



UNIVERSIDADE FEDERAL DE MATO GROSSO
FACULDADE DE ENGENHARIA - FAENG
ENGENHARIA QUÍMICA

**SÍNTESE E ANÁLISE DO PROCESSO DE PRODUÇÃO DO AÇÚCAR:
DIMENSIONAMENTO DA GERAÇÃO DE VAPOR**

PATRICK CORRÊA ZANESCO

CUIABÁ - MT

2021

PATRICK CORRÊA ZANESCO

**SÍNTESE E ANÁLISE DO PROCESSO DE PRODUÇÃO DO ALÚCAR:
DIMENSIONAMENTO DA GERAÇÃO DE VAPOR**

Trabalho de conclusão de curso apresentado à
Faculdade de Engenharia – FAENG, como pré-
requisito para obtenção do título de Bacharel em
Engenharia Química.

Orientador: Prof. Dr. Marcos Paulo Felizardo

CUIABÁ - MT

2021

AGRADECIMENTOS

Agradeço imensamente aos meus pais, que me apoiaram desde o início, que não permitiram que deixasse faltar nada que eu precisasse para conclusão desse sonho. Agradeço diretamente ao meu pai Renaldo Zanesco Bezerra, por ter me instruído e colocado a paixão pela engenharia dentro de mim. Agradeço diretamente à minha mãe Neide Maria Corrêa, que acima de tudo e de todos me apoiou desde o início dessa jornada. Agradeço principalmente por todo amor que me inundou graças a vocês.

Aos meus amigos da faculdade Alexandre, Luan e Rafaela, que em todo momento que precisei vocês prontificaram em me ajudar durante esse curso. Falo sério quando digo que não terminaria sem vocês.

À minha namorada Letícia por ser não só minha namorada, mas também essa parceira incrível que andou do meu lado por todo esse tempo.

Aos meus colegas Luan, Mickaela e Victor, por ter me ajudado com o presente trabalho.

Ao meu melhor amigo e irmão Aterio Marcos da Silva Quinta, por ter me apoiado e me suportado nos momentos mais difíceis.

Ao meu professor orientador, por ter aceitado esse desafio de última hora e ajudado tanto em tão pouco tempo.

Viver é arriscar tudo. Caso contrário você é apenas um punhado inerte de moléculas montadas aleatoriamente à deriva onde o universo te sopra.

(Rick Sanches)

RESUMO

Atualmente um dos maiores impactos financeiros nas usinas sucroenergéticas é dado pela geração de sistema de vapor. O objetivo deste trabalho foi dimensionar uma planta de produção de açúcar com intuito de sintetizar um processo de consumo ideal de vapores a partir do redimensionamento dos sistemas de evaporadores e turbinas. Para isso, foi realizado um dimensionamento e otimização do sistema de geração de vapor de uma indústria de açúcar a partir de balanços de massa e energia global e por componente, o sistema avaliado foi para uma indústria com capacidade produtiva de 285 t/h de cana. Assim, foi possível obter um aumento na geração de trabalho útil na turbina de condensação de 7,61 MWh, totalizando um aumento de 2,5 MWh para todo o sistema. Conclui-se, pelas análises de sensibilidade, foi possível melhorar a geração de trabalho útil através das diferentes combinações de condições operacionais, essas alterações estão de acordo com práticas tradicionais no que tange às configurações dos evaporadores.

Palavras-chave: cana-de-açúcar, otimização, evaporadores, análise de sensibilidade, vapor.

ABSTRACT

Currently, one of the biggest financial impacts in the sugar-energy plants is given by the generation of steam system. The objective of this work was to scale a sugar production plant with the purpose of synthesizing an ideal process of consumption of vapors by resizing the evaporator and turbine systems. For this, a sizing and optimization of the steam generation system of a sugar industry was carried out using global energy and mass balances and by component, the evaluated system was for an industry with a production capacity of 285 t / h of sugarcane. Thus, it was possible to obtain an increase in the generation of useful work in the condensation turbine of 7.61 MWh, totaling an increase of 2.5 MWh for the entire system. It was concluded, from the sensitivity analyzes, that it was possible to improve the generation of useful work through the different combinations of operational conditions, these changes are in accordance with traditional practices regarding the configurations of the evaporators.

Keywords: sugarcane, optimization, evaporator, sensitivity analysis, steam.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 – Corpo 4 e correntes de vapor.	8
Figura 2 - Evaporadores com adição de balão de expansão.	9
Figura 3 – Zonas da cristalização	11
Figura 4 - Turbina horizontal contínua.	13
Figura 5 – Fluxograma do Volume de Controle 1,	18
Figura 6 – Limite de concentração em fibra no bagaço de cana.	19
Figura 7 – Fluxograma das etapas de tratamento do caldo.	22
Figura 8 – Fluxograma dos evaporadores envolvendo os quatro corpos.	28
Figura 9 – Fluxograma da concentração final do caldo: cozimento, cristalização, turbinagem e secagem.	1
Figura 10 – Ciclo de geração de energia da usina.	8
Figura 11 – Ciclo de Rankine.	9
Figura 12 – Quantidade de vapor de excesso (todos evaporadores) e vapor de escape requerido pelo corpo 1 em função de graus brix.	14
Figura 13 – Potência em MWh em função de graus Brix do corpo 1.	15
Figura 14 – Área de trabalho útil de cada corpo em função da variação de °Brix	16

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 - Extratibilidade da sacarose por terno de moendas.	4
Tabela 2 - Temperatura de ebulição para respectivas pressões dos corpos e suas concentrações.....	8
Tabela 3 - Produtividade de referência entre as usinas Santa Lúcia e São Manoel.	16
Tabela 4 – Composição média da cana-de-açúcar.....	18
Tabela 5 - Composição média da cana-de-açúcar.	19
Tabela 6 – Concentração de bagaço ao longo das moendas.....	20
Tabela 7 – Composição da corrente de caldo sulfitado.	24
Tabela 8 – Dados de elevação de temperatura requerido, calor trocado e vazão mássica de cada trocador.....	26
Tabela 9 – Composição da corrente de caldo flasheado.....	27
Tabela 10 – Parâmetros balanço de energia - Secador.	5
Tabela 11 – Resultado para os balanços de massa globais e por componente para todas as moendas.	7
Tabela 12 – Dados iniciais para obtenção das entalpias.....	10
Tabela 13 – Parâmetros dos evaporadores e trabalho efetivo para as turbinas de condensação e contrapressão para o processo original.	12
Tabela A 1 – Resultados do balanço de massa para moenda 1.	22
Tabela A 2 – Resultados do balanço de massa para moenda 2.	22
Tabela A 3 – Resultados do balanço de massa para moenda 3.	22
Tabela A 4 – Resultados do balanço de massa para moenda 4.	22
Tabela A 5 – Resultado para os balanços de massa globais e por componente para todas as moendas.	23
Tabela A6 – Potência requerida de cada equipamento do VC1.	23
Tabela A 7 – Potência requerida de cada equipamento do VC1.	23
Tabela A 8 – Composição da corrente de caldo misto após fosfatação.	24
Tabela A 9 – Dados para obtenção da entalpia de mistura das correntes que formam D2.	24
Tabela A 10 – Composição da corrente de caldo misto após a peneira rotativa.	24
Tabela A 11 – Propriedades para balanço de energia no calado.	25
Tabela A 12 – Composição da corrente de caldo caleado.	25
Tabela A 13 – Composição da corrente de caldo clarificado e da corrente de lodo.	26
Tabela A 14 – Balanço de massa – Filtro de tambor rotativo.	26
Tabela A 15 – Parâmetros para F0 e S0 de alimentação do Corpo 1.	26
Tabela A 16 – Vazão de caldo e vapor para o Corpo 1.	27
Tabela A 17 – Vazão de caldo e vapor para o Corpo 2.	27
Tabela A 18 – Vazão de caldo e vapor para o Corpo 3.	28
Tabela A 19 – Vazão de caldo e vapor para o Corpo 4.	28
Tabela A 20 – Frações mássicas para cada corrente.	28
Tabela A 21 – Composição da corrente de alimentação do cozedor.....	29
Tabela A 22 – Balanço de massa - Cozimento.....	29
Tabela A 23 – Parâmetros BE - Cozedor.	29

Tabela A 24 – Parâmetros balanço de energia de vapor - Cozedor.....	30
Tabela A 25 – Balanço de energia nos cristalizadores.	30
Tabela A 26 – Balanço de massa – Turbinagem	30
Tabela A 27 – Balanço de massa - Secador.....	31
Tabela A 28 – Características técnicas da caldeira escolhida.	31
Tabela A 29 – Propriedades obtidas para a água.....	31
Tabela A 30 – Potência dos equipamentos da usina por VC.....	32
Tabela A 31 – Variáveis usadas para determinação do vapor de excesso para o Corpo 2.....	32
Tabela A 32 – Variáveis usadas para determinação do vapor de excesso para o Corpo 3.....	32
Tabela A 33 – Variáveis usadas para determinação do vapor de excesso para o Corpo 4.....	33
Tabela A 34 – Valores estabelecidos de °Brix para cada análise de sensibilidade.	33

LISTA DE SÍMBOLOS

Letras latinas

x	Fração mássica
e	Extratibilidade
A	Vazão de cana de entrada na indústria.
A1	Vazão de cana limpa
W	Vazão de impurezas
A2	Vazão de cana limpa e picada
A3	Vazão de cana desfibrada
B1	Corrente de bagaço extraído 1 (saída da moenda 1)
B2	Corrente de bagaço extraído 2 (saída da moenda 2)
B3	Corrente de bagaço extraído 3 (saída da moenda 3)
B4	Corrente de bagaço extraído 4 (saída da moenda 4)
C1	Corrente de caldo extraído 1 (saída da moenda 1)
C2	Corrente de caldo extraído 2 (saída da moenda 2)
C3	Corrente de caldo extraído 3 (saída da moenda 3)
C4	Corrente de caldo extraído 4 (saída da moenda 4)
C	Somatório de todas as correntes de caldo extraído
D1	Vazão mássica de ácido fosfórico
D2	Corrente de saída da fosfatação
E1	Corrente de remoção da fibra
E2	Corrente de caldo que segue processo para sulfitação
F1	Corrente de alimentação de dióxido de enxofre

F2	Corrente de remoção do dióxido de enxofre e ar
F3	Corrente de caldo que segue processo para calagem
G2	Corrente de alimentação de caldo proveniente da etapa anterior ao tanque flash
H1	Corrente de caldo que segue processo para o decantador
H2	Corrente de remoção do ar presente no caldo
I1	Corrente de alimentação de polímero
I3	Corrente de caldo que segue processo para os evaporadores
I4	Corrente de torta que segue para o processo dos tambores rotativos
E1	Corrente de alimentação de fibra nos tambores rotativos
J3	Corrente de alimentação de água nos tambores rotativos
J2	Corrente de saída de torta pobre em açúcares
J3	Corrente de saída rica em açúcares que segue processo para os evaporadores
F0	Corrente de alimentação do caldo para o primeiro efeito dos evaporadores
S0	Corrente de alimentação de vapor para o primeiro efeito dos evaporadores
C0	Corrente de vapor condensado (água) de saída do primeiro efeito dos evaporadores
V0	Corrente de vapor vegetal de alimentação do segundo corpo dos evaporadores
F1	Corrente de alimentação do caldo para o segundo efeito dos evaporadores
V1	Corrente de alimentação de vapor vegetal para o terceiro efeito dos evaporadores
C1	Corrente de vapor condensado (água) de saída do segundo efeito dos evaporadores
F2	Corrente de alimentação do caldo para o terceiro efeito dos evaporadores
V2	Corrente de alimentação de vapor vegetal para quarto efeito dos evaporadores
C2	Corrente de vapor condensado (água) de saída do terceiro efeito dos evaporadores

F3	Corrente de alimentação do caldo para o quarto efeito dos evaporadores
V3	Corrente de alimentação de vapor vegetal de saída do quarto efeito dos evaporadores
C3	Corrente de vapor condensado (água) de saída do quarto efeito dos evaporadores
F4	Corrente de saída do processo de concentração dos evaporadores e alimentação do processo do cozimento
ART	Açúcares redutores totais
M1	Corrente de saída de líquido-mãe dos cozedores (massa cozida)
M2	Corrente de saída água evaporada dos cozedores
N1	Corrente de líquido-mãe de alimentação do cristalizador (massa cristalizada)
O1	Corrente de açúcar úmido de entrada da turbinagem
O2	Corrente de mel final de saída da turbinagem
W1	Corrente de saída de água evaporada da cristalização
W2	Água de lavagem de entrada dos cristalizadores
P1	Corrente de saída de ar seco do secador
P2	Corrente de entrada de ar do secador
P3	Corrente de saída de ar úmido do secador
Cp	Calor específico
Q	Calor
Hvvsat	Entalpia do vapor saturado para determinado efeito dos evaporadores
Hf11-hr	Entalpia do caldo em determinado efeito dos evaporadores
P	Pressão interna de cada efeito dos evaporadores
Hc	Entalpia de condensação do vapor em determinado corpo
m	massa de entrada de água resfriada (resfriadores)
T	Temperatura

T0c	Temperatura de entrada do caldo no corpo 1
Δt_{cond}	Variação da temperatura do vapor entre a temperatura de entrada e a temperatura de vaporização do caldo.
BPR	Aumento da temperatura pela presença de sólidos insolúveis na água (°Brix)
Tvap	Temperatura de entrada do vapor no corpo 1
Te	Temperatura de ebulição do caldo no corpo 1

Letras gregas

λ_{ev}	Calor de vaporização
----------------	----------------------

Subscritos

f	Fibra
H ₂ O	Água
sac	Sacarose
frut	Frutose
glic	Glicose
sais	Sais
A3	Corrente A3 de alimentação das moendas.
entrada	Ponto de entrada da corrente
saída	Ponto de saída da corrente
b1	Corrente de bagaço extraído 1 (saída da moenda 1)
b2	Corrente de bagaço extraído 2 (saída da moenda 2)
b3	Corrente de bagaço extraído 3 (saída da moenda 3)

b4	Corrente de bagaço extraído 4 (saída da moenda 4)
fosf	Ácido fosfórico
cal	Cal
SO ₂	Dióxido de Enxofre
XAR	Xarope
IN	Corrente de entrada
OUT	Corrente de saída
COZ	Açúcar cozido
CRIST	Açúcar cristalizado
VAP	Vapor
Λev	Calor de vaporização

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO.....	1
1.1 JUSTIFICATIVA	1
1.2 OBJETIVO GERAL	2
1.3 OBJETIVOS ESPECÍFICOS.....	2
2. FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA.....	3
2.1 <i>Preparo da Matéria-Prima</i>	3
2.2 <i>Extração do Caldo</i>	3
2.3 <i>Tratamento do Caldo</i>	4
2.3.1 <i>Tratamento preliminar</i>	5
2.3.2 <i>Tratamento físico-químico</i>	5
2.4 <i>Evaporadores</i>	7
2.5 <i>Cozedores</i>	10
2.6 <i>Cristalização</i>	12
2.7 <i>Turbinagem</i>	12
2.8 <i>Secagem</i>	13
2.9 <i>Turbinas a vapor</i>	14
3. MATERIAIS E MÉTODOS	16
3.1 <i>Capacidade de Produção</i>	16
3.2 <i>Balanço de Massa e Energia</i>	17
3.2.1 <i>Volume de Controle 1</i>	17
3.2.1.1 <i>Considerações iniciais e cálculos preliminares</i>	18
3.2.1.2 <i>Balanço de Massa Volume de Controle 1</i>	19
3.2.1.3 <i>Balanço de Energia Volume de Controle 1</i>	21
3.2.2 <i>Volume de Controle 2</i>	21
3.2.2.1 <i>Fosfatação</i>	22
3.2.2.2 <i>Peneira rotativa</i>	23
3.2.2.3 <i>Sulfitação</i>	23
3.2.2.4 <i>Calagem</i>	24
3.2.2.5 <i>Aquecedores</i>	25
3.2.2.6 <i>Tanque Flash</i>	26
3.2.2.7 <i>Decantação</i>	27
3.2.2.8 <i>Filtração a vácuo e tambor rotativo</i>	28
3.2.3 <i>Volume de Controle 3</i>	28
3.2.4 <i>Volume de Controle 4</i>	31
3.2.4.1 <i>Cozimento</i>	1
3.2.4.2 <i>Cristalização</i>	2
3.2.4.3 <i>Turbinagem</i>	3
3.2.4.4 <i>Secagem</i>	3
3.3 COGERAÇÃO E OTIMIZAÇÃO OPERACIONAL	6
3.3.1 <i>Bagaço da cana-de-açúcar</i>	7
3.3.2 <i>Sistemas de vapor</i>	8
3.3.3 <i>Otimização Operacional</i>	10
4. RESULTADOS E DISCUSSÕES	14
5. CONCLUSÕES.....	18

SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS.....	19
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	20
ANEXO 1.....	22

1. INTRODUÇÃO

Atualmente o Brasil é o maior produtor de cana-de-açúcar do mundo, com aproximadamente 40% da produção mundial, com uma produtividade de 79,1 t/ha, valor acima da média. Este número tem tido um crescimento constante nos últimos dez anos tendo em vista o aumento no consumo de bioetanol - um dos produtos possíveis provenientes do processamento da cana-de-açúcar. Nesse sentido, o estado de Mato Grosso tem se mostrado nos últimos anos, um dos estados com maior crescimento no país devido ao reconhecimento da possibilidade do plantio da cana-de-açúcar na entressafra da soja – principal cultura do estado. Assim, é possível perceber um potencial do estado para novos empreendimentos das usinas sucroalcooleiras (CONAB, 2020).

O uso da cana-de-açúcar para produção de carboidratos cristalizados comestíveis mais conhecidos como açúcares, sejam eles refinados ou não, é majoritária em alguns países como a Índia em detrimento da produção de etanol. No entanto, a produção do açúcar normalmente é mais dispendiosa não só para implementação, mas também para operação. Dito isso, as usinas sucroalcooleiras mais atuais procuram atuar com um tripé operacional para se manter ativa e competitiva no mercado pelos anos de operação. Neste tripé pode ser elencado a produção de açúcar, etanol e energia (CASTRO, 2013).

A produção de açúcar ou de bioetanol proveniente da cana-de-açúcar, possuem o mesmo “rejeito” por utilizarem a mesma matéria-prima – o bagaço da cana-de-açúcar. Este material é considerado um dos mais utilizados atualmente como matriz energética de indústrias no segmento de alimentos e bebidas, açúcar e álcool combustível, chegando à 68% da energia utilizada em indústrias alimentícias, dividindo o restante em 12% para o uso de carvão mineral para geração de energia em usinas mais antigas, 12% para energia elétrica da rede elétrica (concessionárias) e o restante outros combustíveis empregado em caldeiras mais antigas como óleo BPF e outras fontes secundárias de energias proveniente do petróleo (MME – MINISTÉRIO DE MINAS E ENERGIA, 2020).

1.1 Justificativa

Atualmente um dos sistemas com maior impacto financeiro, caso haja desperdício, é o sistema de geração de vapor, onde se é utilizada a biomassa. Este sistema está diretamente ligado a alguns dos principais processos da refinaria como os evaporadores e cozedores, além de trocadores de calor para o pré-tratamento do mel. Sendo assim, um processo mais eficaz

permite não só uma economia de consumo da biomassa, mas também uma maior produção de açúcar caso seja de interesse aumentar a produção.

A principal problemática dos tradicionais sistemas de vapor é a eficiência térmica e material deste insumo, visto que normalmente estão presentes redutores de pressão ou turbinas de contrapressão para adequação da temperatura e pressão da corrente de vapor aos evaporadores e cozedores.

No entanto, com o desenvolvimento de novas tecnologias e conhecimentos em análise e simulação, tem-se tornado possível melhorias na síntese do processo, com um maior aproveitamento do bagaço de cana-de-açúcar, tendo em vista que se aproveita mais da energia gerada da queima deste material.

1.2 Objetivo geral

Esse trabalho tem como objetivo dimensionar uma planta de produção de açúcar por meio de um estudo de caso.

1.3 Objetivos específicos

Sintetizar um processo com condições adequada de consumo de vapores, a partir do redimensionamento dos sistemas de evaporadores e de turbinas.

2. FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA

Nos tópicos a seguir será dissertado acerca da composição da cana-de-açúcar e dos processos pelos quais ela e seus produtos intermediários passarão. Para tanto, serão levantadas discussões com relação aos equipamentos normalmente utilizados nas plantas sucroenergéticas.

Assim, o processo de produção de açúcar foi subdividido em volumes de controle e seus processos intrínsecos, como a recepção da cana-de-açúcar, sua limpeza e extração para o primeiro volume de controle, o tratamento do caldo para o segundo volume de controle, a evaporação e consequentemente a concentração do caldo da cana-de-açúcar e por fim o cozimento e cristalização.

2.1 Preparo da Matéria-Prima

O Processo se inicia na remoção da casca, e preparação da cana-de-açúcar, com uma limpeza para remoção de qualquer material que possa vir causar algum dano aos equipamentos subsequentes. Essa limpeza pode ser feita a partir da injeção de água pressurizada que removerá grande parte do material particulado, entretanto, neste processo há também a remoção de sacarose, podendo ser removida de 1 a 6kg de sacarose por tonelada de cana-de-açúcar. Dito isso, muitas vezes tecnologias mais novas escolhem uma outra forma de remoção de impurezas na qual não se possui arraste da sacarose conhecida como limpeza a seco. Esse método consiste na injeção de ar pressurizado em sentido ascendente para remoção do material particulado (HUGOT, 1977).

Uma vez limpa, a cana-de-açúcar segue para o processo de desfibramento que consiste em duas etapas: a primeira de picagem a partir de um conjunto de facas que gira em direção a matéria-prima direcionada pelas esteiras, e a segunda é um método de moagem por martelos rotativos que pressionam o material contra uma placa metálica causando o desfibramento por cisalhamento. O processo de desfibramento consiste em aumentar a área de contato da matéria-prima e abrir o material lignocelulósico para o próximo processo (extração do caldo) (HUGOT, 1977).

2.2 Extração do Caldo

A extração do caldo da cana-de-açúcar consiste em um processo físico de remoção da parte rica em sacarose enquanto o material lignocelulósico (Fibra) é retido. Existem dois

métodos para este processo: moagem e difusão. Este processo consiste na extração do caldo a partir da passagem da cana-de-açúcar – aberta pela etapa de desfibramento, em moendas de rolos que utiliza a pressão hidráulica causada pelo rolo superior em dois inferiores que suportam a matéria-prima. Estes rolos possuem ranhuras para que possa ter um máximo aproveitamento de área de contato para extração do caldo de cana-de-açúcar. Normalmente, os rolos possuem uma velocidade de revoluções de aproximadamente 6 a 8 rpm e uma pressão hidráulica variável de 380 a 400 bar que é aplicada pontualmente em apenas uma zona de esmagamento da cana-de-açúcar (LOPES, 2013).

Segundo Castro *et al.* (2013) normalmente são aplicados 4 ternos de moendas – sistemas de três rolos como supracitado, para extração de aproximadamente 93% da sacarose presente na matéria-prima. A Tabela 1 mostra a extratibilidade da sacarose presente em porcentagem da alimentação e acumulada.

Tabela 1 - Extratibilidade da sacarose por terno de moendas.

Extração	Por moenda (%)	Acumulada total (%)
1º terno	72,0	72,0
2º terno	42,0	83,9
3º terno	37,0	89,8
4º terno	33,5	93,2

Fonte: Hugot (1983)

Segundo Hugot (1977), a potência para o primeiro terno deve ser de entre 3,3 e 4 CV/TCH enquanto para os outros três subsequentes são entre 2,2 e 3 CV/TCH para extração das porcentagens de sacarose referidas acima. Com isso, se obtém um produto rico em sacarose que consiste em um caldo concentrado com 13 a 14° Brix como corrente primária de produto enquanto o bagaço é direcionado às caldeiras para cogeração de energia que será citada posteriormente.

2.3 Tratamento do Caldo

Ao ser extraído nas moendas, o caldo apresenta uma suspensão formada predominantemente por fragmentos com menos de 1 mm de espessura que pode ser prejudiciais

para os processos subsequentes de alta temperatura. Para tal, utiliza-se o tratamento do caldo em duas etapas: tratamento preliminar ou tratamento primário e em seguida o tratamento físico-químico (destinado a remoção do material coloidal e correção para pH neutro que evite inversão da sacarose) composto pelo processo de sulfitação e calagem (LOPES, 2011).

2.3.1 Tratamento preliminar

A primeira etapa é o tratamento preliminar que é composto por um sistema de peneiras – operação de separação física, dependendo da qualidade do caldo, pode-se optar por apenas duas das três peneiras que serão descritas em sequência sendo a peneira estática essencial (LOPES, 2011).

A peneira estática é um equipamento de características autolimpante o que facilita sua manutenção. Uma vez que o caldo a ser peneirado impulsiona o material insolúvel retido para fora da tela, possuindo baixa permeabilidade de impurezas com granulometria entre 0,35 e 1 mm, o que auxilia na diminuição de contaminantes. Sua capacidade de retenção é de 80% dos sólidos insolúveis (LOPES, 2011).

Já a peneira vibratória é um equipamento que possui uma superfície telada e é levemente inclinada, submetida a vibrações dos mecanismos excêntrico ou eletromagnético. Equipamento com capacidade de reduzir o teor de bagacilho – material fino proveniente da fibra no processo da moagem, no caldo de um valor entre 0,6 a 1,5 g/L para 0,4 a 0,5 g/L, no entanto tem sido substituído por conta do baixo rendimento (LOPES, 2011).

Por fim a peneira rotativa é um cilindro giratório disposto horizontalmente com lateral formada por uma tela, mais conhecido como tromel. O caldo adentra o cilindro e o bagacilho é retido ao atravessar a malha. A capacidade de retenção desse equipamento chega a 83% e possui fácil desinfecção. A capacidade de processamento é de 30 a 35 m³/h de caldo para uma superfície de tela de 0,45 m (LOPES, 2011).

2.3.2 Tratamento físico-químico

Esta etapa do tratamento consiste numa aplicação de ácido sulfuroso, denominada sulfitação, seguido da calagem (adição de cal), aquecimento e separação do material precipitado por decantação. O tratamento físico-químico do caldo é considerado um ajuste fino do caldo para as próximas etapas do processo, tendo em vista a máxima eliminação de não açúcares,

coloides, máxima taxa de sedimentação e baixo teor de lodo e cálcio no que resulta baixa cor e turbidez e por fim um pH adequado aos próximos processos (LOPES, 2011).

Sulfitação e calagem: o processo de sulfitação consiste na ação do ácido sulfuroso (H_2SO_3), sobre o caldo, que auxilia na produção de precipitados de pequenos cristais de sulfito de cálcio, além de uma ação bactericida considerável. A sulfitação também age como um redutor, uma vez que o sulfito atua sobre substâncias corantes presentes no caldo, reduzindo a cor e turbidez do caldo. No entanto, o procedimento gera uma quantidade significativa de anidro sulfuroso (SO) que pode ser absorvido pelo caldo de cana-de-açúcar em uma torre de absorção. A calagem é a adição de leite de cal (hidróxido de cálcio) para neutralização do pH do caldo, auxiliando na precipitação de impurezas do caldo e inibição da inversão da sacarose em glicose e frutose (LOPES, 2011).

Além do tratamento físico-químico, normalmente o caldo passa por um processo de aquecimento que auxilia a remoção de albuminas e impurezas coloidais por induzir a separação destas impurezas por precipitação em conjunto com o cal. No entanto, a temperatura não pode ser superior à 105 °C, correndo o risco da queima ou degradação de parte do açúcar não dissolvido no caldo (HUGOT, 1977).

Normalmente o aquecimento acontece em duas etapas sendo uma antes da sulfitação para melhorar a performance da difusão dos sólidos no líquido e promover o desprendimento das impurezas, e um posterior a calagem. O aquecimento é feito por trocadores de calor de feixe tubular, de fluxo em corrente cruzada. Normalmente o vapor utilizado no trocador de calor é o vapor de escape das turbinas, com uma pressão de 1,5 kgf/cm² e velocidade aproximadamente de 30 m/s. O presente estudo demonstrará a possível substituição deste vapor para uma passagem de vapor vegetal proveniente dos evaporadores (HUGOT, 1977)

Por fim, a última etapa de pré-tratamento do caldo-de-cana é a decantação que consiste em um decantador contínuo conhecido como clarificador apresentado ao processo após o aquecimento do caldo no *flash* em que o caldo-de-cana sai a uma temperatura de 105 °C. A decantação é um processo que exige que sua entrada tenha pouca turbulência e em sentido ascendente (na parte de baixo do tanque), portanto deve possuir pouca velocidade de entrada. Essa etapa é essencial para remoção do restante do bagacilho presente ainda no caldo-de-cana e deve ocorrer após o aquecimento para que sua densidade seja menor que à temperatura ambiente (LOPES, 2011).

Para que a decantação demonstre seu impacto significativo no processo, é apresentado uma corrente de saída para a recirculação de parte do caldo processado, isso permite um maior

aproveitamento do caldo e maior remoção das impurezas. A entrada da corrente de recirculação é ligeiramente acima do leito das impurezas presentes no tanque. O produto conhecido como caldo clarificado é então removido de forma ascendente por uma canaleta presente ao redor de todo o tanque (LOPES, 2011).

Essas impurezas são concentradas no fundo cônico do tanque de decantação e são denominadas de lodo. O lodo é removido pela parte mais baixa do tanque de decantação em regime contínuo e permite grande aproveitamento. Normalmente nessa etapa se usam polímeros de baixa densidade e médio peso molecular de grau alimentício para estabilização da molécula das impurezas o que permite sua coagulação e precipitação de forma mais segura. O lodo é direcionado à um processo de filtração a qual ocorre a altas temperaturas para que se evite qualquer tipo de incrustação ou aumento na viscosidade dos materiais presentes, o que poderia diminuir a eficiência do processo (LOPES, 2011).

2.4 Evaporadores

A partir da etapa anterior, obtém-se como produto um caldo clarificado. Este, por sua vez, é submetido a um processo de evaporação para sua concentração. O processo de evaporação na indústria açucareira consiste na volatilização do componente mais instável – sendo este a água, com intuito de se obter um componente desejado com maior concentração do soluto – no caso o açúcar (HUGOT, 1977).

No processo de produção do açúcar, os evaporadores são responsáveis pela concentração do clarificado a até 72° Brix e facilitar o processo de cristalização do açúcar, no entanto, o caldo não se é concentrado a níveis tão elevados por conta do risco de formação de cristais falsos na etapa de cristalização. Nesse sentido, os evaporadores são utilizados para concentrar o caldo até 60° Brix – quantidade de sólidos insolúveis necessária para a etapa dos cozedores para o açúcar demerara. Após esta etapa, o caldo passa a ser chamado de xarope ou mel quando concentrado (HUGOT, 1977).

Para funcionamento do processo, se tem inicialmente no primeiro corpo a entrada do vapor de escape proveniente das turbinas à 120°C, para o aquecimento da corrente de entrada do caldo clarificado vindo da etapa de pré-tratamento com uma temperatura de 80°C e 14° Brix. Após o primeiro corpo, parte da água desprendida do caldo em forma de vapor denominado de vapor vegetal é destinada ao próximo corpo por uma corrente de vapor que será condensada assim como a primeira e será destinada a um balão de expansão que será citado a seguir, este vapor vegetal do primeiro corpo está a uma temperatura aproximada de 100°C.

Para o segundo corpo, tem-se como entrada de caldo de 17° Brix proveniente do primeiro corpo, enquanto o fluido de aquecimento é em parte o vapor vegetal e o vapor proveniente das turbinas já transformados em vapor de escape (112°C). O corpo dois está à uma pressão inferior à do corpo um o que permite que seu caldo seja concentrado à uma temperatura inferior à temperatura de ebulição do caldo à pressão atmosférica como mostra na Tabela 2 (HUGOT, 1977).

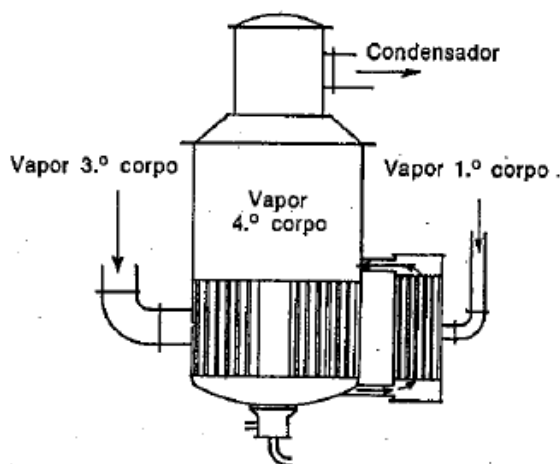
Tabela 2 - Temperatura de ebulição para respectivas pressões dos corpos e suas concentrações

Vapor de escape	T _{vapor} (°C)	Pressão do corpo (kg/cm ²)	°Brix
Alimentação	120	2,025	14
1	111	1,512	17
2	100	1,030	19
3	85	0,580	28
4	55	0,160	55

Fonte: Hugot (1977)

É valido ressaltar a importância da alimentação diferenciada de vapor do último corpo em que se tem alimentação de vapor vegetal não só do terceiro corpo, mas também do primeiro que possui uma temperatura pouco maior (Figura 1). Isso permite uma menor utilização de vapor de escape que seria acrescida para aquecimento do último corpo a partir do vapor vegetal do terceiro apenas (HUGOT,1983)

Figura 1 – Corpo 4 e correntes de vapor

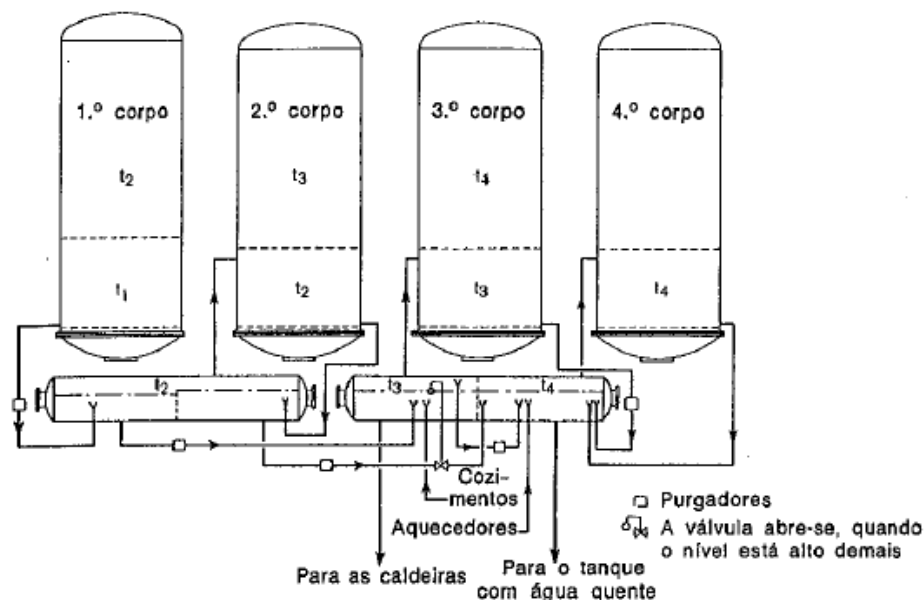


Fonte: Hugot (1977)

Uma vez que é efetivada a troca térmica entre o vapor e o caldo através da calandra, o vapor perde calor latente de vaporização, transformando grande parte se não todo vapor em água condensada na calandra. Nesse sentido, deve-se expelir o valor em massa de água do vapor que entrou na calandra. Essa descarga de água condensada é feita por drenos alocados na parte mais abaixo de uma calandra. Normalmente por projeto se é observado um dreno para cada 3 m² de seção do evaporador, essa drenagem deve acontecer em uma velocidade de no mínimo 0,50 m/s. Estes drenos devem ser conectados à calandra por um cone que aumenta a área de escoamento e consequentemente a vazão da drenagem como mostra a Figura 1 (HUGOT, 1983).

Outro ponto de suma importância para aumento da eficiência térmica, seria a utilização de balões de expansão que exercem a função de reciclo de grande parte do vapor condensado para alimentação de vapor vegetal do próximo corpo, como mostra a Figura 2. Para isso normalmente se utiliza um tanque *flash* o qual auxilia a evaporação das águas condensadas e, com isso, se tem uma grande economia de energia térmica reduzindo a demanda de vapor de escape proveniente das turbinas. Outra utilização das águas condensadas seja do primeiro corpo, seja dos corpos subsequentes, pode-se utilizar este condensado como água de retorno para caldeira (HUGOT, 1977).

Figura 2 - Evaporadores com adição de balão de expansão



Fonte: Hugot (1977)

2.5 Cozedores

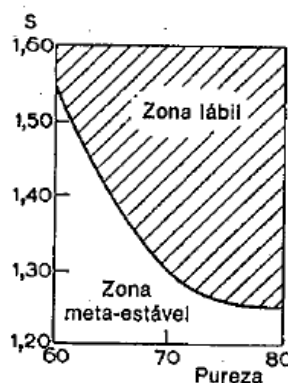
Uma vez que o caldo de cana-de-açúcar está concentrado ao sair dos evaporadores, sua denominação muda e passa a ser chamado de mel, melado ou xarope. Sabendo disso, é detalhado por Lopes 2013, que o cozimento é um processo de cristalização da sacarose contida no melado. Os cozedores – equipamentos os quais fazem a função, são expressamente parecidos com evaporadores que operam em simples efeitos e sob vácuo, a principal diferença entre eles se dá pelo fato de que os cozedores são projetados para fluidos de altas viscosidades.

Os cozedores receberão o mel com uma concentração próxima à 60° Brix e começará o processo de cristalização no ponto ótimo definido de acordo com o grau de supersaturação (SS) do produto que é denominado de licor-mãe. Este grau de supersaturação é definido como a razão entre a concentração de solução em razão da concentração de solução supersaturada, e influencia diretamente na formação de cristais no licor-mãe, podendo coexistir até três zonas de formação de cristais com características diferentes. O licor-mãe é concentrado até se transformar em um melado concentrado com uma concentração de cerca de 96° Brix a qual também é conhecida como “massa cozida” (HUGOT, 1977).

A etapa de cozimento é um processo de concentração do xarope e início da cristalização dos cristais de açúcares. Logo, um ponto chave nesta etapa é a quantidade de água evaporada, esta é dada em função da massa inicial (m_0), °Brix inicial (B_0) e °Brix final (B_F), sendo que a Equação 14 a seguir apresenta como realizar o cálculo da quantidade de água evaporada (E) (HUGOT, 1977). O xarope é concentrado pelo cozedor e seu produto é chamado de massa cozida, sendo está a vazão de alimentação da etapa de cristalização.

A Figura 3 mostra as zonas existentes na cristalização de açúcares, entre elas podemos citar a zona metaestável onde ocorrem o crescimento dos cristais, no entanto não ocorre o surgimento de novos cristais, e a zona lábil em que ocorre a formação de novos núcleos de cristais com auxílio de sementes presentes na solução ou a partir do aumento de cristais já existentes até o colapso destes para formar novos cristais espontaneamente. Normalmente a zona de operação desejável está ligeiramente abaixo da linha de divisão entre as duas zonas, no entanto, caso se necessite de cristais menores a zona ótima para operação passa ser a zona lábil (HUGOT, 1977).

Figura 3 – Zonas da cristalização



Fonte: Hugot (1977)

Uma variável de suma importância no que tange a etapa de cozedores e cristalização (a seguir) é a velocidade de cristalização da sacarose presente no licor-mãe que depende principalmente de alguns parâmetros como a viscosidade, temperatura, grau de supersaturação (SS) e pureza do licor-mãe (HUGOT, 1977).

Por se tratar de uma etapa que tem por finalidade concentrar o licor-mãe, é necessário para operação deste cozedor um sistema de aquecimento do fluido no interior do cozedor e um sistema de mistura para homogeneizar a temperatura no interior do cozedor (HUGOT, 1977).

O cozedor que melhor se adequa ao processo produtivo do açúcar é o cozedor de vácuo contínuo, um cozedor horizontal com calandras tubulares. A agitação do licor-mãe no interior do cozedor se dá por convecção e apresenta ótima homogeneização, o aquecimento do licor-mãe é dado por um sistema de calandra com tubos verticais de aço no interior. O cozedor de vácuo contínuo é classificado como um equipamento que fornece uma qualidade superior de cristal, maior eficiência energética, exaustão aprimorada, custos reduzidos de manutenção e controle automático simplificado (HUGOT, 1977).

Visto que a o objetivo do cozimento é iniciar a etapa de cristalização e consequentemente concentrar o licor-mãe que entra no cozedor de 60 a 70° Brix para 96° Brix, então a variável a ser controlada é a concentração do licor-mãe. Para realizar este controle a variável a ser manipulada será a vazão de licor-mãe proveniente das evaporadoras e a temperatura do licor-mãe, podendo assim aumentar ou diminuir a taxa de concentração (LOPES, 2013).

2.6 Cristalização

Segundo Hugot (1977), a cristalização é definida como sendo uma etapa no processo pós cozimento em que a agitação interna da massa cozida permite a formação de cristais de forma mais homogênea conforme se aumenta o esgotamento do licor-mãe.

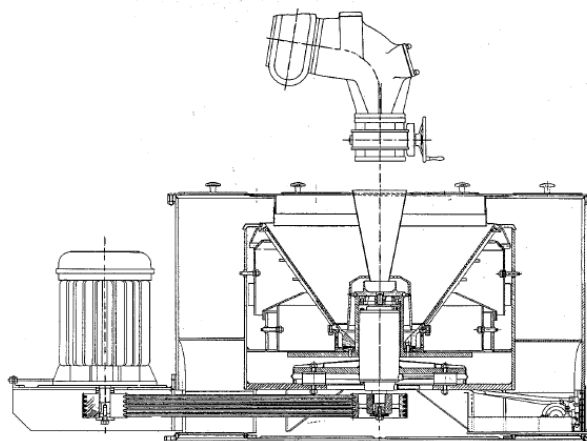
A massa cozida com concentração superior a 96° Brix e temperatura de 70 a 75 °C alimentam os cristalizadores e o processo de cristalização é finalizado nesta etapa, gerando um produto rico em cristais de sacarose a 38°C. A agitação na etapa de cristalização modifica a posição relativa das partículas da massa cozida e dos cristais, fazendo que o processo de cristalização ocorra uniformemente, sendo este um dos mecanismos mais importantes a serem controlados na etapa de cristalização. Para que a cristalização ocorra com a melhor performance possível o equipamento deve ser projetado com um sistema de arrefecimento da massa cozida até cerca de 38°C e possuir um mecanismo de agitação. Para que o transporte da massa cozida obtenha o melhor desempenho o cozedor deve ser instalado em um andar acima do cristalizador para que não haja problemas com o transporte da massa cozida. E consequentemente o cristalizador deve ser instalado no andar superior a centrífuga. Os problemas com transporte de massa cozida ocorrem devido à alta viscosidade, sendo necessário diluir a massa cozida, perdendo qualidade e rendimento (HUGOT, 1977).

A etapa de cristalização tem como objetivo finalizar a formação de cristais, obtendo maior eficiência possível. Para assegurar que a cristalização ocorra uniformemente a variável a ser controlada nesta etapa será o tamanho dos cristais e a eficiência de cristalização, sendo as variáveis manipuladas a velocidade de rotação do cristalizador e a temperatura da massa cozida no interior do cristalizador (HUGOT, 1977).

2.7 Turbinagem

A etapa de turbinagem, também conhecida como centrifugação consiste na separação dos cristais de tamanho adequado do mel contido no produto da cristalização, o açúcar é obtido como produto e o mel é reutilizado no processo de cristalização. A etapa de turbinagem pode ser realizada em centrífugas descontínuas ou contínuas, sendo que as principais diferenças entre as duas é que a centrífuga descontínua carece de maior demanda de tempo operacional nas suas etapas de arranque, lavagem e descarga e apresenta pouca eficiência energética. A Figura 4 abaixo ilustra o corpo do equipamento em questão (HUGOT, 1977).

Figura 4 - Turbina horizontal contínua



Fonte: Hugot (1977)

A turbinagem consiste em separar os cristais do mel, sendo que a eficiência desta separação está diretamente ligada com o rendimento do processo, ou seja, quando o rendimento abaixa significa que está na hora de realizar um processo de limpeza no equipamento. Para a etapa de turbinagem a variável a ser controlada será a eficiência e as suas variáveis manipuladas serão a velocidade de rotação da centrífuga e o tempo de corrida, visando parada para limpeza do equipamento (HUGOT, 1977).

2.8 Secagem

Segundo Lopes (2013) a operação de secagem é uma etapa para determinar padrões de qualidade do açúcar e impedir desenvolvimento de qualquer microrganismo no produto. Consiste na redução da umidade do açúcar até um ponto que ela seja compatível com os padrões de envase, ou seja, a umidade inicial de 0,5 a 1% deve ser baixada a 0,1% ou menos, dependendo do tipo de açúcar”. Neste contexto, complementa-se que, dependendo das condições operacionais dos parâmetros temperatura e velocidade do ar de entrada pode haver perdas ou degradação de açúcar.

A operação do secador consiste em um aquecedor de ar e um ventilador, onde o ar aquecido entre 70 e 95°C entrará em contato com os grãos de açúcar, promovendo a secagem. Os fatores que influenciam na etapa de secagem são a vazão volumétrica, as condições operacionais do ar, como temperatura e pressão e a interação entre o grão de açúcar e o ar. Ao fim das zonas de secagem, há uma zona destinada ao resfriamento do açúcar, abaixando sua temperatura para 35 a 40°C. Outro parâmetro que deve ser controlado é a velocidade de entrada

do ar, esta deve operar no limite de 1 m/s de ar, pois acima deste valor o ar começa a carregar finos de açúcar, gerando perdas e problemas com o filtro de ar (HUGOT, 1977).

No sistema de secagem, a etapa deve garantir um produto com baixo teor de umidade e minimizar a perda de açúcar por arraste de finos junto da vazão com ar seco. Logo, a variável a ser controlada nesta etapa será a umidade do açúcar que sai do secador, sendo as variáveis a serem manipuladas a velocidade do ar, a temperatura do ar e a velocidade de rotação do secador. Água de saída dos arrefecedores se torna opção a serem usadas como água de alimentação do sistema de caldeira ou água para aquecimento de outros equipamentos (HUGOT, 1977).

Nesta etapa de projeto, a escolha da bomba é um processo crucial, visto que a viscosidade do fluido com cristais de açúcar é consideravelmente alta e a temperatura de operação nesta etapa é de apenas 50° C, podendo ocorrer os problemas de escoamento citados acima. Neste contexto, além das medidas de instalação vertical do conjunto cozedores, cristalizadores e centrífugas, a bomba rotativa é a melhor escolha para mitigar possíveis problemas relacionados ao escoamento dos cristais, pois esta é uma bomba destinada a operar com fluidos viscosos (HUGOT, 1977).

A etapa de cristalização tem como objetivo finalizar a formação de cristais, obtendo maior eficiência possível. Para assegurar que a cristalização ocorra uniformemente a variável a ser controlada nesta etapa será o tamanho dos cristais e a eficiência de cristalização, sendo as variáveis manipuladas a velocidade de rotação do cristalizador e a temperatura da massa cozida no interior do cristalizador (HUGOT, 1977).

2.9 Turbinas a vapor

As turbinas a vapor são máquinas térmicas que possuem a capacidade de aproveitar a energia térmica do vapor sob altas pressões, convertendo esta energia em trabalho mecânico útil com o auxílio da dilatação térmica. Normalmente as turbinas a vapor estão acopladas à um gerador que utiliza o trabalho gerado pela turbina a vapor em energia elétrica. As turbinas a vapor são classificadas como turbinas de condensação, contrapressão, reaquecimento ou extração (TAUNUMA, 2017). No trabalho só serão abordadas as turbinas de condensação e de contrapressão, visto que as usinas sucroenergéticas fazem o uso, em sua totalidade, apenas destes dois tipos.

As turbinas de condensação normalmente são utilizadas em termelétricas pois possuem a maior eficiência de transformação da energia térmica em elétrica, podendo chegar a um consumo de 4 kg/kWh – valor de referência no que tange eficiência de transformação da energia

térmica presente no vapor vivo em energia elétrica. As turbinas de condensação possuem um condensador a jusante do sistema, permitindo uma descarga do vapor a uma pressão efetivamente menor que a pressão atmosférica. O vapor de escape das turbinas de condensação estão normalmente a um título acima de 90 %, o que propicia uma maior diferença de entalpia, resultando em uma alta eficiência (BEEBE, 2003)

Por outro lado, as turbinas de contrapressão são comumente utilizadas para redução da pressão e temperatura do vapor vivo das caldeiras propiciando um vapor mais brando para o processo e ainda assim gerando energia elétrica. A pressão e temperatura do vapor de escape das turbinas de contrapressão podem ser controlados a partir de válvulas de escape (TANUMA, 2017).

3. MATERIAIS E MÉTODOS

A metodologia empregada foi inicialmente a determinação da capacidade de produção e posterior balanço de massa e energia para cada volume de controle. Com isso, foram feitas delimitações para os processos que possuem grande impacto para o sistema de geração e consumo de vapor. Tais delimitações foram feitas com base na metodologia de dimensionamento e análise de eficiência térmica de Hugot (1977).

3.1 Capacidade de Produção

Para se iniciar o dimensionamento, inicialmente é necessária a capacidade de produção a partir de critérios sobre o porte de uma empresa com base na Receita Operacional Bruta Anual conforme classificação do Banco Nacional do Desenvolvimento (BNDES). A partir deste critério foi definido para esse trabalho uma média anual de 192 mil toneladas de açúcar produzido sem mix de produção – utilizando toda a cana-de-açúcar levada à indústria para produção de açúcar. Levando em consideração duas plantas – Usinas de Santa Lúcia (Araras) e São Manoel (São Manuel), determina-se que a planta do projeto foi enquadrada como de médio porte uma vez que se situa entre as duas como mostrado na Tabela 3.

Tabela 3 - Produtividade de referência entre as usinas Santa Lúcia e São Manoel

Empresa	Localização	Produção (mil ton)	Lucro Bruto	Porte
Usina Santa Lúcia	Araras	179	R\$187.404.264,00	Médio
Usina Projeto		192 ^[1]	R\$200.000.000,00	Médio
Usina São Manoel	São Manuel	205 ^[2]	R\$213.736.032,00	Médio

Fonte: Acervo pessoal (2020) – Legenda: ^[1] Usina Santa Lúcia (2020); ^[2] Roberto (2020)

Nesse sentido, sabendo que a usina é sazonal juntamente com a temporada de colheita da cana-de-açúcar, seu funcionamento foi determinado para um período de produção de 8 meses ao ano. Se considera também, que a usina possua um fluxo contínuo ininterrupto de trabalho de 24 horas por dia e 30 dias por mês, o que contabiliza um total de 5760 horas ao longo do ano trabalhado. Assim, obtém-se uma capacidade de produção de 33,3 t/h.

De modo a auxiliar nos cálculos, é feita a conversão da produção de açúcar por hora para toneladas de cana-de-açúcar requerida para a produção. Segundo CONAB (2020), para cada tonelada de cana-de-açúcar se produz em média 118 kg de açúcar. Assim, o consumo esperado de cana-de-açúcar foi de 285,5 t/h. Para tanto, o dimensionamento para processamento da cana-de-açúcar foi feito a partir da extração do caldo.

3.2 Balanço de Massa e Energia

O balanço de massa é uma parte primordial para o dimensionamento e análise de uma indústria, a partir do balanço de massa se determina a capacidade e outras características de cada equipamento e permite posterior balanço de energia que permitirá quantificar a quantidade de energia que será necessária gerar a partir das turbinas e consequentemente a determinação da quantidade de vapor de escape que será usado pelos evaporadores e cozedores.

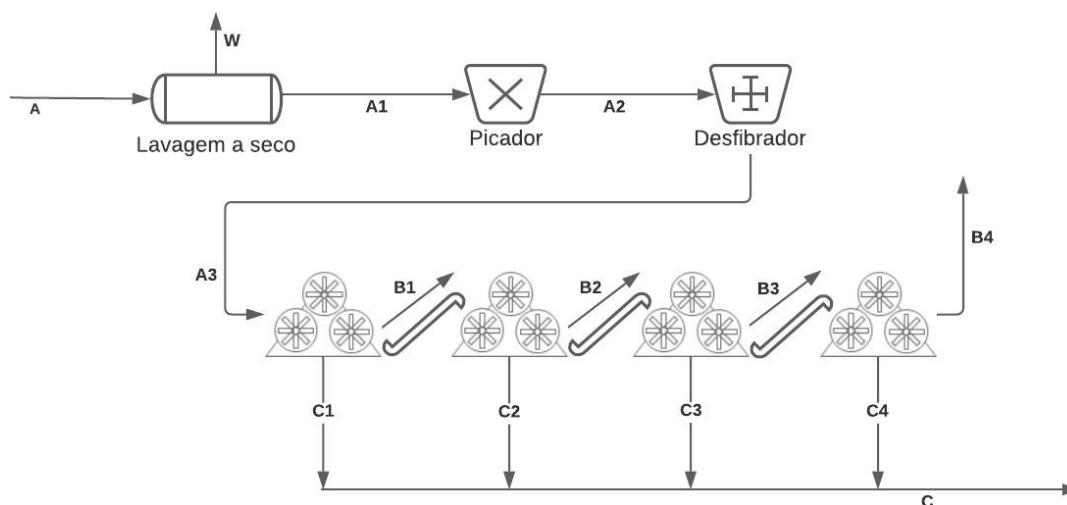
Para tanto o trabalho foi separado em quatro volumes de controle sendo eles: o volume de controle 1 (VC1), que inclui a recepção e limpeza da cana-de-açúcar, seu desfibramento e extração. Volume de controle 2 (VC2) que inclui o tratamento físico-químico do caldo (fosfatação, peneira rotativa, sulfitação, calagem, aquecedores, tanque *flash*, decantação e filtração a vácuo com tambor rotativo). O volume de controle 3 (VC3) que é a etapa de evaporação e concentração do caldo. Por fim, o volume de controle 4 (VC4) que inclui a formação do produto (açúcar) nos cozedores e cristalizadores, passando em seguida pela turbinagem e, por fim, para controle de qualidade do produto, a etapa de secagem para manter uma baixa umidade presente no cristal de açúcar.

É válido ressaltar que os balanços de massa e energia estão em regime estacionário, ou seja, o fluxo de massa e energia não variarão com o tempo. Isso porque se considerou o processo industrial em funcionamento pleno, sem considerar as etapas transientes como o preenchimento e esvaziamento de tanques, aquecimentos e resfriamento de equipamentos, entre outros.

3.2.1 Volume de Controle 1

O volume de controle 1, como supracitado, é composto de equipamentos para limpeza como mostra a Figura 5. É possível constar que este volume de controle é composto pela recepção da matéria-prima, limpeza, picagem e desfibramento e extração do caldo nas moendas.

Figura 5 – Fluxograma do Volume de Controle 1



Fonte: Acervo pessoal (2020)

3.2.1.1 Considerações iniciais e cálculos preliminares

Primeiramente, para que fossem feitos os balanços de massa das etapas iniciais também temos a extração do caldo-de-cana – separação física do sumo desejado (caldo-de-cana) da fibra. Nesse sentido, para que fosse definida uma composição da cana-de-açúcar foram usados os dados mostrados nas Tabelas 4 e 5 abaixo. Além disso, para que os balanços de massa por componente sejam mais intuitivos, foram definidas as variáveis de fração mássicas por componente na lista de símbolos.

Tabela 4 – Composição média da cana-de-açúcar

Componente	Percentual (%)	Sólidos Solúveis (Brix)	Percentual (%)
Fibra	12	Sacarose	88
Sólidos Solúveis (Brix)	18	Frutose	1
Água	70	Glicose	1
-	-	Sais	10

Fonte: Alves *et al.* (2018)

Tabela 5 - Composição média da cana-de-açúcar

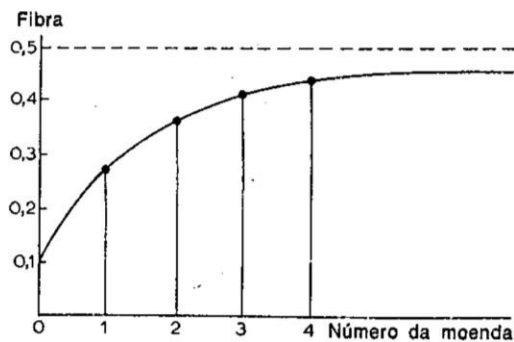
Componente	fração	Percentual (%)
Fibra	$x_{f,A3}$	12
Água	$x_{H_2O,A3}$	70
Sacarose	$x_{sac,A3}$	15,84
Frutose	$x_{frut,A3}$	0,18
Glicose	$x_{glic,A3}$	0,18
Sais	$x_{sais,A3}$	1,8

Fonte: Alves *et al.* (2018).

3.2.1.2 Balanço de Massa Volume de Controle 1

Acerca da extratibilidade das moendas, foi levantado segundo Hugot (1977) que a fibra do bagaço aumenta gradativamente ao longo das moendas até atingir o limite de aproximadamente 0,5 de fração mássica na saída de bagaço do quatro terno como mostra a Figura 6 abaixo.

Figura 6 – Fração mássica de fibra no bagaço de cana-de-açúcar por terno de moenda.



Fonte: Hugot (1977)

Em vista disso, foram feitas as devidas considerações para determinar a quantidade de fibra nas correntes de bagaço como mostra o Tabela 6. Além disso, segundo Hugot (1977), a extração do caldo é dada pela Equação 1 que relaciona as frações mássicas de entrada ($x_{entrada}$) e saída ($x_{saída}$) de fibra. A extratibilidade de açúcares é superior à extração do caldo também como mostra a Equação 1.

$$e = \frac{\text{caldo extraído}}{\text{caldo de cana}} = \frac{x_{saída} - x_{entrada}}{x_{saída}(1 - x_{entrada})} \quad (1)$$

Tabela 6 – Concentração de fibra no bagaço ao longo das moendas.

Componente	Concentração de fibra
X _{f,b1}	0,29
X _{f,b2}	0,36
X _{f,b3}	0,41
X _{f,b4}	0,5

Fonte: Hugot (1977)

Assim, obter-se a quantidade de água na corrente C1 utilizando a Equação 1 se obtém a vazão mássica de 131,72 t/h, 32,78 t/h e 0,37 para água, sacarose e frutose e glicose respectivamente na corrente B1. Já para impurezas insolúveis (sais) presentes no caldo extraído, se considera que para cada moenda 60% é arrastado pelo bagaço enquanto os outros 40% são extraídos e seguem para o caldo. Assim, se obteve as vazões mássicas de sais como 2,03 t/h e 3,05 t/h para as correntes de caldo e bagaço respectivamente.

Quanto à quantidade de palha e terra proveniente da colheita, segundo Brassolatti *et al.* (2016) a porcentagem em peso de impurezas na cana-de-açúcar é em média 6%. Dessa forma, a corrente “A” de alimentação do volume de controle 1 corresponde a 299,43 t/h. Definidas as considerações iniciais, o balanço de massa para a remoção de impurezas na etapa de “lavagem a seco” possui como corrente rica em impurezas como corrente W. Foi considerada também uma eficiência de 100% para remoção das impurezas, o que é ideal, para remoção das impurezas, portanto toda impureza presente na corrente A é removida na corrente W como mostra a Equação 2.

$$W = A1 - A = 299,4349 - 282,486 = 16,9491 \text{ t/h} \quad (2)$$

Como o processo está regido por balanços de massas em estado estacionário, após a aplicação das condições de extratibilidade e das relações encontradas por Hugot (1977), foi possível encontrar uma vazão mássica de 66,01 t/h de água, enquanto para os açúcares foram calculados 11,95 t/h, e 0,13 t/h para sacarose, glicose e frutose, levando em consideração que as correntes de frutose e glicose sempre tendem ser muito próximos. Para se obter a vazão mássica total da corrente B1 bastou fazer o somatório de todas as vazões por componente. Para se obter a corrente de C1, tendo em vista que o sistema está em estado estacionário, se faz a diferença entre B1 e A3. Após se obter a vazão mássica da corrente C1 de 167,98 t/h foi possível encontrar um valor de 0,69 t/h de fibra na corrente de C1.

A corrente C1 é destinada para uma corrente inferior que se juntará com as correntes das outras três moendas enquanto a corrente de bagaço B1 é destinado para próxima moenda para possível extração. O balanço das moendas é substancialmente semelhante ao da moenda 1. Melhores detalhamentos podem ser vistos no Anexo 1 (Tabelas A1 a A5) que mostram as frações e vazões mássicas de cada componente e total para cada corrente.

3.2.1.3 Balanço de Energia Volume de Controle 1

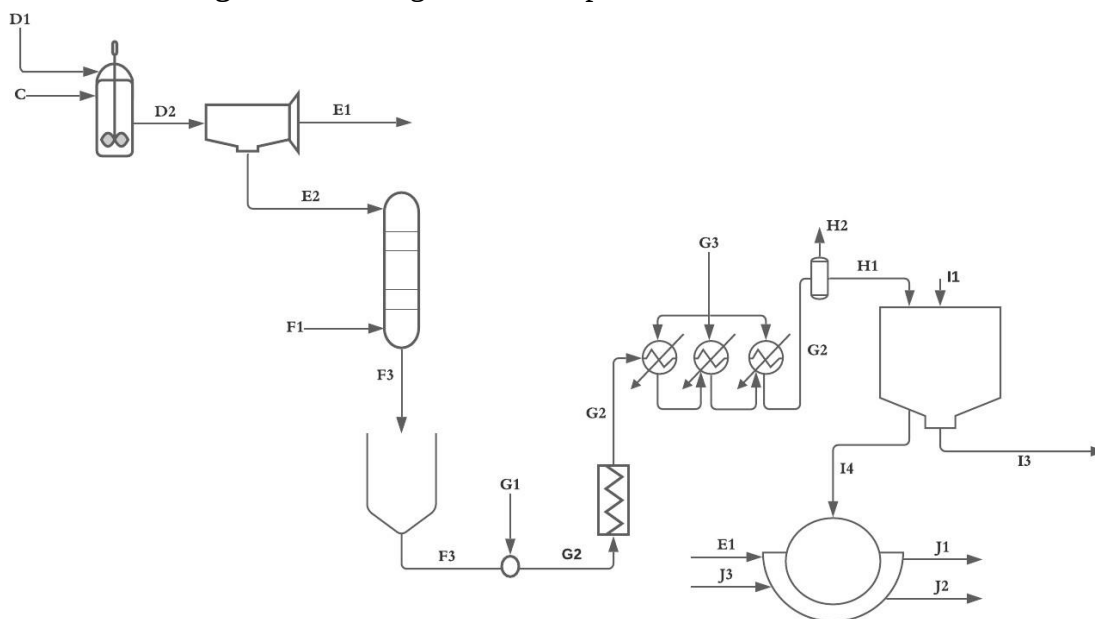
Para efetuação do balanço de energia foi necessário inicialmente determinar a quantidade de cana-de-açúcar que seria processada visto que os equipamentos requerem uma quantidade de potência por tonelada de cana-de-açúcar processada por hora (CV/TCH) – cv/t cana-de-açúcar/h. Tendo em vista que o processamento será de 282,5 t/h de cana-de-açúcar, foi possível efetuar o cálculo das potências de cada equipamento, dentre eles os sopradores, picadores, desfibradores e as quatro moendas (Anexo 1, Tabela A6).

Os equipamentos do VC1 podem ter dois tipos de acionamento ou operação: elétrico e a vapor. A usina simulada em questão optou pelo acionamento elétrico, uma vez que, este possui uma eficiência muito mais elevada. A indústrias com projetos atuais, quase em sua totalidade, optam por esta modalidade. Sendo assim, não será necessário calcular a quantidade de vapor necessária ao processo. A potência será considerada apenas no balanço de energia do sistema de cogeração, onde será dimensionada a quantidade de energia produzida pela usina. Para tanto a potência instalada dos equipamentos que foi obtida multiplicando pela massa de cana-de-açúcar por hora. Mais detalhes estão apresentados no Anexo 1 (Tabela A7).

3.2.2 Volume de Controle 2

O volume de controle 2 (VC2) apresenta o balanço de massa e energia referente aos equipamentos de mistura (para etapa de fosfatação), peneira rotativa, coluna de absorção, aquecimento, flasheamento, decantação e filtração. A Figura 7 apresenta este fluxograma.

Figura 7 – Fluxograma das etapas de tratamento do caldo



Fonte: Acervo pessoal (2020).

As variáveis correspondentes para cada fração mássica e cada corrente foram detalhadas bem como as variáveis estão presentes na Lista de Símbolos.

3.2.2.1 Fosfatação

Segundo Hugot (1977), a razão mássica de ácido fosfórico dosado em relação ao caldo submetido ao tratamento é de 300 mg/L de caldo. Sendo a densidade do caldo aproximadamente 1050 kg/m³ (também da mesma referência) e vazão do caldo proveniente da etapa anterior. Assim, correlacionando a quantidade dosada de ácido fosfórico com a vazão mássica do caldo, obteve-se a vazão mássica de 0,062 t/h de ácido fosfórico.

As composições mássicas e frações atreladas a esta corrente foram calculados como os balanços (global e por componentes) explicitado anteriormente para o volume de controle 1. Foi obtido o valor da corrente mássica de D2 a partir da soma de C e D1, com isso se obteve um valor de vazão mássica de 218,3 t/h. Sabendo as frações mássicas de C e D1 é possível saber as frações mássicas e vazões mássicas por componente de D2, mais detalhes podem ser vistos no Anexo 1 (Tabela A8).

Dessa forma foram estabelecidas algumas características do caldo-de-cana e do ácido fosfórico para determinação da entalpia com base em Hugot (1977) (Anexo 1, Tabela A9). Aqui, para além dos fenômenos energéticos, foi levantado a potência de operação para se operar uma um tanque de mistura e, assim, considerá-lo no dado de integração energética da planta. Conforme os motores padrão disponíveis que atenda um sistema de agitação com impelidor

tipo hélice, rotação 3400 rpm (nível de agitação intensa) e disponível para vazão volumétrica do caldo sendo aproximadamente 220,75 m³/h, a potência instalada de para este equipamento é de 187 kW.

3.2.2.2 Peneira rotativa

Segundo Lopes (2011), a peneira rotativa possui uma capacidade de retenção de 83% das fibras totais presente no caldo (corrente anterior) com auxílio do aditivo, a nova massa de fibra na corrente E1 se obteve uma vazão de 1,48 t/h. Nesse sentido, foi feito o balanço de mássico em regime estacionário global e por componente para se obter a vazão mássica de 216,84 t/h para E2.

Obtidas já as vazões mássicas das correntes D2 e E1 (bem como de suas frações mássicas) e da nova corrente E2, bastou isolar as frações de E2. Para maiores detalhes pode-se visitar o Anexo 1 (Tabela A10). Quanto aos fenômenos térmicos, estes não estão presentes em ordem relevante nesta etapa, portanto não há balanço de energia atrelado. No entanto, foi levantado a potência de operação para uma peneira rotativa e, assim, considerou-se no dado de integração energética da planta. Sendo assim, a potência instalada para este equipamento foi de 25,58 kW.

3.2.2.3 Sulfitação

Segundo Hugot (1977), a razão mássica de enxofre dosado em relação ao caldo submetido ao tratamento deve estar entre 200-500 g/TC (g/t cana-de-açúcar). Assumindo o valor limite a ser adicionado e que, conforme o mesmo, que o ar para queima de enxofre ocorre com excesso de peso entre 8 e 9 vezes, sendo metade disso consumido na combustão e a outra arrastada com o SO₂ formado ($x_{ar,F1} = 0,8$ e $x_{SO_2,F1} = 0,2$) correlacionando o peso de enxofre com a vazão de caldo de cana-de-açúcar se obtém uma vazão mássica de 0,141 t/h de enxofre.

Já para a corrente de F1 na etapa de absorção que é formada pela massa de SO₂ mais quatro vezes o seu peso em ar que é todo absorvido (ALVES *et al.*, 2018). Dessa forma F1 possui a vazão mássica de 0,70 t/h de SO₂ já para a corrente F3 se faz o balanço mássico encontrando uma vazão mássica de 217,55 t/h. A partir das vazões mássicas das correntes E2 e F1 (bem como de suas frações mássicas) é possível obter a corrente F3. Os respectivos valores

de vazão e de fração mássica para cada um dos componentes dessa nova corrente estão explicitados na Tabela 7.

Tabela 7 – Composição da corrente de caldo sulfitado

F3			
	Fração mássica	Vazão (t/h)	
Fibra	$x_{f,F3}$	0,0014	0,304
Água	$x_{H_2O,F3}$	0,7850	170,776
Sacarose	$x_{sac,F3}$	0,1855	40,358
Frutose	$x_{frut,F3}$	0,0021	0,459
Glicose	$x_{glic,F3}$	0,0021	0,459
Sais	$x_{sais,F3}$	0,0203	4,426
Ácido fosfórico	$x_{fosf,F3}$	0,0003	0,063
Dióxido de enxofre	$x_{SO_2,F3}$	0,0006	0,141
Ar	$x_{AR,F3}$	0,0026	0,565
TOTAL	-	1	217,550

Fonte: Acervo Pessoal (2020).

3.2.2.4 Calagem

Segundo Hugot (1977), a adição de cal deve ocorrer na razão de 500 a 800 g/TC. Considerando que a quantidade de cal dosada ao caldo sulfitado seja de 700g/TC obtendo uma quantidade de alimentação de 0,197 t/h de cal. Ainda, segundo Lopes (2011), a solução de cal a ser adicionada no processo de calagem deve ser de 5% de hidróxido de cal para o restante de água. Então a proporção de solução (G1) corresponde à uma vazão de 3,75 t/h.

Obtida a vazão de G1, é possível se obter G2 somando as vazões mássicas de G1 e F3, obtendo um valor de aproximadamente $221,307 \frac{ton}{h}$. Sabendo as composições e frações mássicas de G1 e F3 também se sabe as composições de G2 visto que o sistema está em regime transiente. Para mais detalhes visitar o Anexo 1 (Tabela A12). Executado o balanço de massa da etapa de calagem é possível se calcular a entalpia de mistura com a Primeira Lei da Termodinâmica (Equação 3), é válido ressaltar que algumas considerações foram feitas para essa etapa utilizando alguns dados fornecidos por Hugot (1977). Para mais detalhes dos valores obtidos com o balanço de energia nesta etapa do processo visitar o Anexo 1 (Tabela A11).

3.2.2.5 Aquecedores

Para interpretação física, de acordo com Costa (2002) o Balanço de Energia Térmica no trocador é dado pela Equação 3. Observando que não há deslocamento da energia para fora do sistema entende-se que não há trabalho, desta forma, $W=0$. Havendo essencialmente troca térmica, portanto, $Q \neq 0$. Já para as energias gravitacional e cinética, como possuem variação muito pequena dentro do sistema, considera-se que ΔE_g e ΔE_k são desprezíveis.

$$\Delta E = Q + W \rightarrow Q + W = \Delta E_g + \Delta E_k + \Delta H \quad (3)$$

Para o fluido de interesse, o caldo que está sendo tratado, considera-se que suas propriedades são uniformes ao longo do processo, e que a perda de calor entre as correntes e o ambiente é desprezível, o que por fim simplifica o balanço para a Equação 3.1. Considerando um sistema ideal sem trocas térmicas com o ambiente, todo calor do fluido quente é transferido ao fluido frio obtendo assim a Equação 3.2 que quando rearranjada é possível se obter a Equação 3.3.

$$Q = m\Delta H = m(H_s - H_e) \quad (3.1)$$

$$Q_f = -Q \quad (3.2)$$

$$m_f(H_{fs} - H_{fe}) = m_q(H_{qs} - H_{qe}) \quad (3.3)$$

Para o fluido de trabalho, foi definido que o vapor d'água é o responsável pela troca de calor no sistema, que passa de vapor saturado para líquido saturado, havendo então a presença de calor latente conforme a relação na Equação 3.4. Por fim, sabendo que o vapor vegetal sai do primeiro corpo do evaporador à 122,15°C para o qual a calor latente é calculado em 219,61 kJ/kg por meio do software gratuito Calculadora de Engenharia TLV. Já o valor de calor específico aproximado para o caldo foi obtido de Hugot (1977), para valor de 0,899 kJ/kg°C. Obteve-se os seguintes calores requeridos bem como a vazão necessária em cada um dos trocadores como especificado na

$$m_f \cdot C_{pf} \cdot (T_{fs} - T_{fe}) = m_q \cdot \lambda \quad (3.4)$$

Tabela 8 – Dados de elevação de temperatura requerido, calor trocado e vazão mássica de cada trocador

		Trocador de calor #1	Trocador de calor #2	Trocador de calor #3	Total (Corrente G3)
Temperatura entrada caldo	°C	47,5	77	91	-
Temperatura de saída caldo	°C	77	91	103	-
Vazão mássica de caldo	t/h	221,307	221,30	221,307	221,307
Calor transferido	kW	1631,339	774,195	663,596	3069,130
Vazão mássica vapor	t/h	2,619	1,243	1,065	4,92

Fonte: Acervo Pessoal (2020)

3.2.2.6 Tanque *Flash*

Esta etapa do processo se justifica pela necessidade de ajustar em fatores que impliquem na etapa de decantação dos albuminoides formados nas etapas de tratamento físico-químico anteriores. O primeiro deles é o abaixamento de temperatura no decantador, já que se deve evitar o efeito do aumento da viscosidade desse material a ser decantado. Além do mais, o tanque *flash* deve ser capaz de remover ar incorporado na etapa de sulfitação. Segundo Alves *et al.* (2018), toda corrente gasosa proveniente desta etapa é constituída de ar. Sendo assim, a corrente de H2 é toda corrente gasosa incorporada ao caldo, ou seja, o ar, dessa forma obteve-se o valor de $0,56 \frac{t}{h}$. Nesse sentido, foi possível se obter a vazão mássica de H1 pela diferença entre G2 e H2, sendo essa obtido $220,74 \frac{t}{h}$.

Obtidos já as vazões mássicas das correntes G2 e H2 (bem como de suas frações mássicas) e da nova corrente H1, basta correlacionar as vazões mássicas de H1 com as de

entrada em G2. Os respectivos valores de vazão e de fração mássica para cada um dos componentes dessa nova corrente estão explicitados na Tabela 9.

Tabela 9 – Composição da corrente de caldo flasheado

H1			
	Fração mássica	Vazão (t/h)	
Fibra	$x_{f,H1}$	0,0014	0,3038
Água	$x_{H_2O,H1}$	0,7898	174,3348
Sacarose	$x_{sac,H1}$	0,1828	40,3579
Frutose	$x_{frut,H1}$	0,0021	0,4586
Glicose	$x_{glic,H1}$	0,0021	0,4586
Sais	$x_{sais,H1}$	0,0200	4,4258
Ácido fosfórico	$x_{fosf,H1}$	0,0003	0,0633
Dióxido de enxofre	$x_{SO_2,H1}$	0,0006	0,1412
Cal	$x_{cal,H1}$	0,0009	0,1977
TOTAL	-	1	195,532

Fonte: Acervo Pessoal (2020)

3.2.2.7 Decantação

Segundo Alves *et al.* (2018) adiciona-se polímero floculante na razão de 2g/TC, assim, a corrente I1 correspondente à vazão mássica de polímero possui uma vazão mássica de 0,00056 t/h. Nesta etapa ainda se remove todos os sais e componentes adicionados durante a etapa de tratamento físico-químico, além de cerca de 99,5% de toda fibra (conforme eficiência dos mais modernos processos de decantação). Considera-se ainda que nesta etapa ainda, cerca de 17% dos açúcares são arrastados com o lodo e 75% da massa de água é continuada no processo como parte do caldo clarificado. Assim, é possível chegar ao valor de I3 sendo de aproximadamente 165,01 t/h enquanto a vazão de I4 (arraste) é de 55,73 t/h.

Obtidos já as vazões mássicas das correntes H1 e I1, bem como de suas frações mássicas e das novas correntes I3 e I4, obtém-se as frações de I3 e I4. Mais detalhes estão presentes no Anexo 1 (Tabela A13).

3.2.2.8 Filtração a vácuo e tambor rotativo

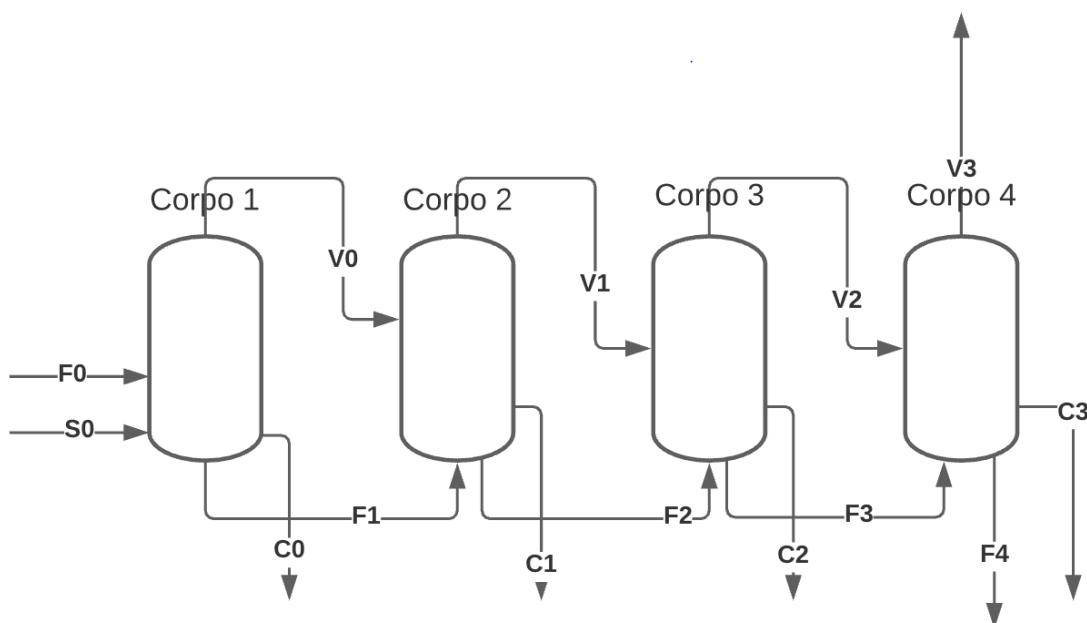
A etapa de filtração envolvendo o filtro de tambor rotativo, tem como objetivo reduzir as perdas de açúcar presente no lodo, gerando torta e caldo filtrado a partir da vazão de lodo gerado da etapa de decantação. Para tanto se utiliza a corrente de fibra de E1 (100% fibra) removida pela peneira rotativa inicialmente no tratamento do caldo de cana-de-açúcar, a fibra auxilia na formação da torta, permitindo uma maior retenção dos sais para passagem apenas de um caldo um pouco mais concentrado em açúcares para se juntar ao caldo tratado.

É importante salientar a necessidade da adição de água para o processo de recuperação dos açúcares, uma vez que o lodo em conjunto com a fibra precisa da percolação de um solvente do açúcar para arrastar este para o clarificado. É definido por Alves *et al*, (2018) o mínimo de 25% da corrente de lodo tratado em água para arraste. As equações de balanço dos componentes utilizados foram aplicadas como balanço de massa em regime estacionário. A partir dos dados de Alves *et al*, (2018), considerou que o rendimento de recuperação de açúcar (n3) de 84,14%. Dessa forma, o processo de recuperação de açúcares consegue uma vazão de 38,42 t/h de caldo concentrado (Corrente J1) que se juntará à corrente de caldo clarificado (Corrente I3). A Corrente J2 é chamada de torta e normalmente é descartada. Os detalhes das vazões por componente estão presente no Anexo 1 (Tabela A14).

3.2.3 Volume de Controle 3

O volume de controle 3 (VC3), tange a parte da evaporação e concentração do caldo para que este possa ser guiado à etapa de cristalização. É valido ressaltar que para o presente trabalho não foram considerados os balões de expansão mesmo que sejam muito utilizados na indústria. A Figura 8 abaixo mostra as correntes para cada corpo.

Figura 8 – Fluxograma dos evaporadores envolvendo os quatro corpos



Fonte: Acervo Pessoal (2020)

Para efetuar o balanço de massa foram feitas algumas considerações para que se pudesse calcular a quantidade de vapor vegetal que deslocaria para o próximo efeito e, com isso, determinar a quantidades de escape das turbinas que seria requerida no primeiro efeito a partir do calor exigido para concentração do caldo à um dado °Brix e consequentemente a evaporação de determinada quantidade de massa de água.

Assim, primeiramente o caldo deve ser pré-aquecido à 100°C ao chegar ao primeiro corpo do evaporador, o sistema a ser empregado no projeto é um evaporador de quatro efeitos sem pré-evaporador, com entrada de vapor de escape das turbinas apenas no primeiro corpo e aquecimento dos demais com vapor vegetal do efeito anterior.

Nesse sentido, inicialmente deve-se determinar a quantidade de ART (açúcares redutores totais) presentes no caldo para que seja possível calcular a concentração do próximo corpo. Com isso, temos que a quantidade que entra de ART em determinado corpo, será a quantidade que alimentará o próximo corpo, enquanto a corrente de vapor vegetal será idealizada – sem arraste de sólidos. O grau brix pode ser relacionado ao ART a partir da Equação 4 abaixo.

$$^{\circ}\text{Brix} = \frac{\text{ART}}{\text{ART} + \text{água}} \quad (4)$$

Assim, já determinado como constante inicial a vazão de caldo proveniente do tratamento anterior (F0) – para o corpo um (corpo 1) ou (Fi-1) para os corpos dois em diante, e calculadas as concentrações em °Brix de entrada a partir da determinação da concentração de saída que foi pré-determinada, pode-se fazer um balanço de massa do componente do soluto (ART) para se determinar a quantidade evaporada em determinado corpo. Com isso, a partir do balanço de massa do componente açúcares se tem a Equação 5 abaixo.

$$F_i = \frac{\text{Vazão de entrada no corpo} * \text{Fração mássica de ART de entrada}}{\text{Fração mássica de ART de saída}} \quad (5)$$

Obteve-se assim, a vazão de saída do caldo concentrado (Fi) de cada corpo, o que permite o cálculo da vazão de vapor vegetal de cada corpo $V_{(i-1)}$ a partir do balanço de massa global dado pelos Equação 6.

$$V_{(i-1)} = F0 - F1 \quad (6)$$

Sabe-se que o ciclo de vapor de escape das turbinas é fechado e não possui qualquer contato com o sistema mássico do evaporador, sendo assim todo vapor de escape que entra, troca calor com o sistema e sai como condensado (ou parte condensado) na corrente $C_{(i-1)}$. No entanto deve-se saber a quantidade de vapor de escape proveniente das turbinas para a alimentação do primeiro corpo – vazão representada pela corrente (S0) no fluxograma. Para se calcular a vazão de S0, deve-se calcular inicialmente a diferença de temperatura de ebulição para o caldo em comparação com a água pura por conta da concentração do soluto a partir da Equação 7. Com isso, pode-se calcular a temperatura de ebulição da solução a partir da concentração de ART no caldo (Equação 8). Para tanto, para calcular o Cp da solução em função da concentração de °Brix se possui a correlação indicada por Hugot (1977).

$$BPR = (1,78 * ^\circ Brix) + (6,22 * (^\circ Brix^2)) \quad (7)$$

$$T_E = T_{H_2O} + BPR \quad (8)$$

$$Cp = 1 - (0,006 * ^\circ Brix * 100 * 4,18) \quad (9)$$

Sabendo que o vapor proveniente da turbina de contrapressão possui pressão (PS_0) próxima à de 1,5 kgf/cm² e que sua temperatura deve chegar superaquecida em pelo menos 11°C segundo Zacura e Piccirilli (2012), a temperatura de entrada do vapor de escape deve ser de aproximadamente 135,15°C. É também estipulado que a pressão do corpo 1 seja de 1,24

kgf/cm² – pressão essa que propicia a evaporação da água a uma temperatura neste corpo de 104,22°C. A Equação 10 mostra o cálculo do calor requerido para evaporar tal quantidade de água. Por fim, é possível calcular a quantidade de vapor requerido no corpo 1 (S_0) como mostra a Equação 11, onde λ_{cond} é o calor de condensação, Δt_{cond} diferença de temperatura entre a alimentação do vapor e a temperatura de condensação do vapor e Cp_{vap} o calor específico do vapor (Cp_{vap}).

$$Q = ((F_0 * Cp * \Delta T) + (V_0 * \lambda_{ev})) \quad (10)$$

$$S_0 = \frac{\left(\frac{Q}{Cp_{vap} * \Delta t_{cond}}\right) + \lambda_{cond}}{1000} \quad (11)$$

Alguns dados foram levantados com base no manual de Hugot (1977) que determina as condições mais comuns de operação para os evaporadores. Esses parâmetros foram usados posteriormente para se obter a temperatura e calor de vaporização da massa de água deslocada do caldo e a condensação da água nas temperaturas e pressões indicadas por Hugot (1977). Foi possível também se obter dessa forma o calor requerido para evaporação da água e, por fim, a determinação da quantidade de vapor requerido para determinado corpo. Para mais detalhes acerca dos valores e unidades de cada variável definidas por Hugot (1977) estão presentes no Anexo 1 (Tabela A15).

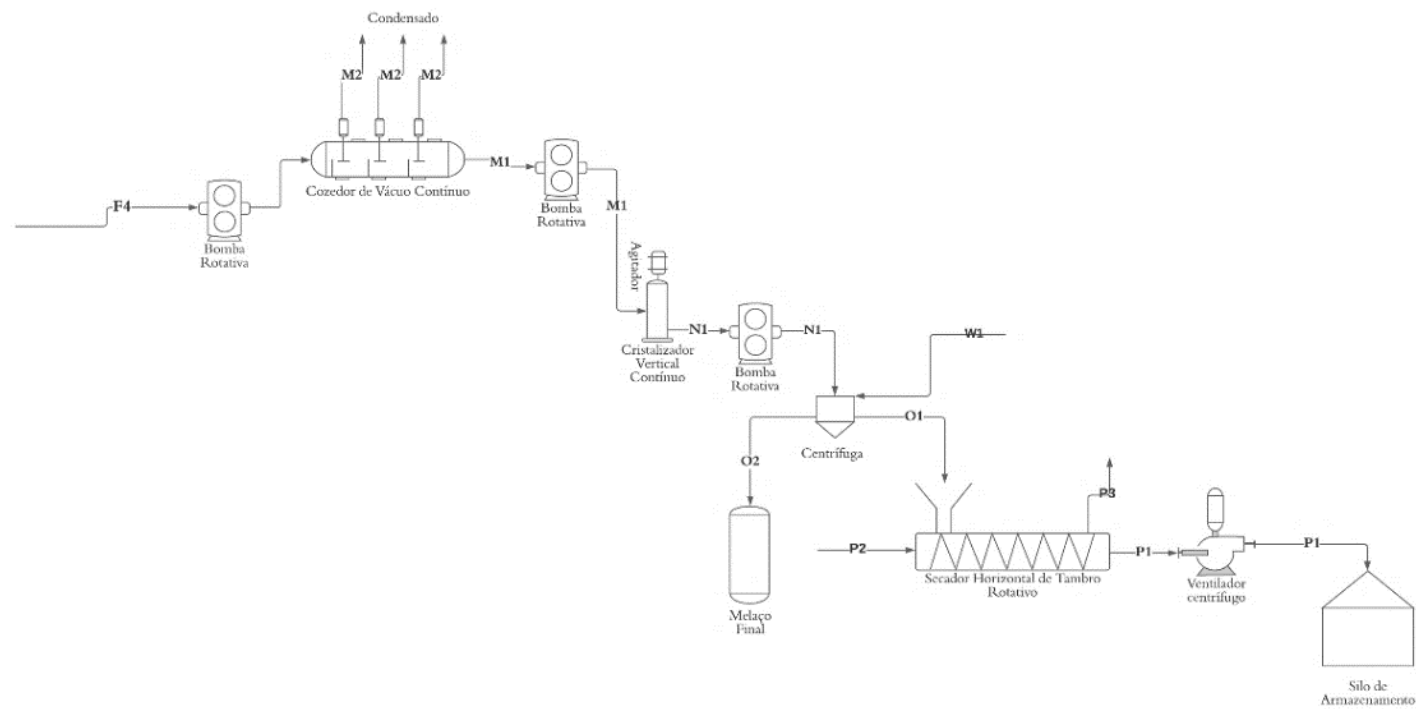
Uma vez determinadas as vazões de alimentação do primeiro corpo, foi possível estipular a variável controlada sendo °Brix, se obtém assim a necessidade de massa d'água a ser removida e consequentemente a quantidade de vapor vegetal produzido pelo primeiro corpo. Com isso, foi possível perceber a quantidade de vapor de escape proveniente das turbinas S_0 que se transforma completamente em condensado (vazão de saída de massa de água após troca térmica completa). Sabendo que apenas as concentrações de água serão modificadas, obteve-se como Equação 12 a equação que rege a concentração de cada corpo. Dito isso foram obtidos os resultados da vazão mássica global e por componente de cada corpo após replicar os passos anteriores. Os detalhes dos demais corpos podem ser vistos no Anexo 1 (Tabelas A16 a A19).

$$F1_{H_2O} = \frac{(F0 * x_{ART_{F0}})}{ART_{F1}} = \frac{(F0 * ^\circ Brix_{F0})}{^\circ Brix_{F1}} \quad (12)$$

3.2.4 Volume de Controle 4

O volume de controle 4 (VC4) apresenta o balanço de massa e energia referente aos equipamentos de cozimento, cristalização, turbinagem e secagem. A Figura 9 apresenta o fluxograma do volume de controle 4.

Figura 9 – Fluxograma da concentração final do caldo: cozimento, cristalização, turbinagem e secagem



Fonte: Acervo pessoal (2020)

Nos cálculos a seguir serão utilizadas as legendas, composições mássicas de cada corrente conforme detalhadas no Anexo 1 (Tabela A20). A corrente de entrada do VC4 corresponde a corrente de saída do 4º efeito dos evaporadores, apresentando 58º Brix de concentração.

3.2.4.1 Cozimento

O balanço de massa (BM) do cozedor teve como objetivo deixar a massa cozida com concentração superior a 96º Brix e uma fração baixa de água.

$$E = m_0 \cdot \left(1 - \frac{B_0}{B_F}\right) \quad (13)$$

O equacionamento para o BM do cozedor foi feito da mesma forma que os demais sendo um balanço de massa global e por componente de forma estacionária. Uma vez que apenas será deslocada parte da massa de água enquanto os demais componentes estarão ainda na solução até a cristalização, se calcula apenas a massa de massa deslocada. Onde a linha F4 é a corrente proveniente das evaporadoras, M1 é a corrente de massa cozida e M2 a corrente da água evaporada. Maior detalhamento pode ser visto no Anexo 1 (Tabela A22).

O balanço de energia (BE) do cozedor avaliou o sistema, promovendo dados da quantidade de calor requerida pelo cozedor para concentrar o xarope de 58ºBrix a 98ºBrix e a quantidade de vapor requerida para fornecer o calor necessário para a etapa. Segundo Hugot (1977) o calor específico (cp) do xarope ou da massa cozida é dada pela Equação 14.

$$cp = 1 - (0,007 \cdot B) \cdot 4,18 \quad (14)$$

Já para o cálculo do BPR, utilizou a Equação 15 e para o cálculo da quantidade de calor requerida para a etapa de concentração do xarope utilizou-se da Equação 16. Ainda para a etapa de cozimento será necessário fornecer 4,291E+07 kJ/h de energia para o sistema, ou 1,192E+04 kW de potência. Tendo a quantidade de calor necessário, é possível calcular a quantidade de vapor necessário (S) proveniente das turbinas para a demanda de calor a partir da Equação 17. Para mais detalhes, as variáveis usadas para o cálculo dos balanços de energia estão presente no Anexo 1 (Tabelas A23 e A24).

$$\text{BPR} = \left(\frac{1,78 \cdot \text{Brix}}{100} \right) \cdot \left(\frac{6,22 \cdot \text{Brix}}{100} \right)^2 \quad (15)$$

$$Q_{\text{Coz}} = (m_{M2} \cdot H_{M2}) + (m_{M1} \cdot cp_{M1} \cdot (T_{M1} - T_{\text{Ref}})) - (m_{E-P} \cdot cp_{E-P} \cdot (T_{E-P} - T_{\text{Ref}})) \quad (16)$$

$$S = \frac{Q_{\text{Coz}}}{[\lambda_c + (cp_{\text{vapor}} \cdot (T_{\text{vapor}} - T_{\text{Condensado}}))] \cdot 1000} \quad (17)$$

A partir do balanço de energia, foi concluído que serão necessárias 25,26 t/h de vapor para alimentar o cozedor e para que este cumpra sua função normalmente.

3.2.4.2 Cristalização

Neste caso, o equipamento escolhido para a etapa de cristalização foi o cristalizador vertical contínuo (CVC), pois este cristalizador é classificado como um equipamento com transferência de calor eficiente, baixa manutenção, fácil limpeza, higiênica e totalmente drenável, além de apresentar uma área de construção reduzida. O CVC possui um sistema de arrefecimento interno de cascos e tubos, garantindo boa troca térmica e quanto ao mecanismo de agitação, utiliza-se de um agitador vertical com pás. No que se diz respeito a integração energética, a água de saída dos arrefecedores se torna opção a serem usadas como água de alimentação do sistema de caldeira ou água para aquecimento de outros equipamentos.

Nesta etapa de projeto, a escolha da bomba é um processo crucial, visto que a viscosidade do fluido com cristais de açúcar é alta e a temperatura de operação nesta etapa é baixa, podendo ocorrer os problemas de escoamento citados acima. Neste contexto, além das medidas de instalação vertical do conjunto de cozedores, cristalizadores e centrífugas, a bomba rotativa é a melhor escolha para mitigar possíveis problemas relacionados ao escoamento dos cristais, pois esta é uma bomba destinada a operar com fluidos viscosos.

A etapa de cristalização não envolve processos de concentração da massa cozida, sendo que nesta etapa a fração mássica da corrente de entrada não se altera. A operação principal da cristalização é fornecer as melhores condições operacionais para o término da cristalização da massa cozida, para isso, é necessário resfriar a corrente M1 de 82°C para 40°C (corrente N1). Portanto para o BM não há alterações nas frações mássicas e na vazão mássica e os valores da corrente M1 são iguais aos da corrente N1.

Para resfriar a massa cozida, optou-se por utilizar água a temperatura ambiente (25°C) e então calculou-se a partir do balanço de energia a quantidade de água necessária para resfriar a massa cozida. Considerou-se que o cristalizador é adiabático e a temperatura da água de saída

do trocador de calor está em 40°C, a partir da Equação 18 foi possível obter também a vazão de água necessária para concluir a etapa de resfriamento.

$$\dot{m}_{H_2O} = \frac{\dot{m}_{Crist} \cdot cp_{crist} \cdot (T_{Coz} - T_{Crist})}{cp_{H_2O} \cdot (T_{OUT.H_2O} - T_{IN.H_2O})} \quad (18)$$

A partir dos cálculos da equação citada a pouco obtendo então os valores de 37877,1 kg de água por hora para resfriar a massa cozida de 82 °C para 40 °C. Mais detalhes dos parâmetros usados para o cálculo do resfriamento estão presentes no Anexo 1 (Tabela A25).

3.2.4.3 Turbinagem

A etapa de turbinagem tem como objetivo separar os cristais de açúcar do mel contendo açúcares não cristalizados, a partir disso segundo Hugot (1977) o esgotamento da massa cozida está entre 60 a 65%. Para o BM da turbinagem adotou-se uma eficiência (n) de esgotamento de 65%. A metodologia para o equacionamento da turbinagem se deu da mesma maneira dos demais processos. Assim, a partir do equacionamento, obteve-se uma vazão de 27,5 t/h de açúcar úmido e 17,63 t/h de mel final. Demais detalhes podem ser conferidos no Anexo 1 (Tabela A26). Contendo a fração mássica e vazão mássica do açúcar úmido e do mel final.

As turbinas utilizadas são contínuas e elétricas, segundo Hugot (1977) utilizam de 20 a 30 kW. Para este trabalho, escolheu-se o valor de 25 kW de potência para as centrífugas. Hugot (1977) cita que a fração mássica de água na corrente de açúcar úmido fica na faixa de 0,5% a 2%. A partir do BM realizado nas centrífugas, obteve-se a fração mássica de açúcar de 99% e 0,0086% de água, atendendo ao valor do referencial teórico.

3.2.4.4 Secagem

A etapa de secagem finaliza o processo de concentração do açúcar e como produto o açúcar seco contém de 0,1 a 0,2% de água em sua fração mássica (HUGOT, 1977). A partir dos resultados de Alves *et al*, (2018) estimou-se para o presente trabalho a eficiência de remoção da água presente no açúcar úmido em 97%, também a partir da literatura de Alves *et al* (2018), considerou-se que a corrente de ar de aquecimento é dobro da corrente de açúcar a ser seco. A partir desta consideração e das equações de balanço de massa listadas a seguir, foi possível obter a fração mássica e vazão mássica de cada componente relacionado a etapa de secagem.

Neste contexto, para a etapa de secagem optou-se por utilizar o secador horizontal de tambor rotativo. Onde o equipamento em questão atende todas as necessidades relacionadas a etapas de secagem, principalmente a umidade final e velocidade controlada do ar, além de ser referência no que se diz respeito a secagem de açúcar.

Considerou-se uma umidade relativa de 41% com temperatura de 31°C. Com o uso de uma carta psicrométrica, à essas condições a umidade absoluta do ar possui um valor de 0,011kg de água/kg de ar. Esse dado foi utilizado para as frações mássicas do ar de secagem (corrente P2). Para mais detalhes, o Anexo 1 (Tabela A27) possui as frações mássicas e as vazões mássicas das correntes do secador.

Na etapa de secagem, existem duas etapas com trocas térmicas, o aquecimento do ar na entrada do secador e o resfriamento do açúcar na etapa final de secagem. Foi realizado um balanço energético para obter dados de: vazão mássica de ar a ser resfriado, temperatura de saída do ar quente, quantidade de calor para aquecer o ar e quantidade de calor necessária para resfriar o açúcar. Neste contexto a partir da metodologia e resultados de Alves *et al*, (2018) considerou que o ar é aquecido a 90°C e que o açúcar é aquecido até 70°C. A umidade absoluta pode ser calculada a partir da Equação 19 apresentada a seguir (ALVES *et al*, 2018):

$$UA = \frac{m_{H_2O}}{m_{sólido\ seco}} \quad (19)$$

Obtendo-se então a umidade da corrente de entrada de açúcar e de saída como 0,00868 kg água/kg de açúcar e 0,00026 kg de água/kg de açúcar, respectivamente. O balanço de energia do volume de controle, considerando a zona de aquecimento é apresentado pela Equação 20, onde H_i é definido como a entalpia do ar na corrente i, apresentado pela Equação 20.1 e h_i é definido com a entalpia do açúcar na corrente i, apresentado pela equação 20.3.

$$O1 \cdot h_{O1} + P2 \cdot H_{P2} = P1 \cdot h_{P1} + P3 \cdot H_{P3} \quad (20)$$

$$H_i = c_i \cdot (T_i - T_{ref}) + UA_i \cdot \lambda_0 \quad (20.1)$$

$$c_i = cp_{ar} + cp_{vapor} \cdot UA_i \quad (20.2)$$

$$h_i = c_{sólido} \cdot (T_i - T_{ref}) + x_{água} \cdot cp_{água} \cdot (T_i - T_{ref}) \quad (20.3)$$

$$Q_{P1} = \dot{m}_{P1} \cdot cp_{açúcar} \cdot (T_{IN.O1} - T_{OUT.P1}) \quad (20.4)$$

A partir dos dados apresentados na Tabela 10 foi possível isolar o termo H_{P3} da Equação 20, fornecendo 99,56 kJ/kg de entalpia da corrente de ar de saída. E isolando o termo

temperatura de saída da Equação 20.1, obteve-se 65,17°C a temperatura de saída do ar de aquecimento. A quantidade de calor necessário para resfriar o açúcar de 70°C para 30°C é dada pela Equação 20.4 acima, considerando que o ar de resfriamento entra a 30°C e sai a 60°C. Dessa forma, será necessário retirar 1,04E+06 kJ/h de calor do açúcar, ou seja, 47.84 t/h de ar de resfriamento serão necessários.

Tabela 10 – Parâmetros balanço de energia - Secador

BE - SECADOR - AQUECIMENTO				
Linha	Corrente	Prop.	Valor	Unidade
Entrada	Açúcar Úmido	UA	0,0065	kg Água/Kg Açúcar
		Vazão Mássica	27,65	t/h
		h	52,76	kJ/kg
		Cp	1,312	kJ/kg°C
		Temp. IN	40	°C
		Temp. Ref	0	°C
		Fração Água	0,0065	
		Cp água	4,184	kJ/kg°C
		Vazão Mássica	55,29	t/h
		UA	0,011	kg Água/ kg Ar
Entrada	Ar Quente	C	1,025	kJ/kg
		Temp. IN	90	°C
		Temp. Ref	0	°C
		H	117,13	kJ/kg
		λ0	2257	kJ/kg
		Cp. Ar	1,005	kJ/kg
		Cp. Vapor	1,88	kJ/kg
		UA	0,000196	
Saída	Açúcar Seco	Vazão Mássica	27,47	t/h
		h	87,83	kJ/kg
		Cp	1,254	kJ/kg°C
		Temp. OUT	70	°C
		Temp. Ref	0	°C
		Fração Água	0,0002	
		Cp água	4,184	kJ/kg°C

Fonte: Acervo pessoal (2020)

Tabela 10 – Parâmetros balanço de energia – Secador (continuação)

BE - SECADOR - AQUECIMENTO			
Linha	Linha	Linha	Linha
Saída	Ar Quente	Vazão Mássica	55,47
		UA	0,0143
		C	1,031
		Temp. OUT	65,17
		Temp. Ref	0
		H	99,56
		λ_0	2257
		Cp. Ar	1,005
		Cp. Vapor	1,88
Entrada	Ar Resfriamento	Vazão Mássica	47,84
		Cp. Ar	1,005
		Temp. Ar IN	30
		Temp. Ar OUT	60
		Temp. Açúcar IN	70
		Temp. Açúcar OUT	30

Fonte: Acervo pessoal (2020)

3.3 Cogeração e Otimização Operacional

Neste tópico, será tratado toda a alimentação de energia necessária para a indústria, seja por meio de vapor ou eletricidade. Como visto nos tópicos anteriores, alguns equipamentos necessitam de potência elétrica (picador, desfibrador, moendas, misturados etc.) e outros necessitam de vapor. Toda esta energia será fornecida pela queima do bagaço de cana-de-açúcar, que saiu da etapa de moagem, na caldeira. O bagaço de cana-de-açúcar segue para a fornalha da caldeira aquatubular, os gases formados na combustão trocam calor com os tubos de água da caldeira e promovem a formação de vapor superaquecido, este é chamado vapor vivo ou vapor direto (ALVES et al.,2018).

O vapor vivo se divide em duas correntes, uma será direcionada a turbina de contrapressão e outra será direcionada a turbina de condensação. A turbina de contrapressão manda o vapor que será usado como calor útil para o processo e a turbina de condensação trabalha 100% para geração de energia elétrica, recebendo todo o vapor excedente que não será necessário ao processo. Este sistema de geração de energia é o mais almejado pelas usinas de cana-de-açúcar, por ser o mais eficiente energeticamente. As novas usinas, em sua grande maioria, já adotam este sistema.

3.3.1 Bagaço da cana-de-açúcar

O primeiro passo para executarmos o balanço de energia da usina, que neste caso estará constantemente atrelado ao balanço de massa, precisa-se obter a quantidade de vapor que é possível gerar com a vazão de bagaço que vem das moendas. Sabe-se que a vazão de bagaço é de 64,22 t/h. Todavia, este bagaço é composto por diversos componentes e o que nos interessa aqui é a vazão de fibra, que irá gerar a energia de combustão. Então, a vazão que se obtém de combustível é de 32,11 t/h, de acordo com a **Erro! Fonte de referência não encontrada..**

Para obter a quantidade de energia gerada pela queima do bagaço, utiliza-se o poder calorífico inferior (PCI), dado em kJ por kg de bagaço. O PCI sofre grande influência de acordo com a umidade presente e a quantidade de sólidos solúveis (°Brix). Hugot (1977), definiu uma relação para o PCI do bagaço de cana-de-açúcar, conforme cita a Equação 21.

$$PCI = 17791 - (42 * °Brix) - (200,8 * Umidade) \quad (21)$$

A umidade do bagaço é de 42%, de acordo com a **Erro! Fonte de referência não encontrada..** O °Brix poderia ser calculado de acordo com a Equação 4, no entanto, nos primeiros processos o caldo ainda possui muitos sais, dessa forma essa variável pode ser calculada somando as frações mássicas dos sólidos solúveis (glicose, frutose, sacarose e sais). Dessa forma, a partir da Equação 23, quando substituídos os valores se obtém uma quantidade de 8,01 °Brix.

Tabela 11 – Resultado para os balanços de massa globais e por componente para todas as moendas

C				B4		
	Fração mássica		Vazão (t/h)	Fração mássica		Vazão (t/h)
Fibra	$x_{f,C}$	0,00819	1,787	$x_{f,B4}$	0,50000	32,111
Água	$x_{H_2O,C}$	0,78243	170,776	$x_{H_2O,B4}$	0,41986	26,965
Sacarose	$x_{sac,C}$	0,18490	40,358	$x_{sac,B4}$	0,06832	4,388
Frutose	$x_{frut,C}$	0,00210	0,459	$x_{frut,B4}$	0,00078	0,050
Glicose	$x_{glic,C}$	0,00210	0,459	$x_{glic,B4}$	0,00078	0,050
Sais	$x_{sais,C}$	0,02028	4,426	$x_{sais,B4}$	0,01026	0,659
TOTAL	-	1	64,223	-	1,0000	218,264

Fonte: Acervo pessoal (2020)

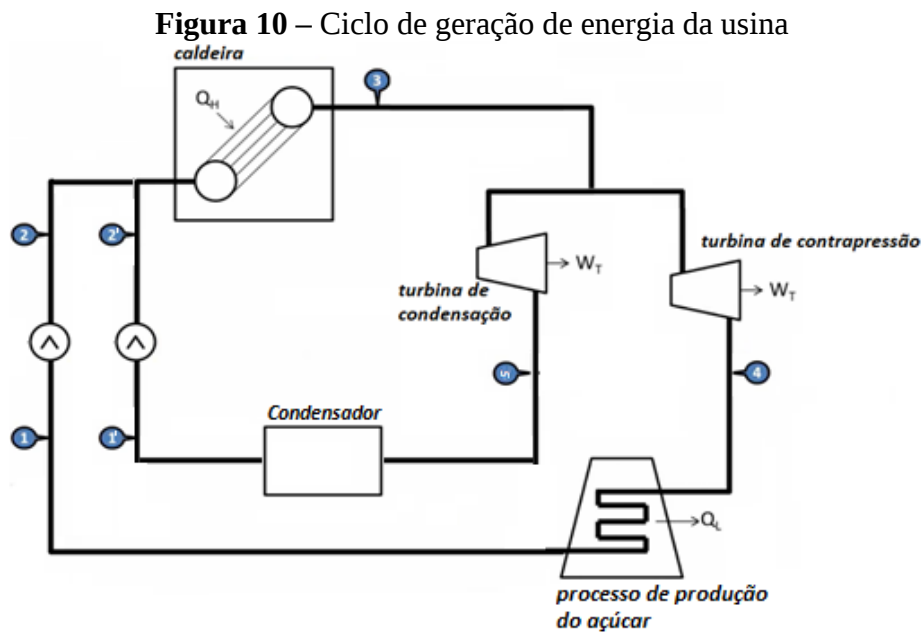
$$°Brix = (x_{sac,B4} + x_{frut,B4} + x_{glic,B4} + x_{sais,B4}) 100\% \quad (22)$$

A partir da solução da Equação 22, uma vez obtida a umidade e o °Brix pela equação anterior, foi possível se descobrir o PCI do bagaço de cana-de-açúcar que corresponde à 9023,57 kJ/kg. Já a quantidade de calor fornecido pelo bagaço de cana pode então ser calculada a partir da Equação 23, que quando aplicados os valores se obtém um calor de combustão (Q_{comb}) de 2,9 E+08 kJ/h.

$$Q = m_{fibra} PCI = x_{f,B4} \cdot B4 \cdot PCI \quad (23)$$

3.3.2 Sistemas de vapor

O volume de controle da geração de vapor se dá conforme a Figura 10. A caldeira considerada para o seguinte projeto foi o modelo aquatubular Monodrum tipo AMD-107-9GI. Detalhes acerca da caldeira estão presentes no Anexo 1 (Tabela A28).



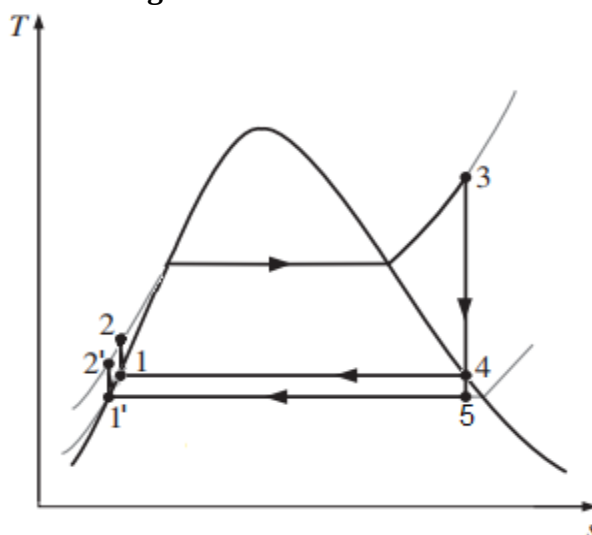
Fonte: Acervo pessoal (2020)

Segundo Alves *et al.* (2018), esta caldeira pode chegar a 2,3 kg de vapor por kg de bagaço, com pressão de 67 kgf/cm² e temperatura de 520°C. Portanto, este será o valor adotado para a pressão. Segundo Molin e Turdera (2014), a eficiência dos atuais ciclos de cogeração estão em torno de 85% para o ciclo de energia, valor bem superior às antigas usinas que utilizavam sistemas diferentes para geração de eletricidade e vapor e possuíam cerca de 70% de eficiência. Logo, foi considerada a eficiência de 85% para o ciclo como um todo. Com isso, pôde-se obter o calor útil, ou seja, o calor de fato absorvido pela água na caldeira. Para isso,

utilizou-se o calor obtido com a Equação 24 e multiplica-o pela eficiência obtendo um calor útil de 2,46 E+08 kJ/h.

Foi utilizado o ciclo de Rankine para realizar o dimensionamento. Os seguintes pontos são os que estão no estado é água líquida sendo 1 a linha de saída dos evaporadores a pressões de 1,5 kgf/cm² e a linha 1' a saída do condensador a pressões baixas de 0,15 kgf/cm². Além disso, os pontos 2 e 2' são os pontos da entrada da água na caldeira, já após o bombeamento, portanto já possui elevada pressão. O ponto 3 representa a saída de vapor supersaturado (vapor vivo) da caldeira à pressão de 67 kgf/cm² e temperatura de 520 °C. Por fim, os pontos 5 e 4 representam as linhas de vapor pós expansão nas turbinas de condensação e contrapressão respectivamente.

Figura 11 – Ciclo de Rankine



Fonte: Acervo Pessoal (2020)

Foi possível obter os dados de entropia e entalpia de cada ponto, foram consideradas as pressões e temperaturas segundo os balanços energéticos. Já os dados de pressões referentes à saída das turbinas, foram utilizados os dados de Alves *et al.* que podem ser consultados na Tabela 12. Com estes dados iniciais, foi utilizado o software Mini-RefPro® para obter as entalpias em cada ponto. Para mais detalhes no que tange as entalpias encontradas recorrer ao Anexo 1 (Tabela A29).

Tabela 12 – Dados iniciais para obtenção das entalpias

Variável	Valor	Unidade
Pressão na caldeira	67	kgf/cm ²
Pressão na turbina de contrapressão	0,15	kgf/cm ²
Pressão na turbina de condensação	1,5	kgf/cm ²
Temperatura de saída da caldeira	520	°C

Fonte: Alves (2013)

A quantidade de vapor direcionada à turbina de contrapressão foi a quantidade requerida pelo processo, ou seja, a quantidade requerida no primeiro efeito do evaporador e no cozedor. Portanto, somando essas duas correntes já calculadas anteriormente temos uma vazão de 81,77 t/h de vapor. A vazão mássica que alimenta o processo é denominada vapor de escape e será representada por $\dot{m}_4$ e a vazão da turbina de condensação será representada por $\dot{m}_5$. Para obter a massa que será disponibilizada nas condições atuais para a turbina de condensação utilizou a Equação 25 a seguir chegando à 0,48 t/h de vapor excedente do processo.

$$Q_{\text{útil}} = \dot{m}_4(h_3 - h_2) + \dot{m}_5(h_3 - h'_2) \quad (25)$$

Analisando a turbina de condensação a partir do resultado da equação anterior foi possível perceber que com a vazão de 0,48 t/h se é obtido um trabalho de aproximadamente 5,91 E + 05 kJ/h. Para transformar esta energia mecânica em energia elétrica, utiliza-se um turbogerador que, segundo Molin e Turdera (2014), a eficiência destes equipamentos fica em torno de 93%. Portanto, a quantidade de energia elétrica gerada será de aproximadamente 5,5 E + 05 em kJ/h ou convertendo em kWh obtém-se 164,3 kWh.

A potência elétrica instalada da indústria consiste na soma das potências requeridas dos equipamentos de todos os volumes de controle conforme apresentado pela Tabela A30. Somando as potências requeridas da indústria, obteve-se um total de 4180,11 kWh. Portanto, percebe-se que a geração de energia não será suficiente para a usina. Dessa forma, a seguir serão realizadas otimizações da utilização de vapor da indústria, para que a usina seja capaz de gerar energia suficiente ou excedente, para revender à companhia elétrica local.

3.3.3 Otimização Operacional

Tendo em vista o objetivo do trabalho, algumas considerações foram feitas para redução do consumo direto de vapor da turbina de contrapressão, principalmente nos evaporadores visto

que o consumo de vapor pelo processo dos evaporadores é perto de 85% do consumo total de vapor. Nesse sentido, primeiramente foi necessário calcular a quantidade de vapor vegetal excedente de cada corpo para uma provável redução deste excedente.

A definição de vapor de excesso foi determinada como sendo a diferença entre a vazão de vapor requerida pelo próximo corpo e a quantidade de vapor produzido no corpo em questão, como mostra a Equação 27. Para se determinar a quantidade de vapor vegetal que é requerida pelo próximo corpo deve-se efetuar um balanço de energia do corpo como mostra a Equação 28. Para tanto, foi necessária a determinação de algumas variáveis, melhores detalhamentos podem ser vistos no Anexo 1 (Tabelas A31 a A33). É válido salientar que as entalpias de correntes de caldo foram determinadas pela Equação 29, enquanto as entalpias específicas foram determinadas pela Equação 30. Já as entalpias específicas de vapor saturado do corpo anterior foram definidas pelo *software* Mini-RefPro®.

$$V_{exc} = V_{1req} - V_0 \quad (27)$$

$$(F1 * h_{lf1}) + V2 * (H_c) = (V2 * H_{vvi}) + (F2 * h_{lf2}) \quad (28)$$

$$h_{li} - h_R = C_{p_i} * (T_i - T_R) \quad (29)$$

$$H_{vvi} = H_{Vsat.i} + C_{p_{vi}} * BPR_i \quad (30)$$

Nesse sentido, observando as Equações 22, 23 e 24, além da Equação 30 que correlaciona BPR do corpo com a entalpia específica da corrente de vapor vegetal, percebeu-se a relação diretamente proporcional entre a quantidade de vapor exigido pelo primeiro efeito dos evaporadores e a concentração de °Brix presente no caldo de saída. Fica evidente também que a quantidade de massa a ser deslocada do corpo para alcançar determinada concentração é o principal fator que influencia a quantidade de vapor requerido pelo corpo.

Para a otimização, foram feitas algumas análises de sensibilidades em que a concentração de °Brix que sairia de cada corpo variasse com intuito de se utilizar uma quantidade ótima de vapor de escape. Essa otimização possui um impacto positivo na rentabilidade da indústria uma vez que, quanto menor for a demanda de vapor de vivo pela turbina de contrapressão para o processo (evaporadores, cozedores e cristalizadores), maior quantidade do vapor proveniente da caldeira poderá ser destinada para a turbina de condensação.

Assim, foi possível obter a Tabela 13 a qual mostra as vazões mássicas de vapor requerida (V_{req}), de vapor em excesso (V_{exc}), a concentração de °Brix no caldo concentrado de saída e a área de troca térmica (S_i).

Tabela 13 – Parâmetros dos evaporadores e trabalho efetivo para as turbinas de condensação e contrapressão para o processo original

Evaporador	V_{req} (t/h)	V_{exc} (t/h)	°Brix saída	S_i (m²)
1	56,51	0,00	0,31	751,06
2	28,87	33,41	0,40	662,02
3	20,04	10,61	0,50	495,28
4	10,45	10,66	0,58	274,88
total	-	-		2183,25

Fonte: Acervo Pessoal (2020).

Os resultados a serem discutidos a seguir tratam da análise de sensibilidade da concentração de °Brix das correntes intermediárias entre os evaporadores, representados na Figura 8, tendo em vista que a variação deste parâmetro influencia diretamente na quantidade de vapor requerido (S_0) pelo corpo 1 e também na quantidade de vapor vegetal para os próximos corpos.

Nesse sentido, posterior às análises de sensibilidade, foram avaliados os seguintes parâmetros para que não fosse prejudicado o processo como: a quantidade de vapor vegetal excedente de cada efeito do evaporador – variável analisada com intuito de manter a alimentação dos trocadores de calor no volume de controle 2 (VC2), Superfície de troca térmica, visto que se a variação for muito grande da superfície poderia acarretar um espaço menos otimizado que possa não valer a quantidade de menor consumo de vapor para produção de energia elétrica.

As análises de sensibilidade ocorreram da seguinte forma: Inicialmente foi feita a variação da concentração de °Brix na corrente F1 – corrente de saída do corpo 1 para o corpo 2 (Figura 8), analisava-se a quantidade de vapor de excesso obtida em cada corpo com essa mudança. Com essa variação da concentração de °Brix da corrente F1, podem aparecer 3 casos imediatos.

O primeiro caso em que o vapor de excesso em algum corpo se mostrou negativo, isso significa que a variação da concentração do caldo no corpo anterior foi muito pequena o que ocasionou baixa geração de vapor vegetal para concentração do caldo no corpo em questão. O

segundo caso é quando W_{cond} (Trabalho da turbina de condensação) se apresentou negativo, isso ocorre pelo aumento do consumo do vapor de escape das turbinas de contrapressão, ou seja, a concentração no primeiro corpo se elevou demais. O terceiro caso se deu quando o valor positivo em que W_{cond} e não ocorre de existir quantidade negativa de vapor em excesso.

Além disso, no que tange a área de superfície de troca térmica de cada evaporador, para cada análise de sensibilidade foram tomadas as devidas cautelas para respeitar as orientações de Hugot (1977), que determina que a área de troca térmica do primeiro efeito deve ser o menor, enquanto o último efeito tende a ser o maior, os corpos medianos podem ser iguais, mas nunca menor que o primeiro pode ocorrer casos em que o penúltimo efeito seja ligeiramente maior que o último. Explica que com essa configuração o calor será distribuído com maior eficiência frente à outras configurações como corpos todos iguais ou o inverso da configuração indicada (primeiro corpo maior enquanto o último corpo menor).

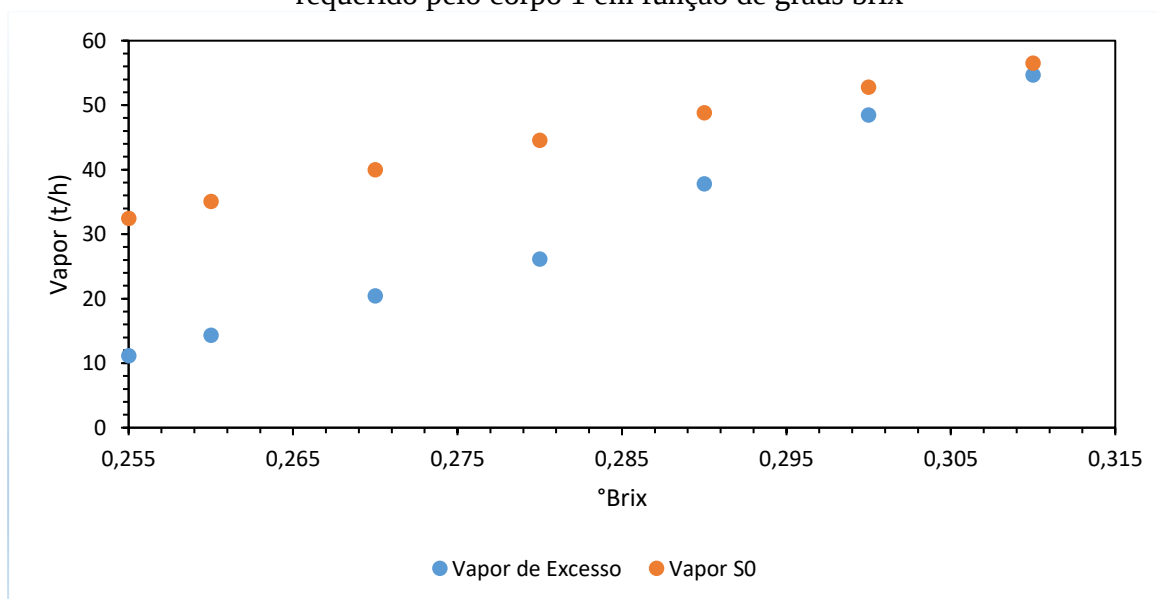
Primeiramente é necessária a redução de concentração de ($^{\circ}\text{Brix}$) presente na corrente de saída do primeiro corpo em 0,1. Se observa os parâmetros de vapor em excesso e área de troca térmica em caso o vapor de excesso de algum efeito seja negativo, se diminui a concentração de $^{\circ}\text{Brix}$ de saída do corpo em questão. Quando estabilizadas as correntes de vapor de excesso de cada corpo se observou a área de troca térmica de cada corpo e se avalia se as configurações correspondem às orientações de Hugot (1977).

Foram feitas sete análise de sensibilidade para que se chegasse ao ponto ótimo de concentração de $^{\circ}\text{Brix}$ na saída de cada efeito, visando a redução da concentração de graus brix a um limite de estabilidade de concentração em função dos demais efeitos. Para tanto, se procura então uma maior quantidade de trabalho efetivo gerado pela turbina de condensação.

4. RESULTADOS E DISCUSSÕES

A partir da aplicação da metodologia imposta anteriormente nos materiais e métodos foi delimitado o processo de produção de açúcar, para o qual foi dimensionada a geração de vapor. A Tabela A34 mostra os valores definidos de concentração de açúcares para saída de cada corpo. A Figura 12 é referente à relação da quantidade vapor de escape requerido pelo processo e a quantidade de vapor de escape em função da concentração em °Brix. Já a Figura 13 ilustra a variação do trabalho útil produzido pela turbina de condensação em função da variação da concentração de °Brix. Por fim, a Figura 14 ilustra a variação da área de troca térmica em cada evaporador em função da concentração de graus brix.

Figura 12 – Quantidade de vapor de excesso (todos evaporadores) e vapor de escape requerido pelo corpo 1 em função de graus brix

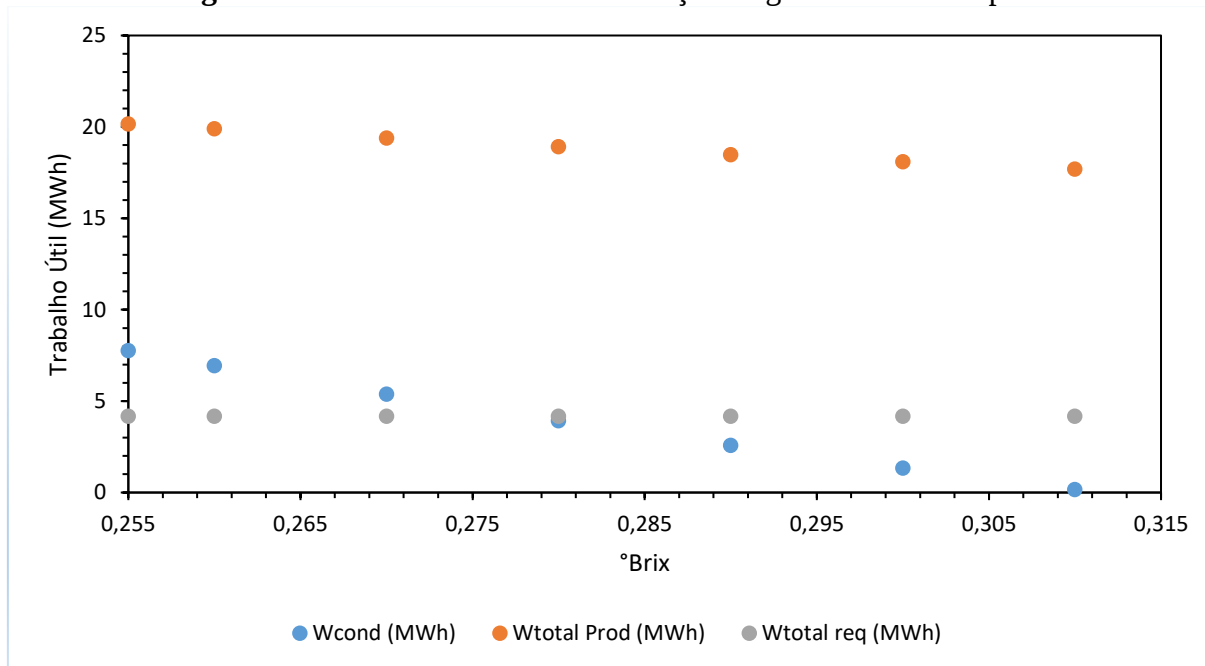


Fonte: Acervo pessoal (2021)

A Figura 12 mostra a redução do consumo de vapor de escape pela turbina de contrapressão partindo de 56,51 t/h na primeira configuração para 32,44 t/h presente na última análise de sensibilidade. Isso permitiu que 22,16 t/h de vapor vivo proveniente da caldeira fosse desviado para a turbina de condensação. Ademais, foi comprovada a queda abrupta da quantidade de vapor em excesso (sangria) perdido pelos corpos 2, 3 e 4 partindo de um desperdício de 54,68 t/h de vapor de excesso para 11,13 t/h.

Como consequência ao aumento da vazão mássica de vapor vivo sendo desviado para a turbina de condensação se obtém um aumento da produção de trabalho efetivo por esta como ilustra a Figura 13.

Figura 13 – Potência em MWh em função de graus Brix do corpo 1.



Fonte: Acervo Pessoal (2021)

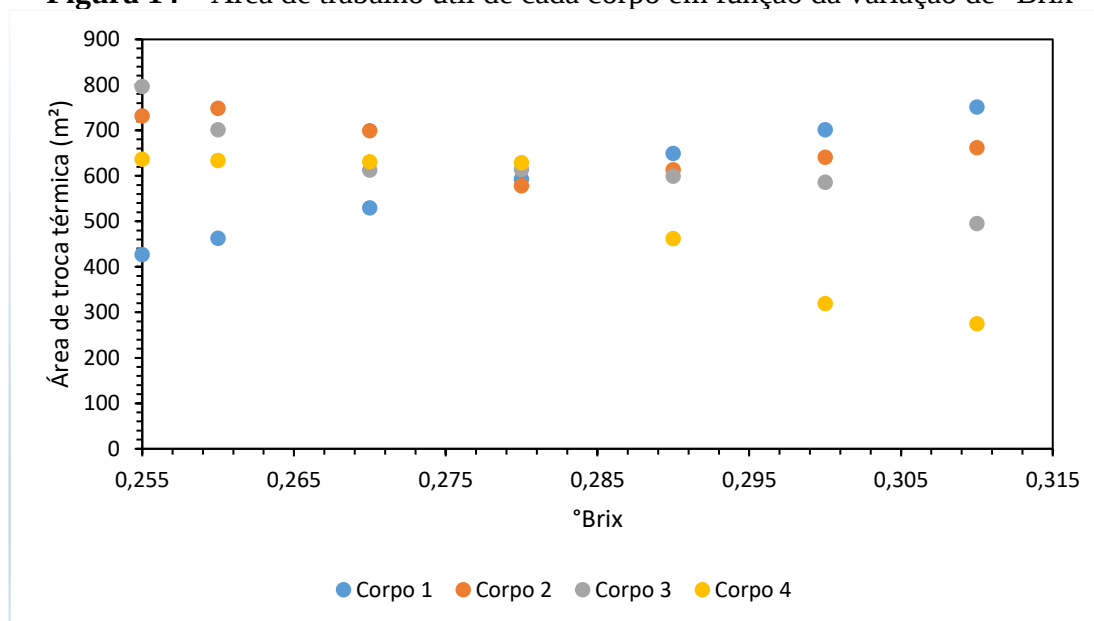
A partir da Figura 13, foi confirmada que com a redução da concentração de grau brix de saída do corpo 1 obteve-se um aumento gradativo da geração de trabalho útil efetuado pela turbina de condensação. A partir da análise do mesmo gráfico também percebeu-se que, para uma potência instalada de 4,18 MWh, a potência gerada pela turbina de condensação para as condições do teste 4 foi suficiente para atender a potência requerida por toda planta.

Ademais, conforme foi determinado, a turbina de contrapressão também gera energia, visto que cerca de 80% do vapor produzido pela caldeira passa por ela. No entanto, com a otimização operacional, foi identificada a redução do volume de vapor de escape pela turbina de contrapressão o que propiciou que grande parte deste fosse destinado à turbina de condensação, permitindo, dessa forma, um aumento de uma potência total de 17,7 MWh para 20,16 MWh. Isso se deu pela eficiência da turbina de condensação em aproveitar o calor do vapor vivo (vapor proveniente diretamente da caldeira) para transformação em energia elétrica.

Já no que tange a área de troca térmica útil dos corpos dos evaporadores, constatou-se a partir do gráfico representado pela Figura 14 abaixo a tendência da área de superfície de troca térmica se adequar conforme foi indicado por Hugot (1977). A área de superfície de troca de

cada corpo se manteve em função da quantidade de vapor seria usada com maior eficiência. A partir das variações da concentração de °Brix, obteve-se uma redução da perda de eficiência em função da área, o que levou o primeiro corpo – que inicialmente possuía uma área de troca térmica maior que todos os outros, adequar a área para a menor conforme indicado pela referência. Já os demais corpos também obtiveram uma adequação da área de troca térmica permitindo que a partir do dimensionamento em função da concentração de graus brix o penúltimo e último corpo mostrasse a necessidade de possuírem os maiores corpos.

Figura 14 – Área de trabalho útil de cada corpo em função da variação de °Brix



Fonte: Acervo pessoal (2021)

É válido salientar que os evaporadores não necessariamente precisam aumentar sua área de superfície no geral. Conforme indicado por Hugot (1977), a área de troca térmica pode aumentar, porém só a alteração da configuração dos evaporadores sendo o primeiro o efeito com menor área de troca térmica e o último ou o penúltimo com a maior a eficiência térmica já aumenta consideravelmente.

Por fim é válido ressaltar que a redução do desperdício de calor em forma de vapor de excesso se dá por diversos motivos, sendo o primeiro e mais importante a melhor distribuição da exigência térmica – uma vez que se requer uma quantidade ideal (mínima) por um corpo, é possível distribuir essa exigência para as demais sem sobrecarregar nenhum efeito. Não foi possível efetivar mais uma análise de sensibilidade de número 8, já que a quantidade exigida por cada corpo era a mínima possível, área de troca térmica já está distribuída permitindo que

o último efeito possua o maior corpo. Em caso de uma oitava análise de sensibilidade o sistema não se sustentaria visto que sempre iria carecer de vapor no último corpo.

5. CONCLUSÕES

Em virtude do que foi abordado, conclui-se que a partir do dimensionamento obtido a partir do estudo de caso, foi possível aplicar a metodologia de variação de graus brix e com isso determinar um ponto ótimo de operação, o qual propiciou uma redução do vapor requerido pela turbina de contrapressão, permitindo assim, que fosse destinada uma maior vazão mássica de vapor vivo para a turbina de condensação.

Com essa maior vazão mássica para a turbina de condensação, foi perceptível um aumento no trabalho útil total produzido pelo sistema de vapor de aproximadamente 13,8% da capacidade obtida sem a otimização, isso por conta da maior eficiência dessa turbina.

Assim, a partir da variação das concentrações de saída de cada corpo, e permitindo a livre variação da área de troca térmica em função da concentração de graus brix, foi possível avaliar o aumento da eficiência de troca térmica conforme a configuração dos evaporadores foi se moldando às configurações propostas pela referência citada.

SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

Realizar uma avaliação de viabilidade econômica para os casos em que as indústrias sejam mais tradicionais e ainda não possuam um sistema de vapor como proposto por este trabalho.

Análise com dados empíricos para aplicação destes no modelo apresentado pelo estudo, permitindo a determinação da eficiência de troca térmica por cada corpo a partir da diferença de temperatura entre o vapor de entrada e a temperatura de saturação do vapor de saída em função de dados coletados.

Análise da variação da concentração de °Brix em função da variação da área de troca térmica de cada corpo. Assim se modelaria a concentração em cada corpo variando a área de troca térmica para cada efeito, possibilitando a demonstração da precisão do modelo utilizado.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ALVES, G. G., SANTOS, A. C., ISAAC, I. S., GRANADO, S. A., **ANÁLISE E DESENVOLVIMENTO DE PROJETO DE UMA INDÚSTRIA SUCROALCOOLEIRA**. 2018. 232 f. TCC (Graduação) - Curso de Engenharia Química, UFTPR, Apucarana, 2018.

BEEBE, Ray. **Condition monitoring of steam turbines by performance analysis**. Journal of Quality in Maintenance Engineering, 2003.

BNDES – Banco Nacional do Desenvolvimento. **Atuação das instituições financeiras na linha BNDES Crédito Pequenas Empresas (capital de giro)**. 2020. Disponível em: <https://www.bndes.gov.br/wps/portal/site/home/instituicoes-financeiras-credenciadas/atuacao-instituicoes#:~:text=Veja%20como%20classificamos%20o%20porte,milh%C3%B5es%20e%20R%24%20300%20milh%C3%B5es>. Acesso em: 31 out. 2020.

BRASSOLATTI, Tatiane Fernandes Zambrano; VIEIRA, Regiane Cristina; COSTA, Marcela Avelina Bataghin; BRASSOLATTI, Marcelo. **Análise do Percentual de Impurezas Vegetais e Minerais Presentes na Cana-de-Açúcar**. Revista Interdisciplinar de Tecnologias e Educação [Rinte], São Carlos, v. 8, n. 8, p. 1-10, jun. 2016.

CALDEMA. Caldeiras monodrum® AMD. Disponível em: <<https://www.caldema.com.br/produtos/geradores-de-vapor-caldeiras/caldeiras-monodrum-amd>> Acesso em: 02 de dez. 2020.

CASTRO, S. B.; ANDRADE, S. A. C. **Tecnologia do açúcar**. Editora Universitária UFPE, 2007.

CONAB. COMPANHIA NACIONAL DE ABASTECIMENTO. **Acompanhamento de safra brasileiro – Cana-de-açúcar, janeiro 2020 – safra 2019/2020.**: Brasília: Companhia Nacional de Abastecimento. 2020.

HUGOT, E. **Handbook of Cane Sugar Engineering**. 3ª ed. Nova York: Elsevier, 1986.

HUGOT, E. **Manual da Engenharia Açucareira**. São Paulo: Mestre Jou, 1977. 1 v. Tradução de: Irntrud Miocque.

Ministério de Minas e Energia/Empresa de Pesquisa Energética: MME/EPE, 2015. Disponível em: www.epe.gov.br.

MOLIN, Natália Cardoso dal; TURDERA, Mirko V. **Análise energético-econômica da cogeração de usinas sucroenergéticas de Mato Grosso do Sul**. Enepe - Encontro de Ensino, Pesquisa e Extensão, UFGD, 2014.

LOPES, C. H. (org.). **Tecnologia de Produção de Açúcar de Cana**. São Carlos: Edufscar, 2011. 185 p.

SÃO MARTINHO. **Resultados: 4º Trimestre Safra 2019/2020**. São Paulo: 2020. Disponível em: <https://ri.saomartinho.com.br/listresultados.aspx?idCanal=fS+4uUvKjHXkO8cVhhZAlQ> ==. Acesso em: 31 out. 2020.

TANUMA, Tadashi (Ed.). **Advances in steam turbines for modern power plants**. Woodhead Publishing, 2017.

USINA SANTA LÚCIA. **Nossos produtos**. Disponível em:
<http://usinasantalucia.com.br/site/produtos/>. Acesso em: 31 out. 2020.

ANEXO 1

Tabela A 1 – Resultados do balanço de massa para moenda 1.

B1				C1		
		Fração mássica	Vazão (t/h)		Fração mássica	Vazão (t/h)
Fibra	$x_{f,B1}$	0,290	33,206	$x_{f,C1}$	0,004	0,692
Água	$x_{h2o,B1}$	0,577	66,017	$x_{h2o,C1}$	0,784	131,723
Sacarose	$x_{sac,B1}$	0,104	11,958	$x_{sac,C1}$	0,195	32,788
Frutose	$x_{frut,B1}$	0,001	0,136	$x_{frut,C1}$	0,002	0,373
Glicose	$x_{glic,B1}$	0,001	0,136	$x_{glic,C1}$	0,002	0,373
Sais	$x_{sais,B1}$	0,027	3,051	$x_{sais,C1}$	0,012	2,034
TOTAL	-	1.000	114,503	-	1.000	167,983

Fonte: ACERVO PESSOAL (2020).

Tabela A 2 – Resultados do balanço de massa para moenda 2.

B2				C2		
		Fração mássica	Vazão (t/h)		Fração mássica	Vazão (t/h)
Fibra	$x_{f,B2}$	0,360	32,801	$x_{f,C2}$	0,017	0,405
Água	$x_{H2O,B2}$	0,526	47,937	$x_{H2O,C2}$	0,773	18,080
Sacarose	$x_{sac,B2}$	0,092	8,356	$x_{sac,C2}$	0,154	3,602
Frutose	$x_{frut,B2}$	0,001	0,095	$x_{frut,C2}$	0,002	0,041
Glicose	$x_{glic,B2}$	0,001	0,095	$x_{glic,C2}$	0,002	0,041
Sais	$x_{sais,B2}$	0,020	1,831	$x_{sais,C2}$	0,052	1,220
TOTAL	-	1	91,1140	-	1	23,389

Fonte: ACERVO PESSOAL (2020).

Tabela A 3 – Resultados do balanço de massa para moenda 3.

B3				C3		
		Fração mássica	Vazão (t/h)		Fração mássica	Vazão (t/h)
Fibra	$x_{f,B3}$	0,410	32,421	$x_{f,C3}$	0,032	0,380
Água	$x_{H2O,B3}$	0,491	38,803	$x_{H2O,C3}$	0,759	9,134
Sacarose	$x_{sac,B3}$	0,084	6,604	$x_{sac,C3}$	0,145	1,751
Frutose	$x_{frut,B3}$	0,001	0,075	$x_{frut,C3}$	0,002	0,020
Glicose	$x_{glic,B3}$	0,001	0,075	$x_{glic,C3}$	0,002	0,020
Sais	$x_{sais,B3}$	0,014	1,098	$x_{sais,C3}$	0,061	0,732
TOTAL	-	1	79,0767	-	1	12,037

Fonte: ACERVO PESSOAL (2020).

Tabela A 4 – Resultados do balanço de massa para moenda 4.

B4				C4		
	Fração mássica		Vazão (t/h)	Fração mássica		Vazão (t/h)
Fibra	$x_{f,B4}$	0,500	32,111	$x_{f,C4}$	0,021	0,310
Água	$x_{H_2O,B4}$	0,420	26,965	$x_{H_2O,C4}$	0,797	11,838
Sacarose	$x_{sac,B4}$	0,068	4,388	$x_{sac,C4}$	0,149	2,216
Frutose	$x_{frut,B4}$	0,001	0,050	$x_{frut,C4}$	0,002	0,025
Glicose	$x_{glic,B4}$	0,001	0,050	$x_{glic,C4}$	0,002	0,025
Sais	$x_{sais,B4}$	0,010	0,659	$x_{sais,C4}$	0,030	0,439
TOTAL	-	1	64,223	-	1	14,854

Fonte: ACERVO PESSOAL (2020).

Tabela A 5 – Resultado para os balanços de massa globais e por componente para todas as moendas.

C				B4		
	Fração mássica		Vazão (t/h)	Fração mássica		Vazão (t/h)
Fibra	$x_{f,C}$	0,00819	1,787	$x_{f,B4}$	0,50000	32,111
Água	$x_{H_2O,C}$	0,78243	170,776	$x_{H_2O,B4}$	0,41986	26,965
Sacarose	$x_{sac,C}$	0,18490	40,358	$x_{sac,B4}$	0,06832	4,388
Frutose	$x_{frut,C}$	0,00210	0,459	$x_{frut,B4}$	0,00078	0,050
Glicose	$x_{glic,C}$	0,00210	0,459	$x_{glic,B4}$	0,00078	0,050
Sais	$x_{sais,C}$	0,02028	4,426	$x_{sais,B4}$	0,01026	0,659
TOTAL	-	1	218,264	-	1	64,223

Fonte: ACERVO PESSOAL (2020).

Tabela A6 – Potência requerida de cada equipamento do VC1.

EQUIPAMENTO	Potência requerida	
	valor	unidade
Sopradores	3	CV/TCH
Picador	1,75	CV/TCH
Desfibrador	2,75	CV/TCH
Moenda 1	3,65	CV/TCH
Moenda 2	2,6	CV/TCH
Moenda 3	2,6	CV/TCH
Moenda 4	2,6	CV/TCH

Fonte: HUGOT (1977).

Tabela A 7 – Potência requerida de cada equipamento do VC1.

EQUIPAMENTO	Potência instalada	
	valor	unidade
Sopradores	623,30	kW
Picador	363,59	kW

Desfibrador	571,36	kW
Moenda 1	758,35	kW
Moenda 2	540,20	kW
Moenda 3	540,20	kW
Moenda 4	540,20	kW
Total	3937,20	kW

Fonte: ACERVO PESSOAL (2020).

Tabela A 8 – Composição da corrente de caldo misto após fosfatação.

D2			
	Fração mássica		Vazão (t/h)
Fibra	$X_{f,D2}$	0,008	1,787
Água	$X_{H_2O,D2}$	0,782	170,776
Sacarose	$X_{sac,D2}$	0,185	40,358
Frutose	$X_{frut,D2}$	0,002	0,459
Glicose	$X_{glic,D2}$	0,002	0,459
Sais	$X_{sais,D2}$	0,020	4,426
Ácido fosfórico	$X_{fosf,D2}$	0,000	0,063
TOTAL	-	1,000	218,32

Fonte: ACERVO PESSOAL (2020).

Tabela A 9 – Dados para obtenção da entalpia de mistura das correntes que formam D2.

Variável	Unidade	Valor
Vazão mássica caldo	t/h	218,26
Temperatura entrada caldo	°C	30
Calor específico caldo	kJ/t°C	899,56
Vazão mássica ácido fosfórico	t/h	0,0633
Temperatura entrada ácido fosfórico	°C	35
Calor específico do ácido fosfórico	kJ/t°C	1757,28
Temperatura de equilíbrio da mistura	°C	32,5
<i>Entalpia de mistura</i>	<i>kJ/t</i>	<i>4,91E+05</i>

Fonte: HUGOT (1977).

Tabela A 10 – Composição da corrente de caldo misto após a peneira rotativa.

E2			
		Fração mássica	Vazão (t/h)
Fibra	$x_{f,E2}$	0,0014	0,304
Água	$x_{H_2O,E2}$	0,7876	170,776
Sacarose	$x_{sac,E2}$	0,1861	40,358
Frutose	$x_{frut,E2}$	0,0021	0,459
Glicose	$x_{glic,E2}$	0,0021	0,459
Sais	$x_{sais,E2}$	0,0204	4,426
Ácido fosfórico	$x_{fosf,E2}$	0,0003	0,063
TOTAL	-	1,000	216,843

Fonte: ACERVO PESSOAL (2020).

Tabela A 11 – Propriedades para balanço de energia no calado.

Variável	Unidade	valor
Vazão mássica caldo	t/h	217,54
Temperatura entrada caldo	°C	65
Calor específico caldo	kJ/t°C	899,56
Temperatura entrada solução de cal	°C	30
Vazão mássica solução cal	t/h	0,197
Calor específico solução de cal	kJ/t°C	4180
Temperatura de equilíbrio da mistura	°C	47,5
Entalpia de mistura	kJ/t	2,51E+06

Fonte: ACERVO PESSOAL (2020).

Tabela A 12 – Composição da corrente de caldo caleado.

G2			
		Fração mássica	Vazão (t/h)
Fibra	$x_{f,G2}$	0,00137	0,304
Água	$x_{h_2o,G2}$	0,78775	174,335
Sacarose	$x_{sac,G2}$	0,18236	40,358
Frutose	$x_{frut,G2}$	0,00207	0,459
Glicose	$x_{glic,G2}$	0,00207	0,459
Sais	$x_{sais,G2}$	0,02000	4,426
Ácido fosfórico	$x_{fosf,G2}$	0,00029	0,063
Dióxido de enxofre	$x_{SO_2,G2}$	0,00064	0,141
Ar	$x_{ar,G2}$	0,00255	0,565
Cal	$x_{cal,G2}$	0,00089	0,198

TOTAL	-	1,0000	221,307
-------	---	--------	---------

Fonte: ACERVO PESSOAL (2020).

Tabela A 13 – Composição da corrente de caldo clarificado e da corrente de lodo.

I3				I4		
		Fração mássica	Vazão (t/h)		Fração mássica	Vazão (t/h)
Fibra	$X_{f,I3}$	0,0000	0,0015	$X_{f,I4}$	0,0054	0,3023
Água	$X_{h2o, I3}$	0,7924	130,7511	$X_{h2o, I4}$	0,7820	43,5837
Sacarose	$X_{sac, I3}$	0,2030	33,4970	$X_{sac, I4}$	0,1231	6,8608
Frutose	$X_{frut, I3}$	0,0023	0,3806	$X_{frut, I4}$	0,0014	0,0780
Glicose	$X_{glic, I3}$	0,0023	0,3806	$X_{glic, I4}$	0,0014	0,0780
Sais	-	-	0,000	$X_{sais, I4}$	0,0794	4,4258
Ácido fosfórico	-	-	0,000	$X_{fosf, I4}$	0,0011	0,0633
Dióxido de enxofre	-	-	0,000	$X_{SO2, I4}$	0,0025	0,1412
Cal	-	-	0,000	$X_{cal, I4}$	0,0035	0,1977
Polímero	-	-	0,000	$X_{pol, I4}$	0,00001	0,0006
TOTAL	-	1	165,0110	-	1	55,7314

Fonte: ACERVO PESSOAL (2020).

Tabela A 14 – Balanço de massa – Filtro de tambor rotativo.

	I4		E1		J3		J2		J1	
Componente	Fração mássica	Vazão Mássica (t/h)	Fração mássica	Vazão Mássica (t/h)	Fração mássica	Vazão Mássica (t/h)	Fração mássica	Vazão Mássica (t/h)	Fração mássica	Vazão Mássica (t/h)
Fibra	0,00542	0,3023	1,0000	1,4833	0,000	0,000	0,0546	1,7856	0,0000	0,0000
Água	0,78203	43,5837	0,0000	0,0000	1,0000	13,9328	0,7639	25,0000	0,8463	32,5166
Sacarose	0,12311	6,8608	0,0000	0,0000	0,000	0,000	0,0332	1,0881	0,1503	5,7727
Frutose	0,00140	0,0780	0,0000	0,0000	0,000	0,000	0,0004	0,0124	0,0017	0,0656
Glicose	0,00140	0,0780	0,0000	0,0000	0,000	0,000	0,0004	0,0124	0,0017	0,0656
Sais	0,07941	4,4258	0,0000	0,0000	0,000	0,000	0,1352	4,4258	0,0000	0,0000
Ácido fosfórico	0,00114	0,0633	0,0000	0,0000	0,000	0,000	0,0019	0,0633	0,0000	0,0000
Dióxido de enxofre	0,00253	0,1412	0,0000	0,0000	0,000	0,000	0,0043	0,1412	0,0000	0,0000
Cal	0,00355	0,1977	0,0000	0,0000	0,000	0,000	0,0060	0,1977	0,0000	0,0000
Polímero	0,00001	0,0006	0,0000	0,0000	0,000	0,000	0,0000	0,0006	0,0000	0,0000
Total	1,000	55,7314	1,000	1,4833	1,000	13,9328	1,000	32,7271	1,000	38,4205

Fonte: ACERVO PESSOAL (2020).

Tabela A 15 – Parâmetros para F0 e S0 de alimentação do Corpo 1.

Corpo 1					
F0			S0		
Variável	Valor	Unidade	Variável	Valor	Unidade

BPR	0,63	°C	cpVap	1,88	kJ/kg°C
Tvap	104,71	°C	λcond	2716,10	kJ/kg
Te	105,34	°C	TS0	122,15	°C
cp	3,66	kJ/kg°C	TcS0	110,70	°C
Pc	1,24	kgf/cm²	Ps0	1,50	kgf/cm²
T0c	100,00	°C	Δtcond	11,45	°C
Δtevap	5,34	°C	Q	173209103,12	kJ/kg
λev	2242,50	kJ/kg	S0	77,00	t/h

Fonte: ACERVO PESSOAL (2020).

Tabela A 16 – Vazão de caldo e vapor para o Corpo 1.

Corpo 1										
Entra						Sai				
F0		S0		C0		F1		V0		
Componente	Fração mássica	Vazão Mássica (t/h)	Fração mássica	Vazão Mássica (t/h)	Fração mássica	Vazão Mássica (t/h)	Fração mássica	Vazão Mássica (t/h)	Fração mássica	Vazão Mássica (t/h)
Fibra	0,0002	0,00	0,0000	0,0000	0,000	0,000	0,0002	0,00	0,0000	0,0000
Sacarose	0,1930	39,27	0,0000	0,0000	0,000	0,000	0,2368	39,27	0,0000	0,0000
Frutose	0,0022	0,45	0,0000	0,0000	0,000	0,000	0,0027	0,45	0,0000	0,0000
Glicose	0,0022	0,45	0,0000	0,0000	0,000	0,000	0,0027	0,45	0,0000	0,0000
Água	0,80	163,27	0,0000	0,0000	1,000	63,27	0,67	85,74	0,0000	0,0000
°Brix	-	0,2055	0,0000	0,0000	0,000	0,000	-	0,33	0,0000	0,0000
Vapor	-	-	1	63,27	0,000	0,000	-	-	1	75,46
Total	1,000	203,43	1,000	63,27	1,000	63,27	1,000	127,97	1,000	75,46

Fonte: ACERVO PESSOAL (2020).

Tabela A 17 – Vazão de caldo e vapor para o Corpo 2.

Corpo 2										
Entra						Sai				
F1		V0		C1		F2		V1		
Componente	Fração mássica	Vazão Mássica (t/h)	Fração mássica	Vazão Mássica (t/h)	Fração mássica	Vazão Mássica (t/h)	Fração mássica	Vazão Mássica (t/h)	Fração mássica	Vazão Mássica (t/h)
Fibra	0,0002	0,00	0,0000	0,0000	0,000	0,000	0,0002	0,00	0,0000	0,0000
Sacarose	0,2368	39,27	0,0000	0,0000	0,000	0,000	0,2368	39,27	0,0000	0,0000
Frutose	0,0027	0,45	0,0000	0,0000	0,000	0,000	0,0027	0,45	0,0000	0,0000
Glicose	0,0027	0,45	0,0000	0,0000	0,000	0,000	0,0027	0,45	0,0000	0,0000
Água	0,67	85,74	0,0000	0,0000	1	75,46	0,67	55,98	0,0000	0,0000
°Brix	-	0,33	0,0000	0,0000	0,000	0,000	-	0,43	0,0000	0,0000
Vapor	-	-	1	75,46	0,000	0,000	-	-	1	29,76
Total	1,000	127,97	1,000	75,46	1,000	75,46	1,000	98,21	1,000	29,76

Fonte: ACERVO PESSOAL (2020).

Tabela A 18 – Vazão de caldo e vapor para o Corpo 3.

Corpo 3										
Componente	Entra				Sai					
	F2		V1		C2		F3		V2	
	Fração mássica	Vazão Mássica (t/h)	Fração mássica	Vazão Mássica (t/h)	Fração mássica	Vazão Mássica (t/h)	Fração mássica	Vazão Mássica (t/h)	Fração mássica	Vazão Mássica (t/h)
Fibra	0,0002	0,00	0,0000	0,0000	0,000	0,000	0,0002	0,00	0,0000	0,0000
Sacarose	0,2368	39,27	0,0000	0,0000	0,000	0,000	0,2368	39,27	0,0000	0,0000
Frutose	0,0027	0,45	0,0000	0,0000	0,000	0,000	0,0027	0,45	0,0000	0,0000
Glicose	0,0027	0,45	0,0000	0,0000	0,000	0,000	0,0027	0,45	0,0000	0,0000
Água	0,67	55,98	0,0000	0,0000	1	29,76	0,48	38,98	0,0000	0,0000
°Brix	-	0,43	0,0000	0,0000	0,000	0,000	-	0,52	0,0000	0,0000
Vapor	-	-	1	29,76	0,000	0,000	-	-	1	17,00
Total	1,000	98,21	1,000	29,76	1,000	29,76	1,000	81,21	1,000	17,00

Fonte: ACERVO PESSOAL (2020).

Tabela A 19 – Vazão de caldo e vapor para o Corpo 4.

Corpo 4										
Componente	Entra				Sai					
	F3		V2		C3		F4		V3	
	Fração mássica	Vazão Mássica (t/h)	Fração mássica	Vazão Mássica (t/h)	Fração mássica	Vazão Mássica (t/h)	Fração mássica	Vazão Mássica (t/h)	Fração mássica	Vazão Mássica (t/h)
Fibra	0,0002	0,00	0,0000	0,0000	0,000	0,000	0,00	0,00	0,0000	0,0000
Sacarose	0,2368	39,27	0,0000	0,0000	0,000	0,000	39,27	39,27	0,0000	0,0000
Frutose	0,0027	0,45	0,0000	0,0000	0,000	0,000	0,45	0,45	0,0000	0,0000
Glicose	0,0027	0,45	0,0000	0,0000	0,000	0,000	0,45	0,45	0,0000	0,0000
Água	0,48	38,98	0,0000	0,0000	1	17,00	30,58	30,58	0,0000	0,0000
°Brix	-	0,52	0,0000	0,0000	0,000	0,000	-	0,58	0,0000	0,0000
Vapor	-	-	1	17,00	0,000	0,000	-	-	1	8,40
Total	1,000	81,21	1,000	17,00	1,000	17,00	1,000	72,81	1,000	8,40

Fonte: ACERVO PESSOAL (2020).

Tabela A 20 – Frações mássicas para cada corrente.

	Corrente									
	F4	M1	M2	N1	O1	O2	W1	P1	P2	P3
Fibra	0,00001	0,001	0	0,001	0,001	0,00085	0	0,001	0	0
Água	0,42	0,02	1	0,02	0,009	0,1573	1	0,0003	0,011	0,0131
ART	0,58	0,979	0	0,979	0,99	0,8418	0	0,9987	0	0
Ar	0	0	0	0	0	0	0	0	0,989	0,9869

Fonte: ACERVO PESSOAL (2020).

Tabela A 21 – Composição da corrente de alimentação do cozedor.

Componente	Percentual	
	(%)	Vazão mássica (t/h)
ART	0,58	42,229
Fibra	0,00001	0,002
Água	0,42	30,580
Total	1	72,810

Fonte: ACERVO PESSOAL (2020).

Tabela A 22 – Balanço de massa - Cozimento.

F4		M1		M2	
Fração mássica	Vazão (t/h)	Fração mássica	Vazão (t/h)	Fração mássica	Vazão (t/h)
ART	X _{ART,F4} 0,58	42,229	X _{ART,M1} 0,979	42,229	X _{ART,M2} 0
H2O	X _{H2O,F4} 0,00001	30,580	X _{H2O,M1} 0,02	0,861	X _{H2O,M2} 1
Fibra	X _{Fibra,F4} 0,42	0,002	X _{Fibra,M1} 0,001	0,002	X _{Fibra,M2} 0
Total	1	72,810	X _{Fibra,M1} 1	43,123	X _{Fibra,M2} 1

Fonte: ACERVO PESSOAL (2020).

Tabela A 23 – Parâmetros BE - Cozedor.

Linha	Corrente	Propriedade.	Valor	Unidade
Entrada	Xarope – F4	BRIX	0,58	
Entrada		M _{XAR}	72810,245	kg/h
Entrada		C _{pXAR}	2,4892	kJ/kg°C
Entrada		T _{XAR}	81,02	°C
Saída	Massa Cozida – M1	BRIX	98,000	
Saída		M _{COZ}	43122,524	kg/h
Saída		C _{pCOZ}	1,31252	kJ/kg°C
Saída		T _{COZ}	82,000	°C
Saída	Água Evaporada – M2	M _{AE}	29718,467	kg/h
Saída		BPR	3,124808	°C
Saída		λ _V	2242,5	kJ/kg
Saída		C _{pVAP}	1,88	kJ/kg°C
Saída		H _{AE}	2248,374639	kJ/kg

Fonte: ACERVO PESSOAL (2020).

Tabela A 24 – Parâmetros balanço de energia de vapor - Cozedor.

Linha	Corrente	Propriedade	Valor	Unidade
Entrada	VAPOR	λ_C	2228	kJ/kg
Entrada		C_{pVAP}	1,88	kJ/kg°C
Entrada		T_{VAP}	122,15	°C
Entrada		$T_{CONDVAP}$	110,7	°C
Entrada		S	25,26	t/h

Fonte: ACERVO PESSOAL (2020).

Tabela A 25 – Balanço de energia nos cristalizadores.

BE - CRISTALIZADOR				
Linha	Corrente	Prop.	Valor	Unidade
Entrada	Massa Cozida	BRIX	98,000	
Entrada		m_{COZ}	43122,524	kg/h
Entrada		C_{pCOZ}	1,313	kJ/kg°C
Entrada		T_{COZ}	82,000	°C
Saída	Massa Crist.	T_{CRIST}	40	°C
Entrada	Água Resfriamento	$T_{IN.H2O}$	25,000	°C
Entrada		$T_{OUT.H2O}$	40	°C
Entrada		C_{pH2O}	4,184	kJ/kg°C
Entrada		m_{H2O}	37877,08	kg/h

Fonte: ACERVO PESSOAL (2020).

Tabela A 26 – Balanço de massa – Turbinagem

TURBINAGEM - EFICIÊNCIA = 65%					
Linha	Corrente	Componente	Fração mássica	Vazão mássica	Unidade
Entrada	Massa Cristalizada - N1	ART	0,979	42,229	t/h
Entrada		Fibra	0,001	0,002	t/h
Entrada		Água	0,020	0,861	t/h
Entrada		Total	1,000	43,123	t/h
Entrada	Água de Lavagem – W2	Água	1,00000	2,156	t/h
Saída	Açúcar Úmido - O1	ART	0,990	27,449	t/h
Saída		Fibra	0,001	0,021	t/h
Saída		Água	0,009	0,180	t/h
Saída		Total	1,000	27,650	t/h
Saída	Mel Final - O2	ART	0,84185	14,780	t/h

Saída	Fibra	0,00085	0,011	t/h
Saída	Água	0,15730	2,837	t/h
Saída	Total	1,000	17,626	t/h

Fonte: ACERVO PESSOAL (2020).

Tabela A 27 – Balanço de massa - Secador.

SECADOR					
Linha	Corrente	Componente	Fração mássica	Vazão mássica	Unidade
Entrada	Açúcar Úmido - O1	ART	0,9927	27,4489	t/h
Entrada		Fibra	0,0008	0,0210	t/h
Entrada		Água	0,0065	0,1800	t/h
Entrada		Total	0,0000	27,6499	t/h
Entrada	Ar ambiente - P2	Ar	0,9890	54,6914	t/h
Entrada		Água	0,0110	0,6083	t/h
Entrada		Total	1,0000	55,2997	t/h
Saída	Açúcar Seco - P1	ART	0,9990	27,4489	t/h
Saída		Fibra	0,0008	0,0210	t/h
Saída		Água	0,0002	0,0054	t/h
Saída		Total	1,0000	27,4753	t/h
Saída	Ar Úmido - P3	Ar	0,9859	54,6914	t/h
Saída		Água	0,0141	0,7829	t/h
Saída		Total	1,0000	55,4743	t/h

Fonte: ACERVO PESSOAL (2020).

Tabela A 28 – Características técnicas da caldeira escolhida.

Variável	Valor	Unidade
Capacidade	Até 420	t/h de vapor
Temperatura final do vapor	520	°C
Pressão de operação	Até 150	kgf/cm2
Combustíveis	Bagaço de cana, palha de cana picada, cavaco de madeira, óleo e gás, carvão e outras biomassas com até 54% de umidade.	
Eficiência	Até 92	%

Fonte: CALDEMA (2020).

Tabela A 29 – Propriedades obtidas para a água.

Corrente	Pressão	Temp	Entalpia	Entropia	Título
----------	---------	------	----------	----------	--------

	(kgf/cm ²)	(°C)	(kJ/kg)	(kJ/kGK)	(kg/kg)
Entrada na bomba 1 (1)	1,5	110,76	464,63	1,4273	líquido saturado
Entrada na bomba 2(1')	0,15	53,565	224,25	0,7497	líquido saturado
Entrada da caldeira (2)	67	111,26	471,42	1,4273	líquido subresfriado
Entrada da caldeira (2')	67	53,816	230,89	0,7497	líquido subresfriado
Entrada das turbinas (3)	67	520	3464,4	6,8954	vapor superaquecido
Entrada do processo (4)	1,5	110,76	2692,2	7,2295	vapor saturado
Entrada do condensador (5)	0,15	53,565	2232,1	6,8954	0,846

Fonte: ACERVO PESSOAL (2020).

Tabela A 30 – Potência dos equipamentos da usina por VC.

Potência requerida dos equipamentos		
Equipamento do volume de controle 1	3937,20	kW
Equipamento do volume de controle 2	215,90	kW
Equipamento do volume de controle 3	-	-
Equipamento do volume de controle 4	27	kW
Total	4180,11	kW

Fonte: ACERVO PESSOAL (2020).

Tabela A 31 – Variáveis usadas para determinação do vapor de excesso para o Corpo 2.

Corpo 2				
Sentido	Corrente	Variável	Valor	Unidade
Saída	F2	T2	97,82	°C
Saída	V1	T2	97,82	°C
-	-	Tr	0,00	°C
-	-	hr	0,00	kJ/kg
Saída	F2	hlf1-hr	332,84	kJ/kg
Saída	V1	Hvvsat2	2672,60	kJ/kg
Saída	V1	Hvvi	2674,76	kJ/kg
Saída	V1	P	0,92	kgf/cm ²
Saída	V1-C2	Hc	2238,70	kJ/kg
Corpo 3	F3	hlf2-hr	278,83	°C

Fonte: ACERVO PESSOAL (2020).

Tabela A 32 – Variáveis usadas para determinação do vapor de excesso para o Corpo 3.

Corpo 3				
Sentido	Corrente	Variável	Valor	Unidade

Saída	F3	T3	89,90	°C
Saída	V2	T3	89,90	°C
-	-	Tr	0,00	°C
-	-	hr	0,00	kJ/kg
Saída	F3	hlf2-hr	278,83	kJ/kg
Saída	V2	Hvvsat3	2660,00	kJ/kg
Saída	V2	Hvvi	2663,60	kJ/kg
Saída	V2	P	0,67	kgf/cm ²
Saída	V2-C3	Hc	2256,40	kJ/kg
Corpo 4	F3	hlf2-hr	278,83	°C

Fonte: ACERVO PESSOAL (2020).

Tabela A 33 – Variáveis usadas para determinação do vapor de excesso para o Corpo 4.

Corpo 4				
Sentido	Corrente	Variável	Valor	Unidade
Saída	F4	T4	80,60	°C
Saída	V3	T4	80,60	°C
-	-	Tr	0,00	°C
-	-	hr	0,00	kJ/kg
Saída	F4	hlf1-hr	237,86	kJ/kg
Saída	V3	Hvvsat4	2646,10	kJ/kg
Saída	V3	Hvvi	2650,55	kJ/kg
Saída	V3	P	0,30	kgf/cm ²
Saída	V3-C4	Hc	2295,44	kJ/kg
Corpo 3	F4	T4	80,60	°C

Fonte: ACERVO PESSOAL (2020).

Tabela A 34 – Valores estabelecidos de °Brix para cada análise de sensibilidade.

Análise de sensibilidade	°Brix			
	Corpo 1	Corpo 2	Copo 3	Corpo 4
1	0,31	0,4	0,5	0,58
2	0,3	0,38	0,49	0,58
3	0,29	0,36	0,46	0,58
4	0,28	0,34	0,43	0,58
5	0,27	0,34	0,43	0,58
6	0,26	0,33	0,43	0,58
7	0,255	0,32	0,43	0,58

Fonte: ACERVO PESSOAL (2020).

Quadro 1 – Fração mássica de cada corrente.

	Corrente																
	C	D1	D2	E1	E2	F1	F3	G1	G2	H1	H2	I1	I3	I4	J1	J2	J3
Fibra	$X_{f,C}$	-	$X_{f,D2}$	$X_{f,E1}$	$X_{f,E2}$	-	$X_{f,F3}$	$X_{f,G1}$	$X_{f,G2}$	$X_{f,H1}$	-	-	$X_{f,I3}$	$X_{f,I4}$	-	$X_{f,J2}$	-
Água	$X_{h2o,C}$	-	$X_{h2o,D2}$	-	$X_{h2o,E2}$	-	$X_{h2o,F3}$	$X_{h2o,G1}$	$X_{h2o,G2}$	$X_{h2o, H1}$	-	-	$X_{h2o, I3}$	$X_{h2o,I4}$	$X_{h2o, J1}$	$X_{h2o,J2}$	$X_{h2o,C4}$
Sacarose	$X_{sac,C}$	-	$X_{sac,D2}$	-	$X_{sac,E2}$	-	$X_{sac, F3}$	$X_{sac,G1}$	$X_{sac, G2}$	$X_{sac, H1}$	-	-	$X_{sac, I3}$	$X_{sac,I4}$	$X_{sac, J1}$	$X_{sac,J2}$	-
Frutose	$X_{frut,C}$	-	$X_{frut,D2}$	-	$X_{frut,E2}$	-	$X_{frut,F3}$	$X_{frut,G1}$	$X_{frut, G2}$	$X_{frut, H1}$	-	-	$X_{frut, I3}$	$X_{frut,I4}$	$X_{frut, J1}$	$X_{frut,J2}$	-
Glicose	$X_{glic,C}$	-	$X_{glic,D2}$	-	$X_{glic,E2}$	-	$X_{glic,F3}$	$X_{glic,G1}$	$X_{glic, G2}$	$X_{glic, H1}$	-	-	$X_{glic, I3}$	$X_{glic,I4}$	$X_{glic, J1}$	$X_{glic,J2}$	-
Sais	$X_{sais,C}$	-	$X_{sais,D2}$	-	$X_{sais,E2}$	-	$X_{sais,F3}$	$X_{sais,G1}$	$X_{sais, G2}$	$X_{sais, H1}$	-	-	-	$X_{sais,I4}$	-	$X_{sais,J2}$	-
Ácido Fosfórico	-	$X_{fosf,D1}$	$X_{fosf,D2}$	-	$X_{fosf,E2}$	-	$X_{fosf,F3}$	$X_{fosf,G1}$	$X_{fosf, G2}$	$X_{fosf, H1}$	-	-	-	$X_{fosf,I4}$	-	$X_{fosf,J2}$	-
Dióxido de enxofre	-	-	-	-	-	$X_{SO2,F1}$	$X_{SO2,F3}$	$X_{SO2,G1}$	$X_{SO2, G2}$	$X_{SO2, H1}$	-	-	-	$X_{SO2,I4}$	-	$X_{SO2,J2}$	-
Ar	-	-	-	-	-	$X_{ar, F1}$	$X_{ar, F3}$	$X_{ar, G1}$	$X_{ar, G2}$	-	$X_{ar, H2}$	-	-	-	-	-	-
Cal	-	-	-	-	-	-	-	$X_{cal, G1}$	$X_{cal, G2}$	$X_{cal, H1}$	-	-	-	$X_{cal, I4}$	-	$X_{cal,J2}$	-
Polímero	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	$X_{pol, I1}$	-	$X_{pol,I4}$	-	$X_{pol,J2}$	-

Fonte: ACERVO PESSOAL (2020).