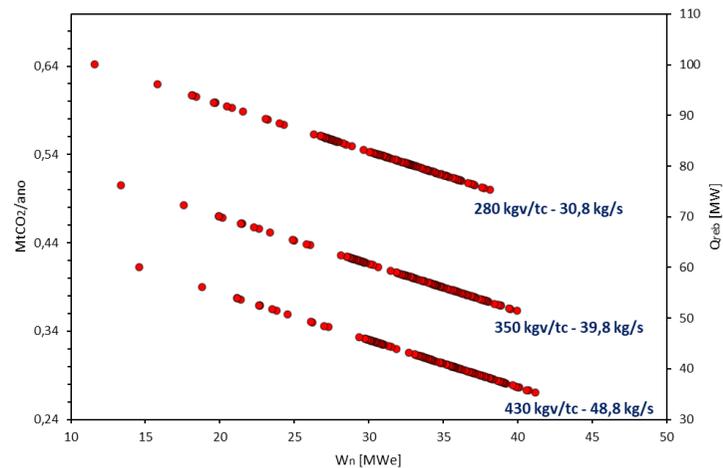
No caso da configuração “Cascata” os resultados mostram uma maior influência do parâmetro “SP1”. Isso se justifica devido à alta vazão de vapor a altas temperaturas na entrada do *spliter*, sendo possível priorizar o vapor para expansão da turbina de média pressão (SP1 próximo de 0,1), ou suprir a demanda térmica dos processos da planta (SP1 próximo de 0,5). Como parâmetro secundário de maior influência, a pressão de descarga do último estágio da turbina de baixa pressão também se mostrou importante assim como foi apresentado para as demais configurações anteriores.

Nas Figuras 31 e 32 são apresentados os resultados da análise paramétrica para cada configuração avaliada, apresentando a capacidade de captura de CO<sub>2</sub> (Mt/ano) frente a potência elétrica gerada pelo sistema BECCS, e calor necessário a ser fornecido ao *reboiler*.

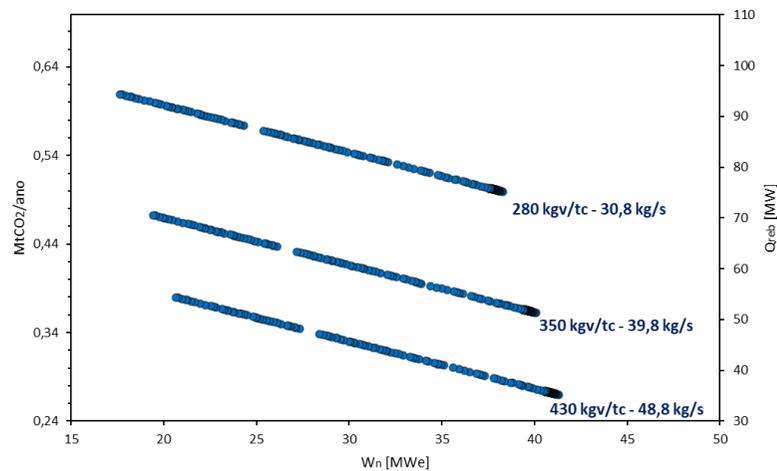
## ANÁLISE PARAMÉTRICA: CAPACIDADE DE CAPTURA DE CO<sub>2</sub> (MTCO<sub>2</sub>/ANO) VS POTÊNCIA ELÉTRICA LÍQUIDA GERADA (MWE)



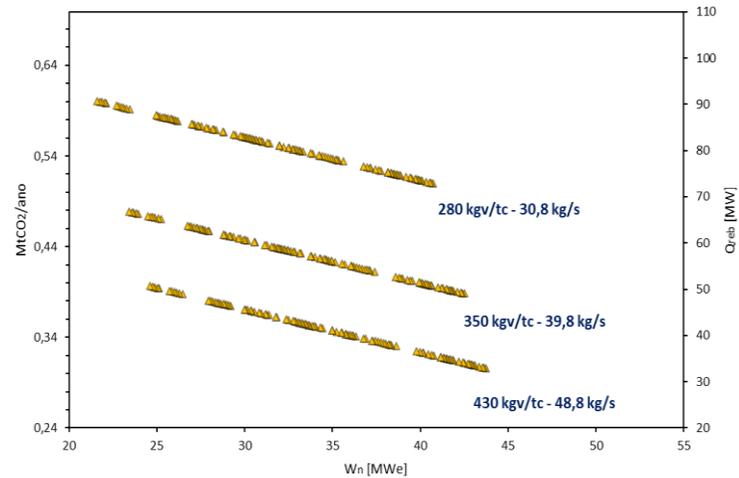
(a)



(b)



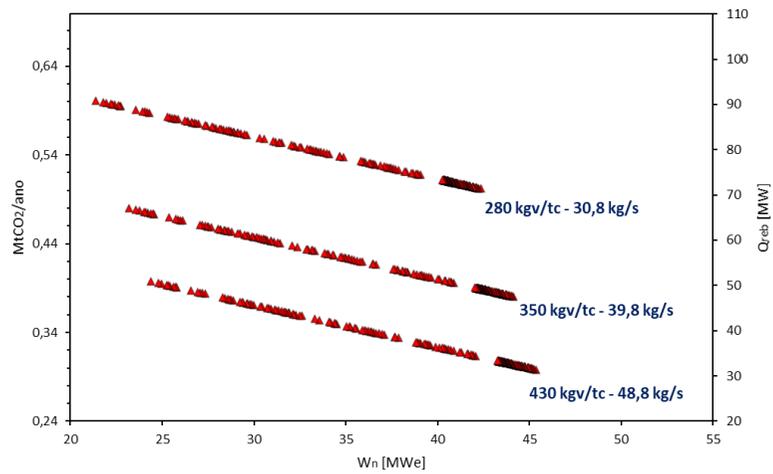
(c)



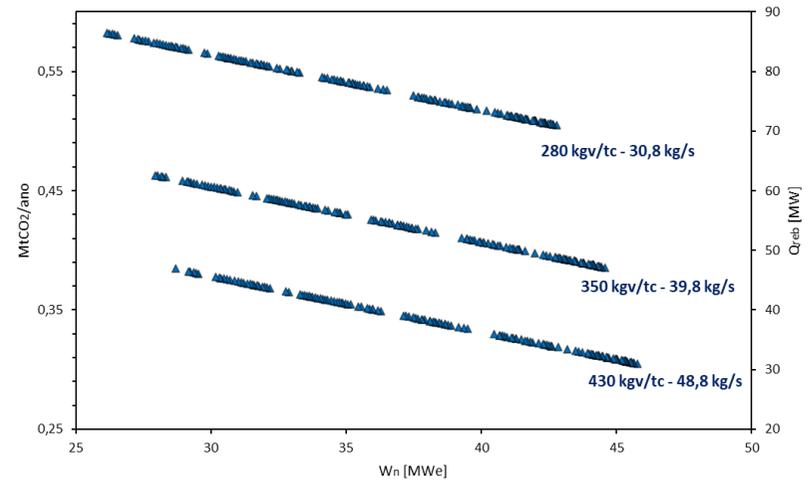
(d)

Figura 31 – Potência gerada vs captura de CO<sub>2</sub>: (a) REG1, (b) REG2, (c) REG3 e (d) ReHeat1.

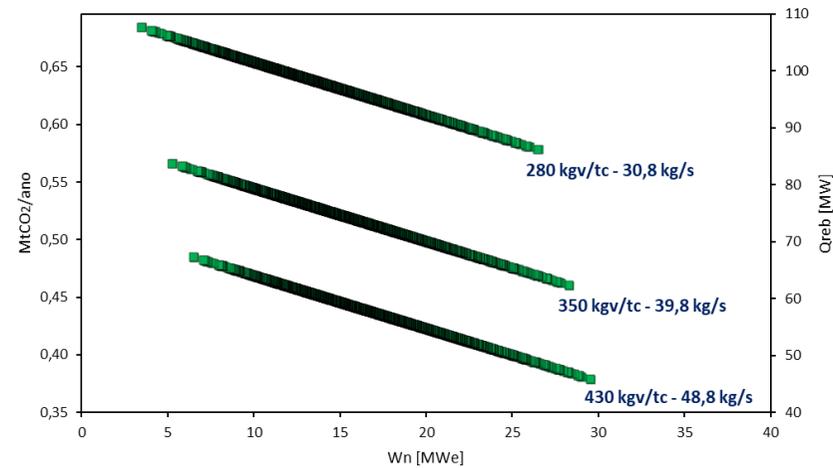
## ANÁLISE PARAMÉTRICA: CAPACIDADE DE CAPTURA DE CO<sub>2</sub> (MTCO<sub>2</sub>/ANO) VS POTÊNCIA ELÉTRICA LÍQUIDA GERADA (MWE)



(e)



(f)



(g)

Figura 32 – Potência gerada vs captura de CO<sub>2</sub>: (e) Reheat2, (f) Reheat3 e (g) Cascata.

Conforme mencionado anteriormente, observa-se que para cada configuração avaliada existe uma correlação linear negativa, em que o aumento da capacidade de captura de CO<sub>2</sub> leva a uma redução da potência elétrica gerada no ciclo. Isso ocorre devido ao redirecionamento de vapor ao processo e sistema de captura de carbono em detrimento da expansão nas turbinas para geração de potência de eixo. Uma segunda observação importante diz respeito aos cenários de consumo de vapor por tonelada de cana pelo processo da planta. Para 280 kg/tc (48,8 kg/s) foi possível atingir maiores níveis de captura de CO<sub>2</sub> anuais, dado que mais calor é disponibilizado para o sistema de captura de carbono. Por outro lado, maiores taxas de captura de CO<sub>2</sub> levam a uma maior necessidade de sacrificar parte da potência elétrica líquida gerada para suprir o sistema de compressão de CO<sub>2</sub> na planta. Isto explica o fato de ter sido obtido uma maior potência elétrica para os cenários de maior consumo de vapor para o processo (430 kg/tc). Por fim, a configuração “Cascata” permitiu alcançar a maior taxa de captura teórica (0,68 MtCO<sub>2</sub>/ano), sendo 10,77% a mais do que o total gerado pela planta (0,613 MtCO<sub>2</sub>/ano), porém gerando a menor potência elétrica líquida (3,48 MW<sub>e</sub>).

Entende-se que a configuração REG1 é a alternativa menos complexa e de menor custo (menor quantidade de trocadores de calor e ausência de etapa de reaquecimento), enquanto “ReHeat3” e “Cascata” apresentam características opostas. Sendo assim, se “REG1” permite gerar a mesma potência elétrica que as demais configurações para a mesma quantidade de CO<sub>2</sub> capturado, não há motivos para se considerar a configuração de maior complexidade e custo para este caso. A partir desta perspectiva, foi plotado em um único gráfico (Figura 33) os melhores pontos abrangendo todas as configurações simuladas em uma única faixa de operação, sendo limitado pela captura máxima possível (90% - 0,566 MtCO<sub>2</sub>/ano). Para o cenário de 280kg/tc foi possível atingir a captura de 90%, sendo capaz de gerar ainda 30,3 MW<sub>e</sub> a partir da configuração “REG1”. Para o cenário de 360 kg/tc foi também possível atingir os 90% de captura de carbono, ao custo, no entanto de gerar 23,6 MW<sub>e</sub> a menos em relação ao cenário anterior, sendo ainda necessário utilizar de uma configuração de maior complexidade e custo

(“Casca”). Por fim, para um cenário convencional (430 kg/tc) em condições semelhantes ao cenário anterior, limita-se a uma captura de 76% (0,478 MtCO<sub>2</sub>/ano).

### PLOT DAS FAIXAS DE OPERAÇÃO LIMITADO A 90% DE CAPTURA DE CO<sub>2</sub>

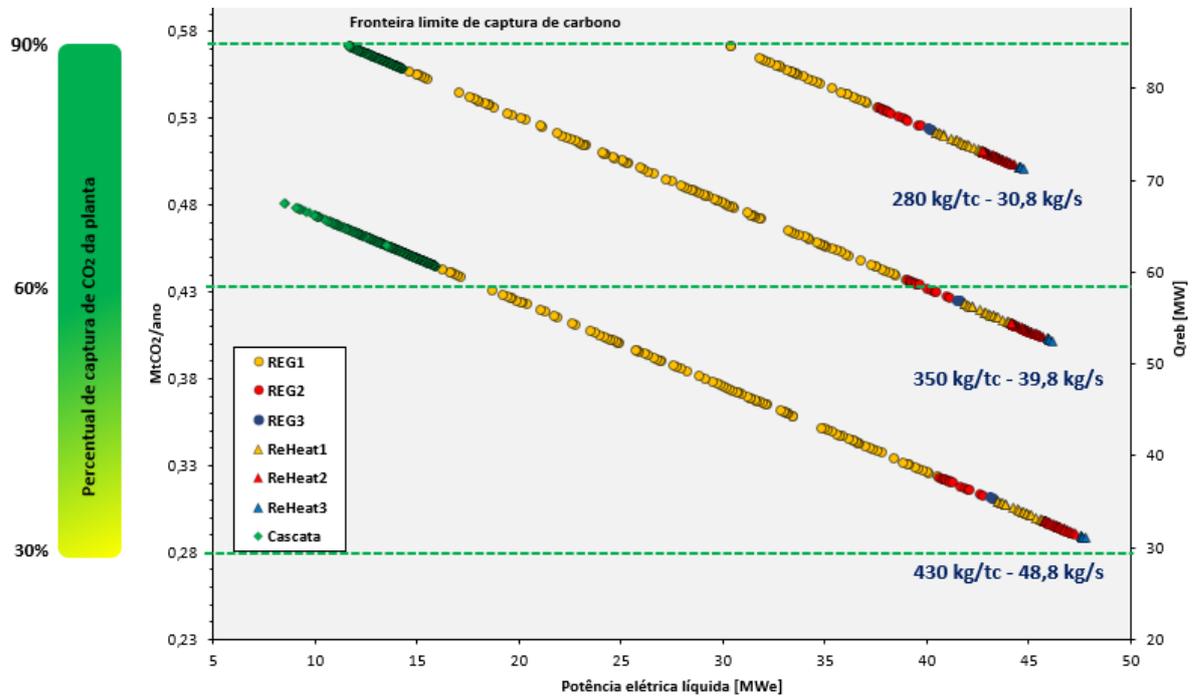


Figura 33 – Emissões de CO<sub>2</sub> vs potência elétrica líquida gerada.

#### 4.4 Emissões específicas de CO<sub>2</sub>

Uma segunda análise implica em avaliar as emissões de CO<sub>2</sub> por unidade de energia gerada (g/kWh). A partir do ciclo de cogeração otimizado para a configuração Reheat3 sem sistema CCS, foi possível obter os parâmetros de potência elétrica e emissões, assim como o indicador (g/kWh) como referência para compará-la com as demais configurações BECCS simuladas tal como pode ser visto na

Figura 34. É desejado que o sistema BECCS proposto apresente indicadores de emissão específica (g/kWh) menores em relação à configuração sem captura de carbono, justificando assim sua aplicação e investimento. Para os 3 cenários avaliados neste trabalho (280, 350 e 430 kg/tc), obtém-se respectivamente emissões específicas de 1663, 1767 e 1875 g/kWh. Portanto, todos os pontos simulados para os sistemas BECCS neste trabalho que apresentaram valores superiores a referência, foram rejeitados nesta etapa da análise.

### FAIXA DE OPERAÇÃO REFERÊNCIA: SEM INSTALAÇÃO CCS

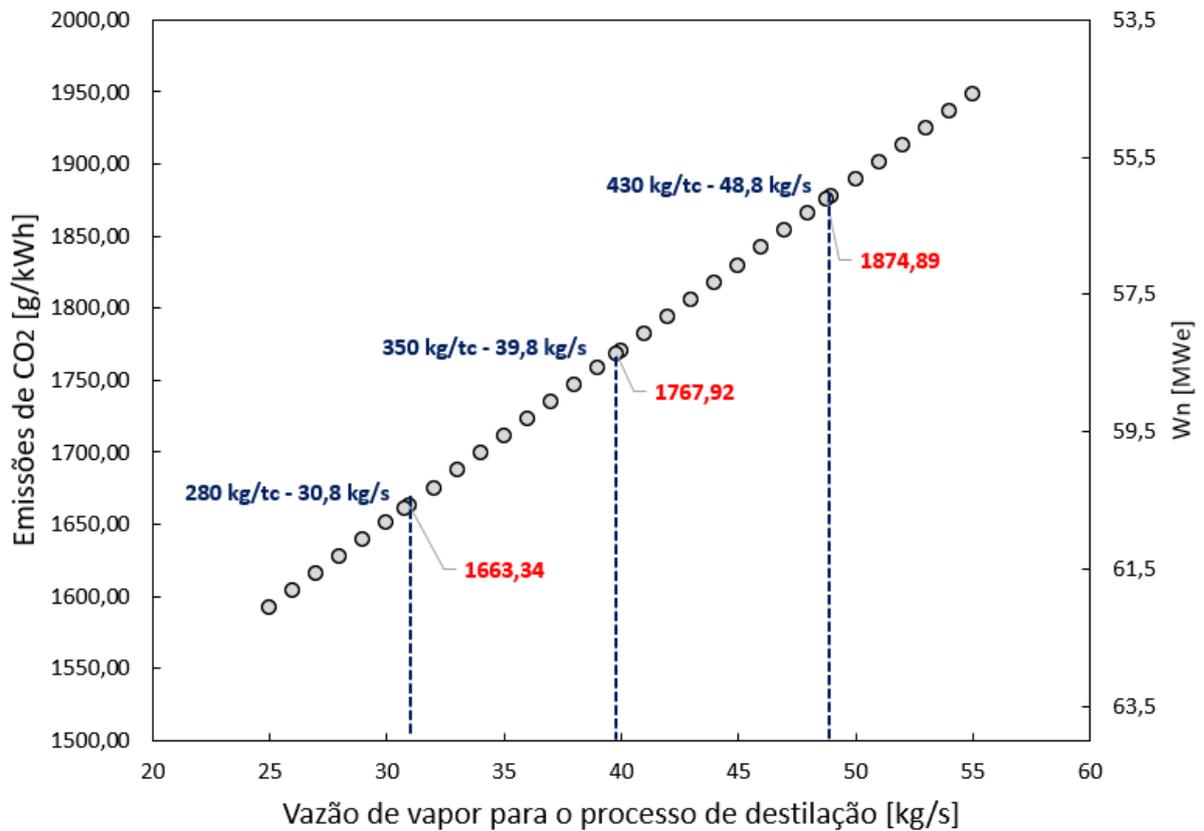


Figura 34 – Faixa de operação obtida para a configuração “Reheat3 – Sem CCS”: indicador de emissão específica (g/kWh).

Além da configuração “Reheat3 – Sem CCS”, foi obtido um modelo generalista correlacionando emissão específica de CO<sub>2</sub> e vazão do processo de destilação da planta a partir de diferentes potências líquidas geradas para o sistema BECCS tal como é apresentado nas na Figura 36. É possível observar que para vazões inferiores a aproximadamente 44 kg/s (388 kg/tc) é obtido as menores emissões específicas ao gerar menos potência elétrica líquida no sistema (portanto capturar mais CO<sub>2</sub>). Por outro lado, vazões superiores mostram que gerar menos potência elétrica líquida implica em ser cada vez menos eficiente a captura de carbono por unidade de energia despendida, atingindo até mesmo emissões específicas superiores à planta referência sem CCS. Como pode ser visto na Figura 36, os cenários de 280 e 360 kg/tc operam abaixo do ponto de inflexão (gradiente de potência elétrica líquida gerada negativo), ao passo que o cenário de 430 kg/tc opera acima (gradiente de potência elétrica líquida gerada positivo).

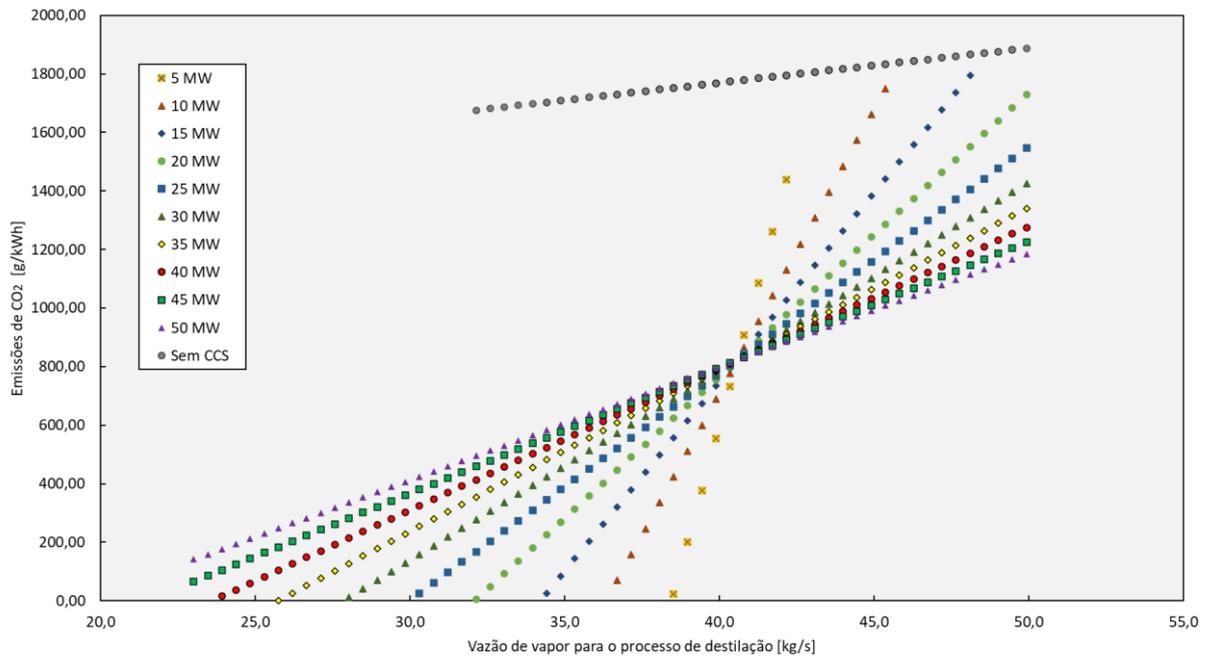


Figura 35 – Faixas de operação obtida através do modelo generalista do sistema BECCS simulado.

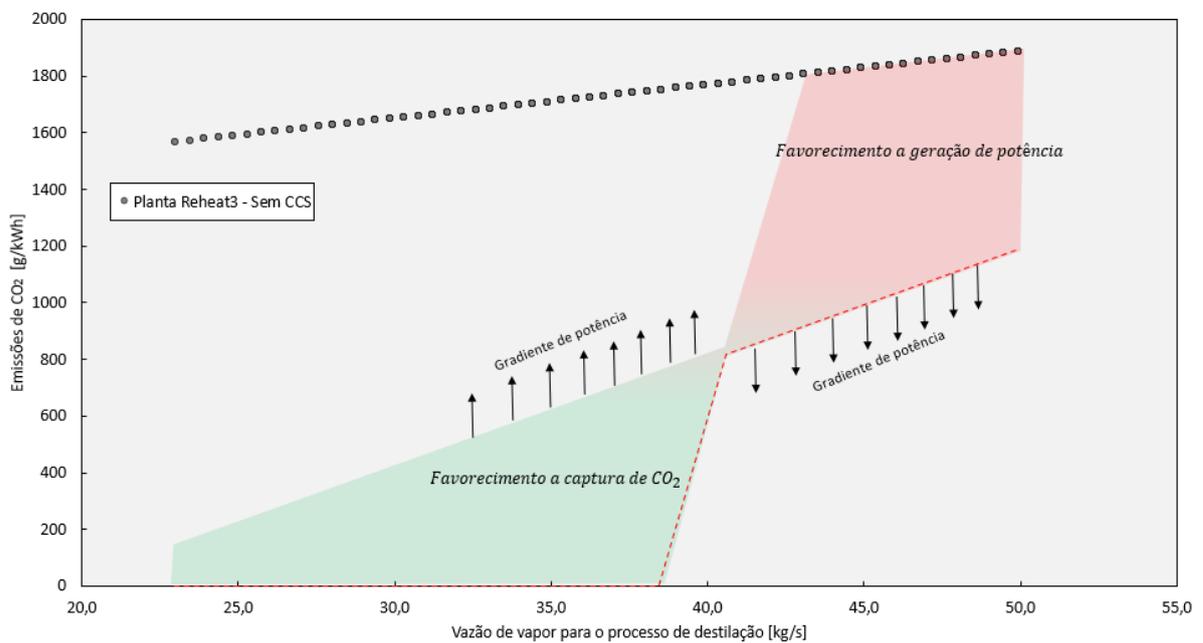


Figura 36 – Faixas de operação do sistema BECCS discriminado por favorecimento de captura de CO<sub>2</sub> e geração de potência.

Na Figura 37 é apresentado a relação de emissão específica vs potência elétrica gerada para os 3 cenários de consumo de vapor no processo. Para o cenário de 430 kg/tc foi possível

atingir uma emissão específica de 1180 g/kWh a partir da configuração “Reheat3”, representando uma redução de 620 g/kWh comparado a planta referência sem CCS, sendo ainda capaz de gerar 47,78 MWe de potência líquida. Ao analisar pela perspectiva da Figura 38, nota-se que embora tenha apresentado uma redução significativa pelo indicador de emissão específica, em números absolutos anuais (MtCO<sub>2</sub>/ano) atingiu-se um percentual de captura inferior a 30% do CO<sub>2</sub> emitido pela planta. Por outro lado, quando avaliado o mesmo cenário (430 kg/tc) para se atingir a captura de 90% através da configuração “Cascata”, é possível observar que implicaria em um indicativo de emissão específica semelhante ao de uma planta referência sem CCS, atingindo, portanto, nenhuma emissão negativa de carbono no balanço final.

### EMISSIONES ANUAIS VS CAPACIDADE DE GERAÇÃO DE ELETRICIDADE

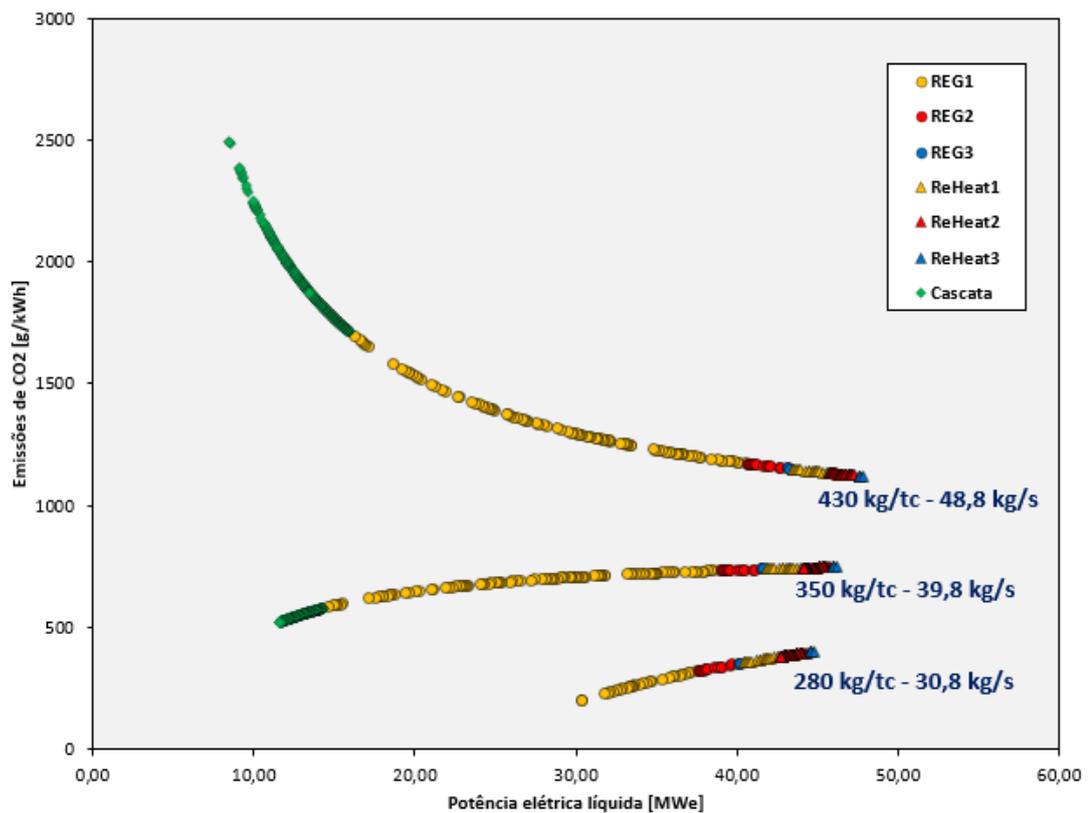


Figura 37 – Relação de emissões específicas vs potência elétrica líquida gerada.

## FAIXA DE OPERAÇÃO RECOMENDADA

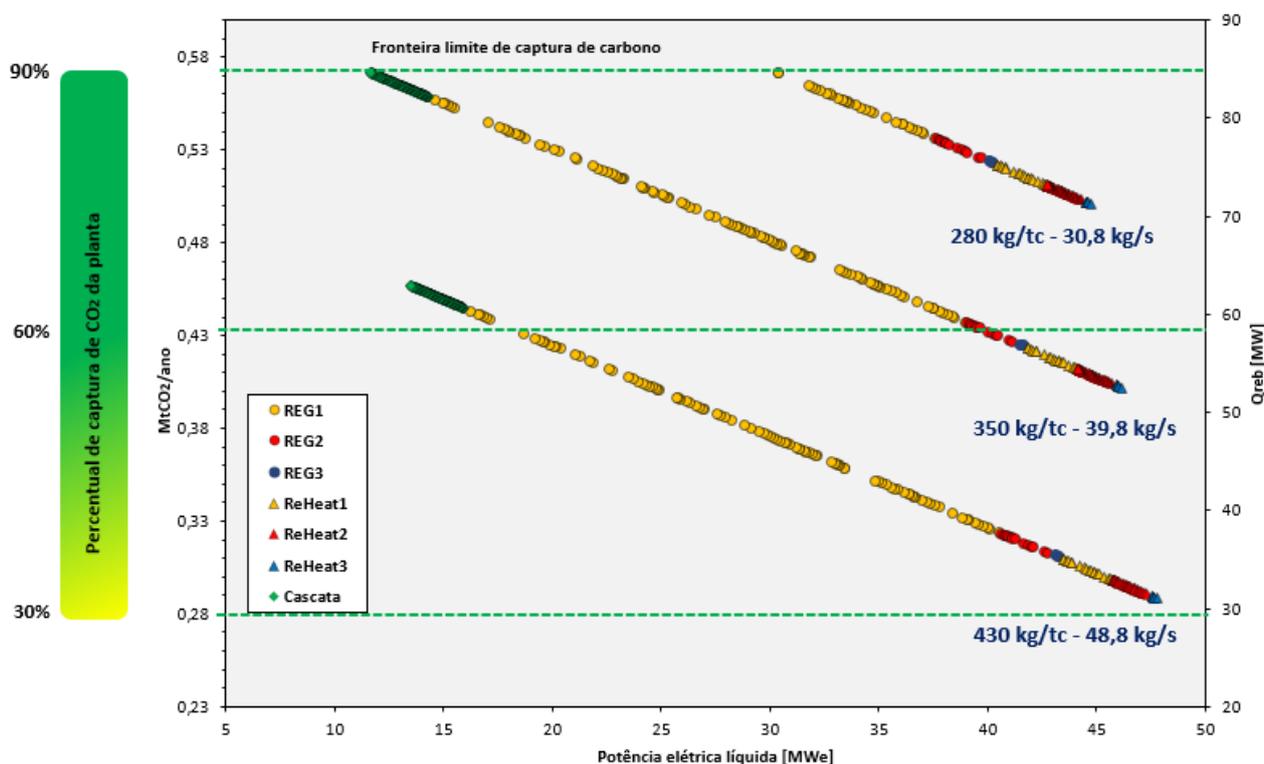


Figura 38 – Faixa de operação recomendada para as configurações e cenários avaliados.

Para os cenários de 280 e 350 kg/tc foi possível atingir o índice de 90% de captura, prevalecendo alto desempenho no indicador de emissão específica (200 e 520 g/kWh respectivamente). Ambos os cenários se encontram abaixo do ponto de inflexão da Figura 36, sendo, portanto, favorecidas ao priorizar os parâmetros para geração de calor para o processo e sistema de captura de carbono em detrimento da geração de potência elétrica. Por conta da maior disponibilidade de calor, o cenário de 280 permite gerar ainda 30,41 MW<sub>e</sub> de potência na planta. Comparado a 350 kg/tc observa-se uma diferença de 18,77 MWe gerados para os mesmos índices de 90% de captura.

A partir das análises desenvolvidas, foi possível elaborar as Tabelas 16, 17 e 18 contemplando todos os resultados sumarizados por cenário de acordo com a faixa de operação recomendada.

Tabela 16 - Faixas de potência elétrica líquida gerada pelo sistema BECCS para cada configuração avaliada (280 kg/tc).

Configuração	ReHeat3 (sem CCS)	Cascata	REG1	REG2	REG3	ReHeat1	ReHeat2	ReHeat3
$\dot{W}_{comp}$ [MW <sub>e</sub> ]	-	-	8,36 - 7,86	7,85 - 7,68	7,67 - 7,67	7,65 - 7,50	7,49 - 7,38	7,37 - 7,35
$\dot{W}_n$ [MW <sub>e</sub> ]	62,82	-	30,41 - 37,54	37,61 - 40,14	40,18 - 40,29	40,46 - 42,71	42,74 - 44,31	44,54 - 44,76
$\eta_{elétrica}$ [%]	0,3095	-	15,01 - 18,53	18,56 - 19,81	19,83 - 19,89	19,97 - 21,08	21,10 - 21,88	21,98 - 22,10
CO <sub>2</sub> [Mt/ano]	0,614	-	0,048 - 0,082	0,082 - 0,094	0,094 - 0,095	0,096 - 0,106	0,107 - 0,114	0,115 - 0,116
% captura de CO <sub>2</sub>	0	-	90,0 - 85,0	84,5 - 82,6	82,6 - 82,5	82,4 - 80,7	80,7 - 79,5	79,32 - 79,15
Emissões [g/kWh]	1663,34	-	200 - 319	319 - 351	351 - 353	355 - 380	380 - 396	398 - 400

Tabela 17 - Faixas de potência elétrica líquida gerada pelo sistema BECCS para cada configuração avaliada (360 kg/tc).

Configuração	ReHeat3 (sem CCS)	Cascata	REG1	REG2	REG3	ReHeat1	ReHeat2	ReHeat3
$\dot{W}_{comp}$ [MW <sub>e</sub> ]	-	8,36 - 8,17	8,15 - 6,43	6,43 - 6,27	6,26 - 6,26	6,24 - 6,09	6,09 - 5,97	5,96 - 5,94
$\dot{W}_n$ [MW <sub>e</sub> ]	59,13	11,64 - 14,30	14,63 - 38,95	39,02 - 41,55	41,59 - 41,70	41,87 - 44,12	44,15 - 45,72	45,95 - 46,17
$\eta_{elétrica}$ [%]	0,2919	5,74 - 7,06	7,22 - 19,22	19,26 - 20,51	20,53 - 20,58	20,67 - 21,78	21,79 - 22,57	22,68 - 22,79
CO <sub>2</sub> [Mt/ano]	0,614	0,048 - 0,061	0,062 - 0,177	0,178 - 0,190	0,190 - 0,190	0,191 - 0,202	0,202 - 0,209	0,211 - 0,212
% captura de CO <sub>2</sub>	0	90,0 - 89,0	87,7 - 69,4	68,4 - 67,5	67,4 - 67,4	67,2 - 65,5	65,50 - 64,31	64,15 - 63,98
Emissões [g/kWh]	1767,92	521 - 577	583 - 733	733 - 738	738 - 738	739 - 743	743 - 745	746 - 746

Tabela 18 - Faixas de potência elétrica líquida gerada pelo sistema BECCS para cada configuração avaliada (450 kg/tc).

Configuração	ReHeat3 (sem CCS)	Cascata	REG1	REG2	REG3	ReHeat1	ReHeat2	ReHeat3
$\dot{W}_{comp}$ [MWe]	-	6,73 – 6,56	6,53 – 4,83	4,83 – 4,65	4,65 – 4,64	4,63 – 4,47	4,47 – 4,36	4,34 – 4,33
$\dot{W}_n$ [MWe]	55,57	13,47 – 15,92	16,25 – 40,56	40,64 – 43,17	43,21 – 43,31	43,49 – 45,74	45,77 – 47,34	47,56 – 47,79
$\eta_{elétrica}$ [%]	27,43	6,65 – 7,86	8,02 – 20,02	20,06 – 21,31	21,33 – 23,38	21,47 – 22,58	22,59 – 23,37	23,48 – 23,59
CO <sub>2</sub> [Mt/ano]	0,614	0,159 – 0,170	0,172 – 0,287	0,287 – 0,299	0,299 – 0,300	0,301 – 0,311	0,312 – 0,319	0,320 – 0,321
% captura de CO <sub>2</sub>	0	72,4 – 70,6	70,3 – 52,0	51,9 – 50,0	50,0 – 49,9	49,8 – 48,1	48,1 – 46,9	46,7 – 46,6
Emissões [g/kWh]	1875	1875 - 1713	1695 – 1172	1172 – 1151	1150 - 1149	1148 – 1132	1132 - 1122	1120 - 1119

## 5 – CONCLUSÕES

Este trabalho avaliou diferentes configurações de sistema BECCS integrado a tecnologia de captura de CO<sub>2</sub> pós-combustão por absorção química (MEA) dentro do contexto do setor sucroenergético brasileiro. A partir dos softwares computacionais Aspen Plus e Aspen Hysys foi possível simular diferentes cenários e configurações de sistemas BECCS totalmente integrados por meio de um código integrador em Matlab, tendo como objetivo avaliar o desempenho termodinâmico destes sistemas sob critério de capacidade de captura de CO<sub>2</sub> e potência elétrica gerada.

As análises paramétricas permitiram concluir que não é simples definir a melhor combinação de parâmetros de pressões e temperaturas, dado que os objetivos se apresentaram como conflitantes (geração de potência elétrica e captura de CO<sub>2</sub>). Além disso, entre as configurações avaliadas foram encontrados parâmetros de maior influência diferentes para cada configuração. Dessa forma é necessário utilizar de métodos de otimização multiobjetivo e estocásticos para poder definir os parâmetros corretos de operação entre potência elétrica gerada e captura de CO<sub>2</sub>.

Sob perspectiva de geração de potência e captura de carbono, os resultados apresentam um *tradeoff* para todas as configurações avaliadas do sistema BECCS. Para as configurações típicas avaliadas, a adição de reaquecimento e regeneradores impactaram no aumento da geração de potência nas turbinas, ao passo que menos vapor a jusante é disponibilizado para atender as demandas de calor do processo e sistema de captura de carbono por absorção química. Por outro lado, a opção pela captura de um maior percentual de CO<sub>2</sub> implica não somente em gerar menos potência nas turbinas, mas também em maior consumo no sistema de compressão. Também foi proposto uma configuração alternativa (cascata), a qual apresentou uma faixa operacional maior em relação as demais, permitindo alcançar percentuais de captura superiores a configuração “REG1”. No entanto a configuração proposta apresenta maior complexidade julgado pela quantidade de componentes e fluxos na simulação, implicando indiretamente em um custo maior em investimento.

Uma segunda abordagem se fez necessária para avaliar de fato o balanço de emissões negativas obtidas pelos sistemas BECCS simulados, sendo o indicador de emissão específica (g/kWh) selecionado como critério de eficiência de captura. Para o cenário de 430 kg/tc de vapor destinado ao processo foi observado que a opção por capturar maiores percentuais de CO<sub>2</sub> implica em aumentos graduais na emissão específica, atingindo até mesmo taxas superiores

a planta operando sem sistema de captura de carbono (1874,89 g/kWh), sendo recomendado para esse cenário a configuração “Reheat3” com a priorização pela geração de potência. Para o cenário de 350 kg/tc foi observado uma inflexão do gradiente de potência em desfavor ao indicador de emissão específica. Vemos que optar pela captura de carbono favorece a redução das emissões específicas de CO<sub>2</sub> na planta, permitindo atingir valores de 521 g/kWh. Neste cenário foi possível atingir o nível 90% de captura de CO<sub>2</sub> dos gases e exaustão da planta a partir da configuração “Cascata” em decorrência da maior disponibilidade de calor para ser destinada ao *reboiler*. Por fim, o cenário de 280 kg/tc permitiu alcançar emissões específicas de 200 g/kWh (1443,34 g/kWh ou 87,8% de redução no índice emissivo) a partir da configuração de maior simplicidade e custo de investimento (REG1).

Os cenários construídos permitiram chegar a faixas de operação recomendadas de acordo com o nível de maturidade tecnológico do processo de produção de álcool da planta cogeneradora, onde tecnicamente o sistema BECCS realiza, ainda que parcialmente, as emissões negativas de CO<sub>2</sub>. Entende-se que por se tratar de uma planta típica do setor sucroenergético brasileiro, há uma grande demanda de vapor a ser suprimida pelo processo de produção de etanol e açúcar (115,5 MW<sub>t</sub> para o cenário de 450 kg/tc), ao passo que para a captura de até 90% de todo o CO<sub>2</sub> gerado pela combustão do bagaço e palha se faz necessário um adicional de 82,90 MW<sub>t</sub>, sendo 72% a mais de calor a ser destinado a um segundo processo na planta. Logo é evidente que existe uma alta demanda térmica a qual a planta não consegue atender sem ser severamente penalizada na geração de potência elétrica.

## 5.1 Trabalhos futuros

O estudo apresentando neste trabalho permite visualizar cenários com potencial de aplicação para os sistemas BECCS sob perspectiva técnica dentro do objetivo almejado. Porém entende-se que há possibilidades de aperfeiçoamento e necessidade em se avaliar a partir das seguintes abordagens:

- Avaliação econômica para as diferentes configurações do ciclo de cogeração e cenários, assim como sistema de captura de carbono por absorção química e sistema de compressão.
- Avaliação de diferentes solventes e integrações com o sistema de captura por absorção química, assim como diferentes tecnologias de captura de carbono (pré-

combustão e oxi-combustão) diferentes configurações do ciclo de cogeração do setor.

- Estudo de integração de tecnologias de recuperação de calor residual (como por exemplo o ciclo Rankine orgânico – ORC) para reduzir a penalidade energética gerada pelo sistema de captura de carbono na planta.
- Replicar a análise deste estudo para diferentes biocombustíveis.

## 6 - Referências Bibliográficas

- AKRAM, M. et al. Performance evaluation of PACT Pilot-plant for CO<sub>2</sub> capture from gas turbines with Exhaust Gas Recycle. **International Journal of Greenhouse Gas Control**, v. 47, p. 137–150, 2016.
- ALVES, M. Estudo De Sistemas De Cogeração Em Usinas De Açúcar E Álcool , Com Utilização Do Bagaço E Palha Da Cana. p. 114, 2011.
- ALVES, M. et al. Surplus electricity production in sugarcane mills using residual bagasse and straw as fuel. **Energy**, v. 91, p. 751–757, 2015.
- ANEEL. **Matriz energética cresce 383,66 MW em março e 682,61 MW no primeiro trimestre de 2021**. Disponível em: <[http://www.aneel.gov.br/sala-de-imprensa-exibicao-2/-/asset\\_publisher/zXQREz8EVIZ6/content/matriz-energetica-cresce-383-66-mw-em-marco-e-682-61-mw-no-primeiro-trimestre-de-2021/656877?inheritRedirect=false&redirect=http:%2F%2Fwww.aneel.gov.br%2Fsal-a-de-im](http://www.aneel.gov.br/sala-de-imprensa-exibicao-2/-/asset_publisher/zXQREz8EVIZ6/content/matriz-energetica-cresce-383-66-mw-em-marco-e-682-61-mw-no-primeiro-trimestre-de-2021/656877?inheritRedirect=false&redirect=http:%2F%2Fwww.aneel.gov.br%2Fsal-a-de-im)>. Acesso em: 28 abr. 2021.
- BABIN, A.; ILIUTA, M. C. Potential and challenges of bioenergy with carbon capture and storage as a carbon-negative energy source : A review. v. 146, n. January, 2021.
- BHAVE, A. et al. Screening and techno-economic assessment of biomass-based power generation with CCS technologies to meet 2050 CO<sub>2</sub> targets. 2015.
- BLOMEN, E.; HENDRIKS, C.; NEELE, F. Capture technologies: Improvements and promising developments. **Energy Procedia**, v. 1, n. 1, p. 1505–1512, 2009.
- BOUGIE, F.; POKRAS, D.; FAN, X. Novel non-aqueous MEA solutions for CO<sub>2</sub> capture. **International Journal of Greenhouse Gas Control**, v. 86, n. January, p. 34–42, 2019.
- BUI, M.; FAJARDY, M.; MAC DOWELL, N. Bio-Energy with CCS (BECCS) performance evaluation: Efficiency enhancement and emissions reduction. **Applied Energy**, v. 195, p. 289–302, 2017.
- CAMARGO, C. . et al. **Manual de recomendações: conservação de energia na indústria do açúcar e do álcool**. 1817. ed. São Paulo: Instituto de Pesquisas Tecnológicas, 1990.
- CARMINATI, H. B. et al. Bioenergy and full carbon dioxide sinking in sugarcane-biorefinery with post-combustion capture and storage: Techno-economic feasibility.

- Applied Energy**, v. 254, n. July, p. 113633, 2019.
- CGEE. **Bioetanol de Cana-de-Áçúcar: Energia para o Desenvolvimento Sustentável**. [s.l: s.n.].
- CGEE. **Bioetanol combustível: uma oportunidade para o Brasil**. [s.l: s.n.].
- CGEE. **Second-generation sugarcane bioenergy & biochemicals: Advanced low-carbon fuels for transport and industry**. [s.l: s.n.].
- CHAO, C. et al. Post-combustion carbon capture. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 138, n. October 2020, p. 110490, 2021.
- CHINEN, A. S. et al. Dynamic Data Reconciliation and Model Validation of a MEA-Based CO<sub>2</sub> Capture System using Pilot Plant Data. **IFAC-PapersOnLine**, v. 49, n. 7, p. 639–644, 2016.
- CONAB. A Geração Termoelétrica com a Queima do Bagaço de Cana-de-Açúcar no Brasil. 2011.
- CONAB. **Perfil do Setor do Açúcar e do Etanol no Brasil**. [s.l: s.n.]. Disponível em: <<http://www.conab.gov.br>>.
- CONAB. **Acompanhamento da Safra Brasileira**. [s.l: s.n.]. Disponível em: <<https://www.conab.gov.br/info-agro/safras/cana>>.
- CTC. **Projeto BRA/96/G31 – Geração de energia por biomassa. Bagaço de cana de açúcar e resíduos**. [s.l: s.n.].
- CTC. **Composição da palha de cana na usina**. Disponível em: <[http://www.ctcanavieira.com.br/site/index.php?option=com\\_content&view=article&id=375&Itemid=1329](http://www.ctcanavieira.com.br/site/index.php?option=com_content&view=article&id=375&Itemid=1329)>.
- DOS SANTOS, F. . Análise da Aplicação da Biomassa da Cana como Fonte de Energia Elétrica : Usina de Açúcar , Etanol e Bioeletricidade Análise da Aplicação da Biomassa da Cana como Fonte de Energia Elétrica : Usina de Açúcar , Etanol e Bioeletricidade. 2012.
- DUBOIS, L.; THOMAS, D. Comparison of various configurations of the absorption-regeneration process using different solvents for the post-combustion CO<sub>2</sub> capture applied to cement plant fl ue gases. **International Journal of Greenhouse Gas Control**, v. 69, n. March 2017, p. 20–35, 2018.
- EMENIKE, O. et al. Initial techno-economic screening of BECCS technologies in power generation for a range of biomass feedstock. **Sustainable Energy Technologies and Assessments**, v. 40, n. May, p. 100743, 2020a.

EMENIKE, O. et al. Initial techno-economic screening of BECCS technologies in power generation for a range of biomass feedstock. **Sustainable Energy Technologies and Assessments**, v. 40, n. May, p. 100743, 2020b.

EPE. **Análise de conjuntura dos biocombustíveis**. Rio de Janeiro: [s.n.].

FAJARDY, S. M. et al. The energy return on investment of BECCS : is BECCS a threat to energy security ? 2018.

FAN, N. et al. Numerical study on enhancing coalbed methane recovery by injecting N<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub> mixtures and its geological significance. **Energy Science and Engineering**, v. 8, n. 4, p. 1104–1119, 2020.

FARAJOLLAHI, H.; HOSSAINPOUR, S. Application of organic Rankine cycle in integration of thermal power plant with post-combustion CO<sub>2</sub> capture and compression. **Energy**, v. 118, p. 927–936, 2017.

FERREIRA, L. S. et al. Arthrospira (Spirulina) platensis cultivation in tubular photobioreactor: Use of no-cost CO<sub>2</sub> from ethanol fermentation. **Applied Energy**, v. 92, p. 379–385, 2012.

GABOV, K.; HEMMING, J.; FARDIM, P. Industrial Crops & Products Sugarcane bagasse valorization by fractionation using a water-based hydrotropic process. **Industrial Crops & Products**, v. 108, n. December 2016, p. 495–504, 2017.

GHAYUR, A.; VERHEYEN, T. V.; MEULEMAN, E. Biological and chemical treatment technologies for waste amines from CO<sub>2</sub> capture plants. **Journal of Environmental Management**, v. 241, n. March 2018, p. 514–524, 2019.

GLOBAL CCS INSTITUTE. **Bioenergy and Carbon Capture: Perspective**. [s.l: s.n.]. Disponível em: <[https://www.globalccsinstitute.com/wp-content/uploads/2020/04/BIOENERGY-AND-CARBON-CAPTURE-AND-STORAGE\\_Perspective\\_New-Template.pdf](https://www.globalccsinstitute.com/wp-content/uploads/2020/04/BIOENERGY-AND-CARBON-CAPTURE-AND-STORAGE_Perspective_New-Template.pdf)>.

HASSUANI, S.; REGIS, M.; CARVALHO, I. Biomass power generation: sugar cane bagasse and trash. **Caminhos para Sustentabilidade**, p. 217, 2005.

HERZOG, H.; GOLOMB, D. Carbon Capture and Storage from Fossil Fuel Use. p. 1–19, 2004.

HETLAND, J. et al. CO<sub>2</sub> transport systems development: Status of three large European CCS demonstration projects with EEPF funding. v. 63, n. 1876, p. 2458–2466, 2014.

HOUSE, K. Z. et al. Economic and energetic analysis of capturing CO<sub>2</sub> from ambient

air. **Proceedings of the National Academy of Sciences of the United States of America**, v. 108, n. 51, p. 20428–20433, 2011.

HUGOT, E. **Handbook of sugarcane engineering**. 3ed. ed. New York: Elsevier Science, 1986.

IPCC. **Special report on carbon dioxide capture and storage**. [s.l: s.n.].

IPCC. **Climate change 2014: mitigation of climate change. Working group III contribution to the fifth assessment report of the intergovernmental panel on climate change**. [s.l: s.n.]. Disponível em: <<https://www.ipcc.ch/report/ar5/wg3/>>.

IPCC. **Global warming of 1.5°C - an IPCC special report on the impacts of global warming of 1.5°C above pre-industrial levels and related global greenhouse gas emission pathways** - **Sr15**. [s.l: s.n.]. Disponível em: <[www.environmentalgraphiti.org](http://www.environmentalgraphiti.org)>.

KITTEL, J. et al. Corrosion in MEA units for CO<sub>2</sub> capture : pilot plant studies To cite this version : HAL Id : hal-02419487. **Energy Procedia**, v. 1, n. 1, p. 791–797, 2019.

KWAK, N. et al. A study of the CO<sub>2</sub> capture pilot plant by amine absorption. **Energy**, v. 47, n. 1, p. 41–46, 2012.

LACKNER, K. S. et al. The urgency of the development of CO<sub>2</sub> capture from ambient air. **Proceedings of the National Academy of Sciences of the United States of America**, v. 109, n. 33, p. 13156–13162, 2012.

LARSON, E. D.; WILLIAMS, R. H.; LEAL, M. R. L. V. A review of biomass integrated-gasifier / gas turbine combined cycle technology and its application in sugarcane industries , with an analysis for Cuba. v. V, n. 1, 2001.

LEUNG, D. Y. C.; CARAMANNA, G.; MAROTO-VALER, M. M. An overview of current status of carbon dioxide capture and storage technologies. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 39, p. 426–443, 2014.

LI, K. et al. Technical and Energy Performance of an Advanced , Aqueous Ammonia-Based CO<sub>2</sub> Capture Technology for a 500 MW Coal-Fired Power Station. 2015.

LI, M.; LU, Y.; HUANG, M. Evolution patterns of bioenergy with carbon capture and storage (BECCS) from a science mapping perspective. **Science of the Total Environment**, v. 766, 2021.

LOEFFLER, D.; ANDERSON, N. Emissions tradeoffs associated with cofiring forest biomass with coal : A case study in Colorado , USA. **Applied Energy**, v. 113, p. 67–77, 2014.

MACEDO, I. C.; SEABRA, J. E. A.; SILVA, J. E. A. R. Green house gases emissions in the production and use of ethanol from sugarcane in Brazil: The 2005/2006 averages and a prediction for 2020. **Biomass and Bioenergy**, v. 32, n. 7, p. 582–595, 2008.

MALUF, A. B. Avaliação Termoeconômica da Cogeração no Setor Sucroenergético com o Emprego de Bagaço, Palha, Biogás de Vinhaça Concentrada e Geração na Entressafra. 2015.

MANGALAPALLY, H. P.; HASSE, H. Pilot plant study of two new solvents for post combustion carbon dioxide capture by reactive absorption and comparison to monoethanolamine. **Chemical Engineering Science**, v. 66, n. 22, p. 5512–5522, 2011.

MASCARIM JUNIOR. **Comunicação pessoal**. [s.l: s.n.].

MATSUDO, M. C. et al. CO<sub>2</sub> from alcoholic fermentation for continuous cultivation of *Arthrospira (Spirulina) platensis* in tubular photobioreactor using urea as nitrogen source. **Biotechnology Progress**, v. 27, n. 3, p. 650–656, 2011.

MORAN, M. J.; SHAPIRO, H. N. **Fundamentals of Engineering Thermodynamics (Solutions Manual)**, 2000.

MOREIRA, J. R. et al. BECCS potential in Brazil: Achieving negative emissions in ethanol and electricity production based on sugar cane bagasse and other residues. v. 179, p. 55–63, 2016.

MORGAN, J. C. et al. Thermodynamic modeling and uncertainty quantification of CO<sub>2</sub>-loaded aqueous MEA solutions. **Chemical Engineering Science**, v. 168, p. 309–324, 2017.

MOSER, P. et al. Performance of MEA in a long-term test at the post-combustion capture pilot plant in Niederaussem. **International Journal of Greenhouse Gas Control**, v. 5, n. 4, p. 620–627, 2011.

MTUNZI, B. et al. Bagasse-based co-generation at Hippo Valley Estates sugar factory in Zimbabwe. **Journal of Energy in Southern Africa**, v. 23, n. 1, p. 15–22, 2012.

NEVES, M. F.; KALAKI, R. B. **Bioenergy from sugar-cane**. 1ed. ed. Guariba-SP: [s.n.].

NOTZ, R.; PRASAD, H.; HASSE, H. Post combustion CO<sub>2</sub> capture by reactive absorption: Pilot plant description and results of systematic studies with MEA. **International Journal of Greenhouse Gas Control**, v. 6, p. 84–112, 2012.

NOVA CANA. **Cogeração: como funciona a produção de energia elétrica numa**

- usina**                      **sucroalcooleira.**                      Disponível                      em:  
<<https://www.novacana.com/usina/cogeracao-como-funciona-producao-energia-eletrica>>.
- OLAJIRE, A. A. CO<sub>2</sub> capture and separation technologies for end-of-pipe applications e A review. **EGY**, v. 35, n. 6, p. 2610–2628, 2010.
- OYAMA, H. C. Análise De Processo Em Caldeiras Da Indústria Sucroenergética. 2017.
- PAN, Z. et al. CO<sub>2</sub> storage in coal to enhance coalbed methane recovery: a review of field experiments in China. **International Geology Review**, v. 60, n. 5–6, p. 754–776, 2018.
- PEI, P. et al. Waste heat recovery in CO<sub>2</sub> compression. **International Journal of Greenhouse Gas Control**, v. 30, p. 86–96, 2014.
- PELÁEZ, M. R. . **Uso de biocombustível da pirólise rápida da palha de cana em um motor de ciclo Otto.** [s.l: s.n.].
- PÉREZ, Á. A. D. Avaliação termodinâmica da incorporação de sistemas de reaquecimento e regeneração nos sistemas de cogeração no setor sucroalcooleiro brasileiro Avaliação termodinâmica da incorporação de sistemas de reaquecimento e regeneração nos sistemas de cogeração n. 2016.
- PÉREZ, Á. A. D. et al. Thermodynamic and economic evaluation of reheat and regeneration alternatives in cogeneration systems of the Brazilian sugarcane and alcohol sector. **Energy**, v. 152, p. 247–262, 2018.
- PHYLLIS.                      **sugarcane**                      **trash**                      **(#2277).**                      Disponível                      em:  
<<https://phyllis.nl/Biomass/View/2277>>.
- PHYLLIS.                      **sugarcane**                      **bagasse**                      **(#2806).**                      Disponível                      em:  
<<https://phyllis.nl/Biomass/View/2806>>.
- RAIZEN.                      **Biomassa**                      **e**                      **Energia.**                      [s.l: s.n.].                      Disponível                      em:  
<[http://pages.cnpem.br/wectbe/wp-content/uploads/sites/83/2017/04/Antonio\\_Stuchi\\_Apresentação-Biomassa-e-Energia-Raízen-V1.pdf](http://pages.cnpem.br/wectbe/wp-content/uploads/sites/83/2017/04/Antonio_Stuchi_Apresentação-Biomassa-e-Energia-Raízen-V1.pdf)>.
- RAYAPROLU, K. **BOILERS for POWER and PROCESS.** [s.l: s.n.].
- RUBIN, E. S. A Technical , Economic and Environmental Assessment of Amine-based CO<sub>2</sub> Capture Technology for Power Plant Greenhouse Gas Control Annual Technical Progress Report Reporting Period October 2000 – October 2001 Anand B . Rao Report

Submitted October , 2002 Wo. **Technology**, n. October 2001, p. 4467–4475, 2002.

SEABRA, J. E. A. Avaliação técnico-econômica de opções para o aproveitamento integral da biomassa de cana no Brasil. p. 298, 2008.

SEABRA, J. E. A. et al. A techno-economic evaluation of the effects of centralized cellulosic ethanol and co-products refinery options with sugarcane mill clustering. **Biomass and Bioenergy**, v. 34, n. 8, p. 1065–1078, 2010.

SPIGARELLI, B. P.; KAWATRA, S. K. Opportunities and challenges in carbon dioxide capture. **Biochemical Pharmacology**, v. 1, p. 69–87, 2013.

STEC, M.; TATARCZUK, A.; WIE, L. Pilot plant results for advanced CO<sub>2</sub> capture process using amine scrubbing at the Jaworzno II Power Plant in Poland. v. 151, p. 50–56, 2015.

SVENSSON, R. et al. Transportation systems for CO<sub>2</sub> - Application to carbon capture and storage. **Energy Conversion and Management**, v. 45, n. 15–16, p. 2343–2353, 2004.

TSATSARONIS, G. Definitions and nomenclature in exergy analysis and exergoeconomics. v. 32, p. 249–253, 2007.

UNICA. **BIOELETRICIDADE EM NÚMEROS – setembro/2020 1**. [s.l: s.n.]. Disponível em: <<https://unica.com.br/wp-content/uploads/2020/10/BoletimUNICABioeletricidadeSETEMBRO2020.pdf>>.

VALENCIA, S. A. R. Avaliação da viabilidade técnica de sistemas BECCS na geração de eletricidade em usinas do setor sucroenergético. 2018.

WALTER, A.; ENSINAS, A. V. Combined production of second-generation biofuels and electricity from sugarcane residues. v. 35, p. 874–879, 2010.

WANG, Y. et al. A Review of Post-combustion CO<sub>2</sub> Capture Technologies from Coal-fired Power Plants. **Energy Procedia**, v. 114, n. November 2016, p. 650–665, 2017.

WHITE, C. M. et al. Sequestration of carbon dioxide in coal with enhanced coalbed methane recovery - A review. **Energy and Fuels**, v. 19, n. 3, p. 659–724, 2005.

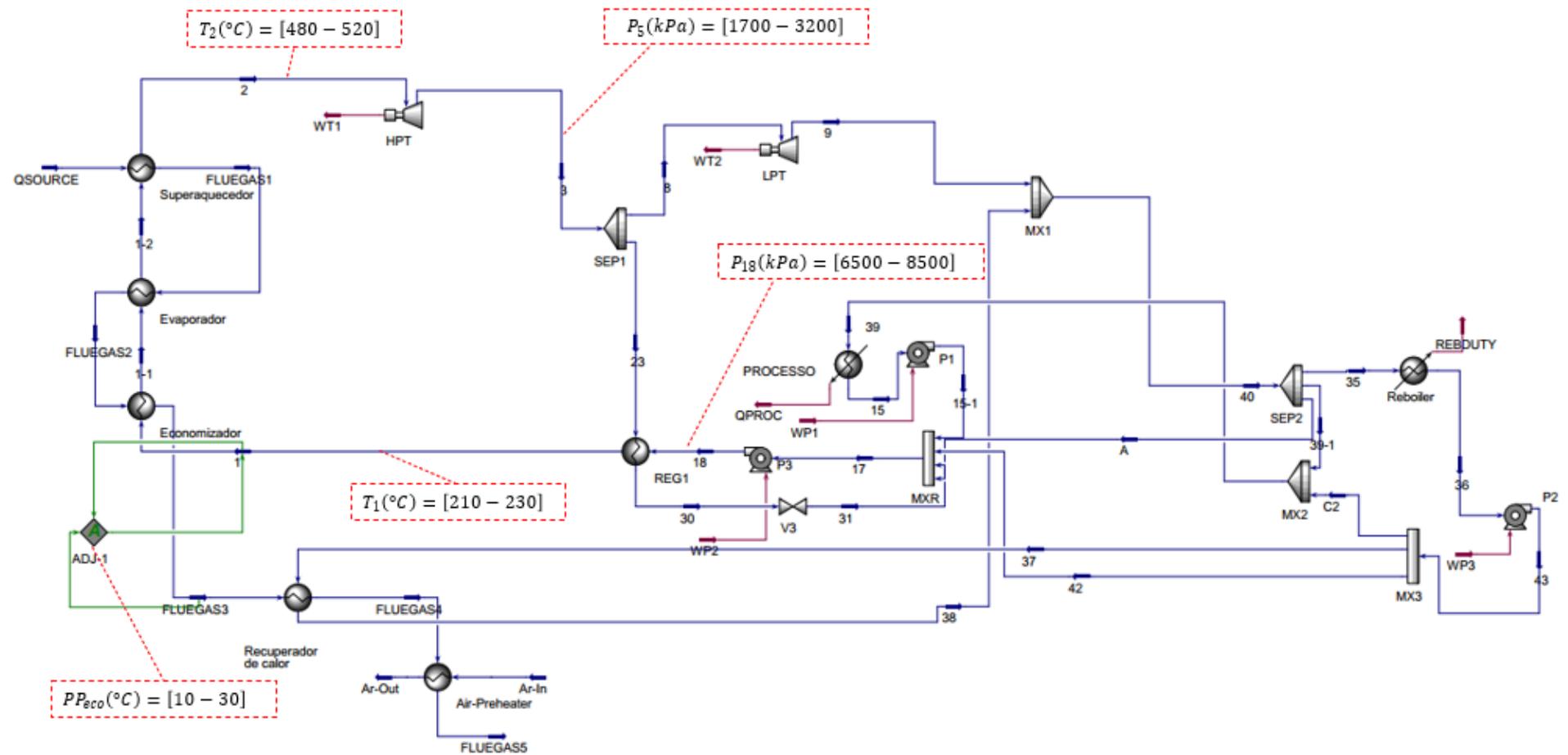
WIENESE, A. Proceedings of The South African Sugar Technologists' Association. **Boilers, boiler fuel and boiler efficiency**, p. 275–281, 2001.

WILBERFORCE, T. et al. Progress in carbon capture technologies. **Science of the Total Environment**, v. 761, p. 143203, 2021.

ZANCHI, G.; PENA, N.; BIRD, N. Is woody bioenergy carbon neutral? A comparative assessment of emissions from consumption of woody bioenergy and fossil fuel. **GCB**

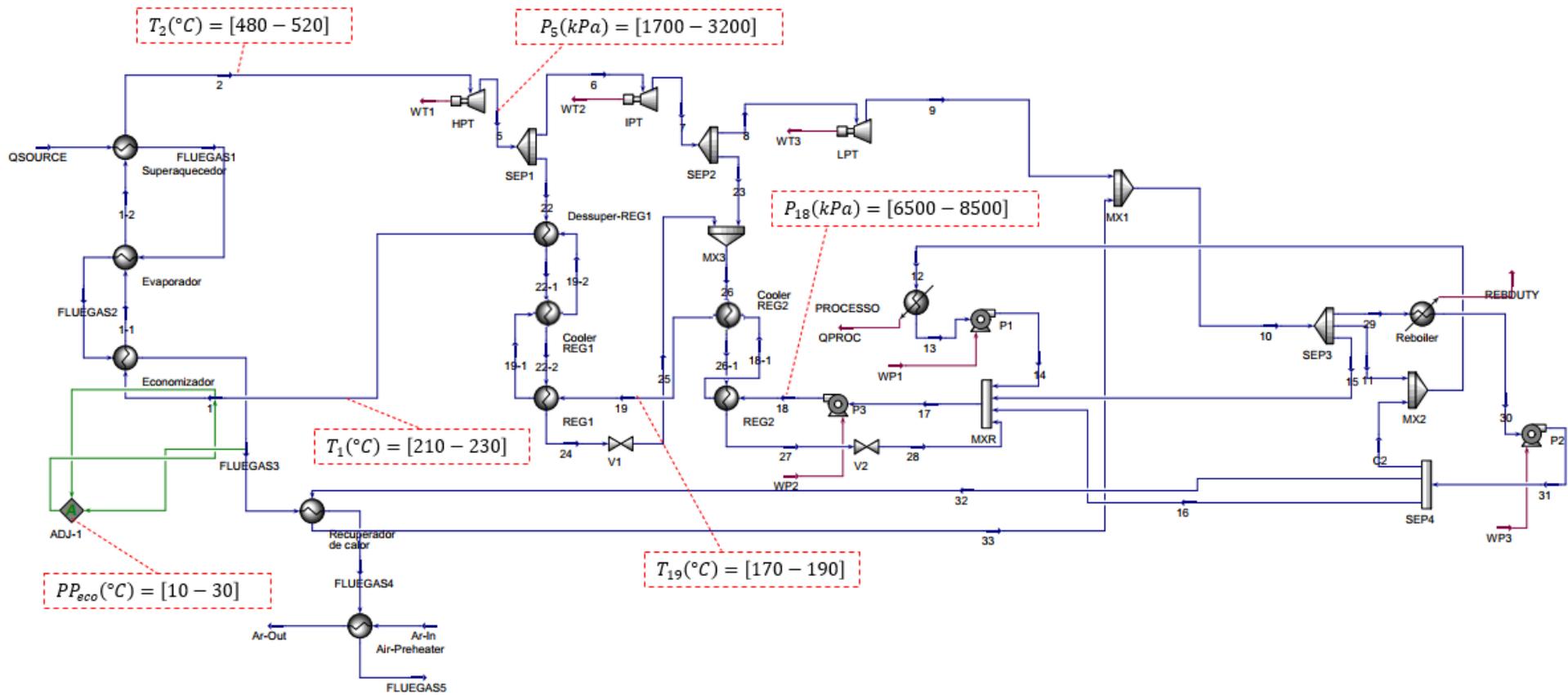
**Bioenergy**, v. 4, n. 6, p. 761–772, 2012.

## ANEXO A – Configurações do ciclo a vapor

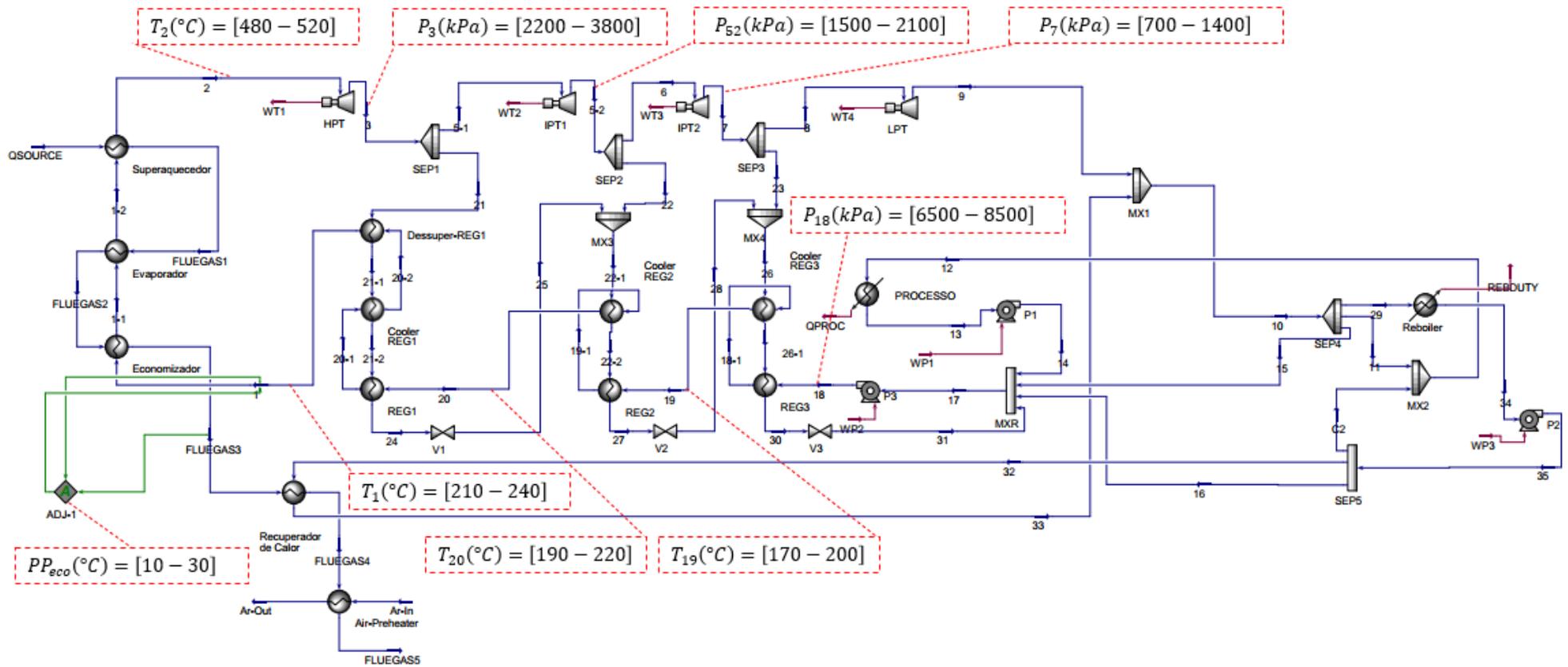


ANEXO A. 1 – Configuração REG1.

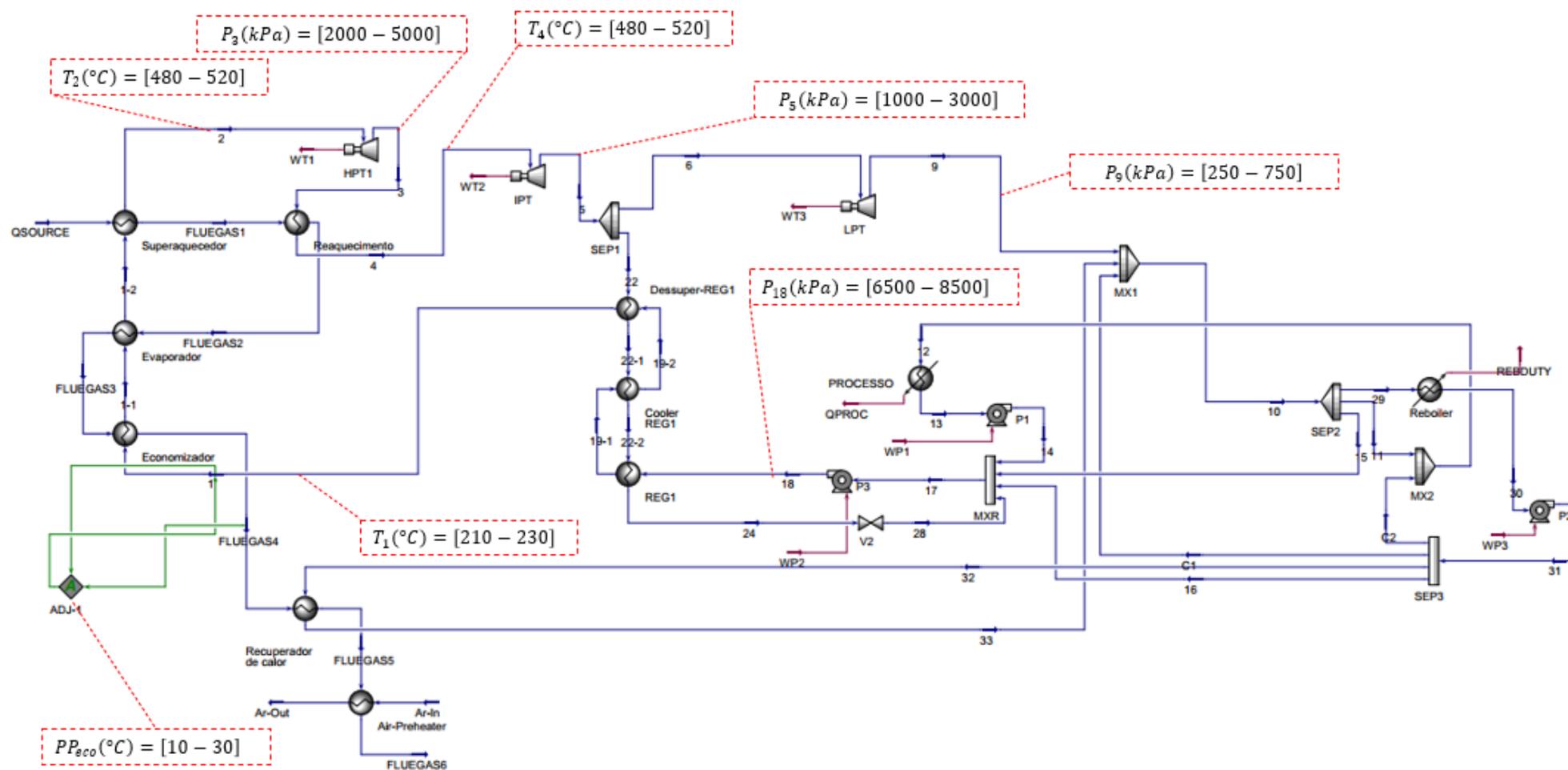




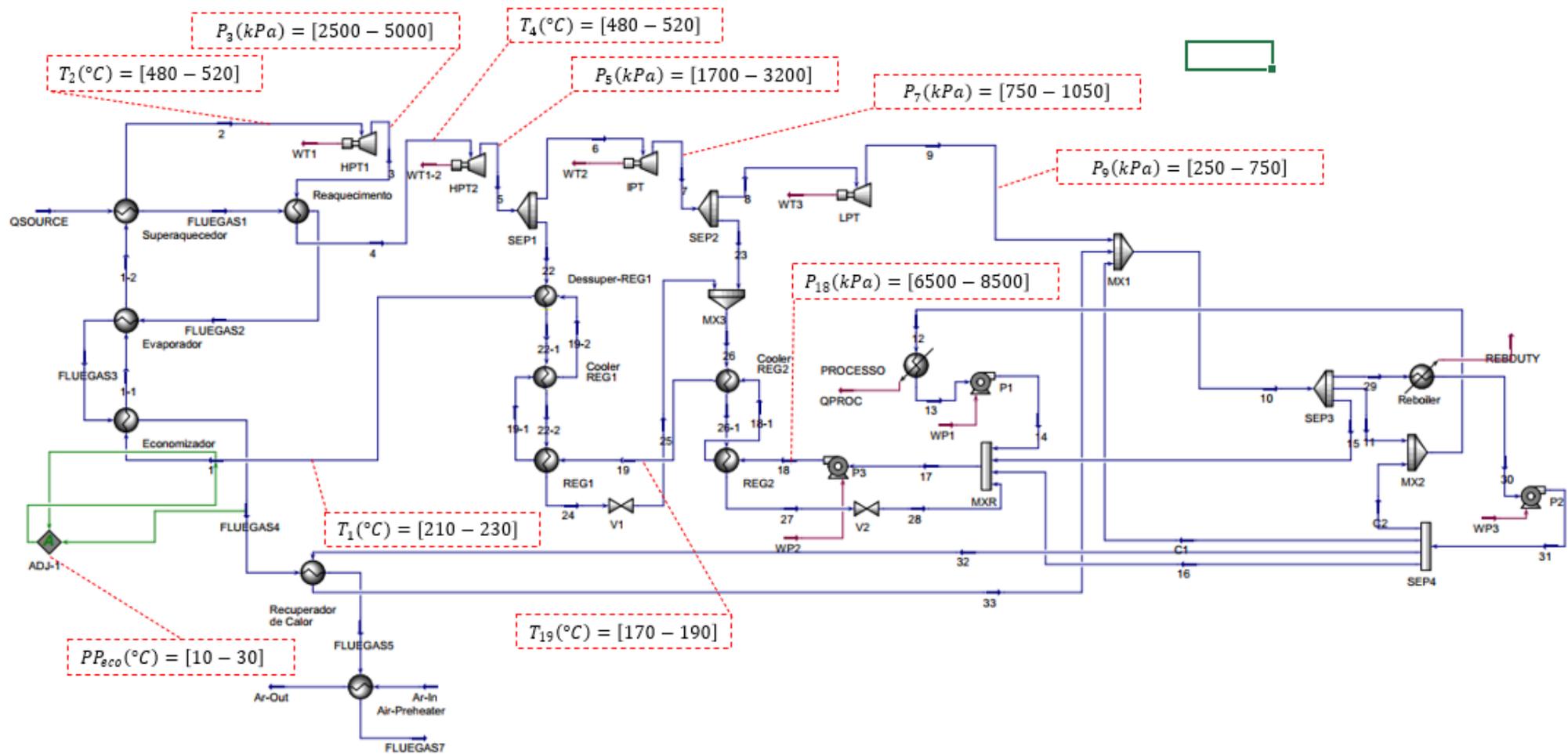
ANEXO A. 2 – Configuração REG2.



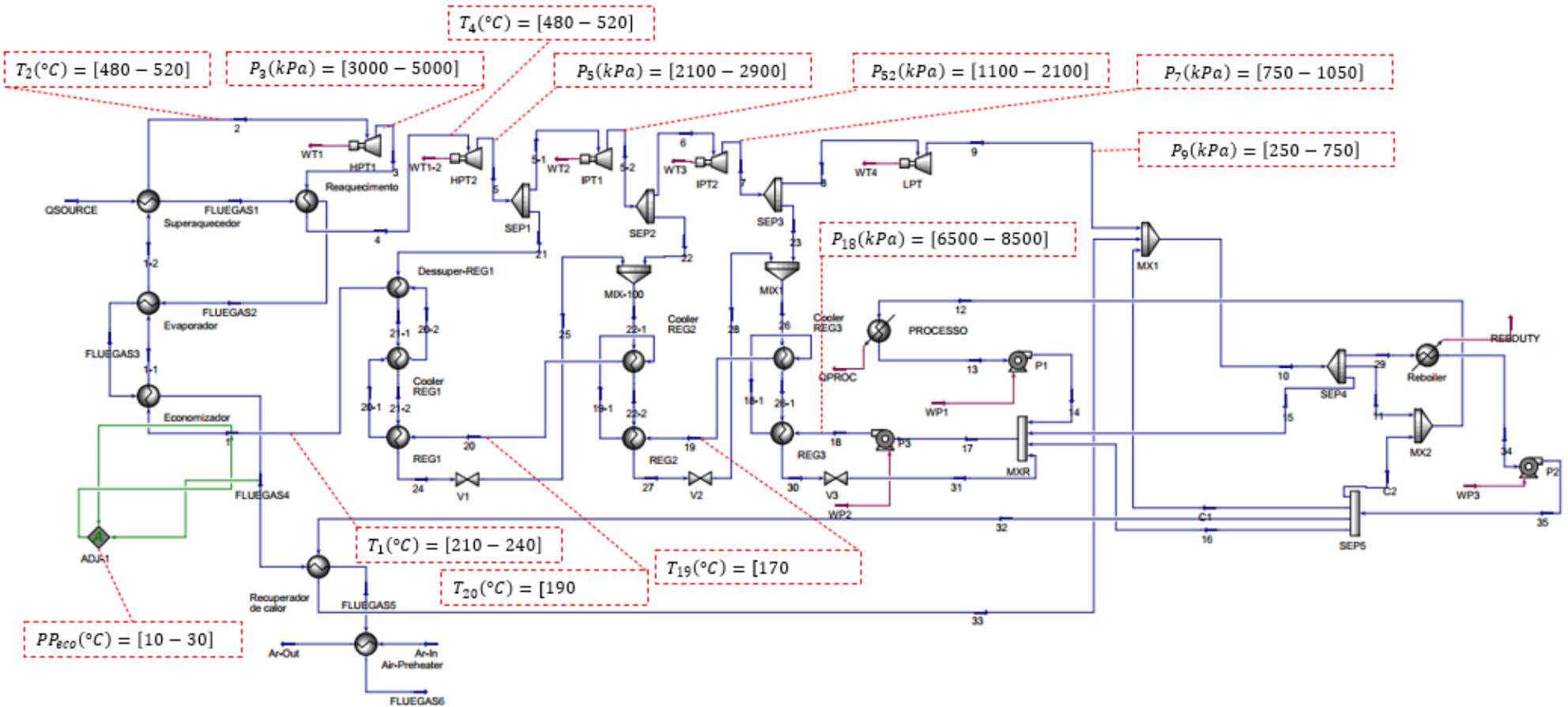
ANEXO A. 3 – Configuração REG3.



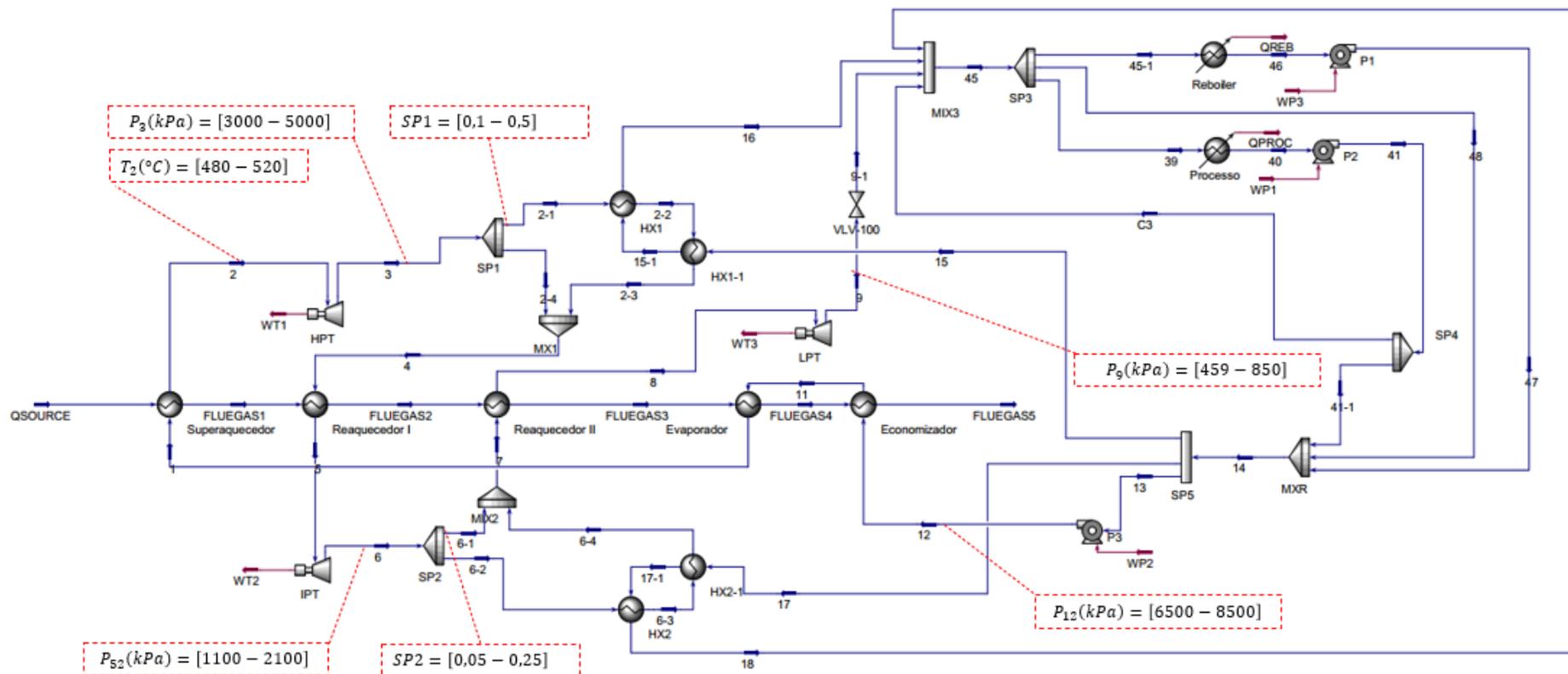
ANEXO A. 4 – Configuração Reheat1.



ANEXO A. 5 – Configuração Reheat2.



ANEXO A. 6 – Configuração Reheat3.



ANEXO A. 7 – Configuração Cascata.