

UNIVERSIDADE TECNOLÓGICA FEDERAL DO PARANÁ  
CURSO SUPERIOR DE ENGENHARIA QUÍMICA

GIOVANNA GIACOBBO ALVES  
GABRIELY COSTA DOS SANTOS  
ICARO DOS SANTOS ISAAC  
LUCAS GAMA  
SUELEN AMANDA GRANADO

**ANÁLISE E DESENVOLVIMENTO DE PROJETO DE UMA INDÚSTRIA  
SUCROALCOOLEIRA  
USINA RIO DOCE**

TRABALHO DE CONCLUSÃO DE CURSO

APUCARANA  
2018

GIOVANNA GIACOBBO ALVES  
GABRIELY COSTA DOS SANTOS  
ICARO DOS SANTOS ISAAC  
LUCAS GAMA  
SUELEN AMANDA GRANADO

**ANÁLISE E DESENVOLVIMENTO DE PROJETO DE UMA INDÚSTRIA  
SUCROALCOOLEIRA  
USINA RIO DOCE**

Trabalho de Conclusão de Curso de Graduação  
em Engenharia Química da Universidade  
Tecnológica Federal do Paraná apresentado como  
requisito parcial para obtenção do título de  
Bacharel em Engenharia Química.

Orientador: Prof. Dr. Rafael Oliveira Defendi  
Co-Orientadora: Prof<sup>a</sup>. Dr<sup>a</sup>. Juliana Guerra Sgorlon

APUCARANA

2018



---

**TERMO DE APROVAÇÃO**

**ANÁLISE E DESENVOLVIMENTO DE PROJETO DE UMA INDÚSTRIA  
SUCROALCOOLEIRA: USINA RIO DOCE**

por

**GABRIELY COSTA DOS SANTOS  
GIOVANNA GIACOBBO ALVES  
ICARO DOS SANTOS ISAAC  
LUCAS GAMA  
SUELEN AMANDA GRANADO**

Este Trabalho de Conclusão de Curso foi apresentado em 19 de Junho de 2018 como requisito parcial para a obtenção do título de Bacharel em Engenharia Química da Universidade Tecnológica Federal do Paraná – Câmpus Apucarana. Os candidatos foram arguidos pela banca examinadora composta pelos professores abaixo assinados. Após deliberação, a banca examinadora considerou o trabalho aprovado.

---

**Prof. Dr. Rafael Oliveira Defendi**  
Orientador

---

**Prof.<sup>a</sup> Dr.<sup>a</sup> Juliana Guerra Sgorlon**  
Coorientadora

---

**Prof. Dr. Luiz Mário de Matos Jorge**  
Membro

---

**Prof.<sup>a</sup> Dr.<sup>a</sup> Caroline Casagrande Sipoli**  
Membro

---

Prof.<sup>a</sup> Dr.<sup>a</sup> Maraísa Lopes de Menezes  
Membro

“A Folha de Aprovação assinada encontra-se na Coordenação do Curso”.

## DEDICATÓRIA

Dedicamos este trabalho às nossas famílias.

À todos nossos professores que nos transmitiram seus conhecimentos.

## **AGRADECIMENTOS**

Agradecemos a Deus por nos guiar, iluminar e não nos deixar desistir nos momentos difíceis (todos).

Agradecemos ao nosso orientador Prof. Rafael, e co-orientadora Prof<sup>a</sup> Juliana pela sabedoria com que nos guiaram nesta trajetória.

Às professoras Ana Ueda, Maraísa e Caroline.

Agradecemos ao Prof. Fernando por toda disposição e paciência.

Agradecemos ao professor Luiz Mario de Matos Jorge.

À professora Fernanda por toda ajuda na análise financeira.

Ao Fernando pela disponibilidade em nos fornecer os orçamentos necessários.

Gostaríamos de deixar registrado também, o nosso reconhecimento às nossas famílias, pois acreditamos que sem o apoio deles seria muito difícil vencer esse desafio.

"Estou procurando aqui, mas não encontrei"

Suelen Granada

"Há dois tipos de pessoa que vão te dizer que você não pode fazer a diferença neste mundo: as que têm medo de tentar e as que têm medo de que você se dê bem"

Ray Goforth

É só isso

Não tem mais jeito

Acabou, boa sorte

Não tenho o que dizer

São só palavras

E o que eu sinto

Não mudará

Vanessa da Mata

## RESUMO

ALVES, G. G. et. al. **Análise e desenvolvimento de projeto de uma indústria sucroalcooleira**. 2018. 231 f. Trabalho de Conclusão de Curso (Graduação) – Engenharia Química. Universidade Tecnológica Federal do Paraná. Apucarana, 2018.

O uso de fontes de energia alternativas aos combustíveis fósseis vem ganhando importância no Brasil e no mundo. Nesse cenário a biomassa vem obtendo destaque por ser uma fonte renovável de produção de energia. Este trabalho apresenta algumas reflexões referentes à expansão da indústria canieira no Brasil, sem desconsiderar o contexto histórico de formação do território brasileiro e sua relação com a cultura da cana, abordam-se os processos de fabricação do açúcar e do etanol. Realizou-se, também, uma análise de mercado para visualizar a viabilidade da implantação de uma nova usina no estado de São Paulo. No estudo pôde-se constatar que a indústria sucroenergética possui grande influência no Brasil e o setor pode contribuir de forma relevante com uma produção eficiente, lucrativa e sustentável. Devido às condições climáticas, relevo, solo e logística escolheu-se a cidade de Rio Claro para o desenvolvimento da nova usina e, em consequência dos atuais preços do mercado definiu-se uma proporção de produção de 80% de açúcar VHP para exportação e 20% de álcool hidratado para o consumo interno bem como se estabeleceu uma capacidade de processamento 12.000 toneladas de cana por dia. Com isso, construiu-se um fluxograma simplificado do processo e um possível layout da usina que será denominada Usina Rio Doce. A partir do balanço de massa realizado foi possível obter-se 520.000 litros de etanol e, aproximadamente, 996 toneladas de açúcar por dia. Foi realizado também o balanço de energia, a integração energética, o dimensionamento de equipamentos e a análise financeira. A partir dos dados obtidos foi possível inferir que o empreendimento é viável com uma TIR de 10,27%.

Palavras-chaves: Biomassa. Cana-de-açúcar. Etanol. Açúcar. Usina.



## ABSTRACT

ALVES, G. G. *et. al.* **Analysis and development of a sugar and alcohol industry project.** 2018. 231 f. Trabalho de Conclusão de Curso (Graduação) – Engenharia Química. Universidade Tecnológica Federal do Paraná. Apucarana, 2018.

The use of alternative energy sources to fossil fuels has been gaining importance in Brazil and in the world, in this scenario biomass has been highlighted as a renewable source of energy production. This work presents some reflections regarding the expansion of the sugarcane industry in Brazil, without disregarding the historical context of formation of the Brazilian territory and its relation with the sugarcane culture, the sugar and alcohol manufacturing processes are discussed. A market analysis was also carried out to visualize the feasibility of the implantation of a new plant in Brazil. In the study it was verified that the sugar and alcohol industry has great influence in Brazil and the sector can contribute in a relevant way to an efficient, profitable and sustainable production. Due to the climatic conditions, relief, soil and logistics, the city of Rio Claro was chosen for the development of the new plant, as a consequence of the current market prices, a production ratio of 80% of VHP sugar for export and 20% of hydrated alcohol for domestic consumption, and a milling capacity of 12,000 tons of sugarcane per day was established. With this, a simplified flow diagram of the process and a possible layout of the plant, which will be called the Rio Doce Plant, was constructed. From the mass balance achieved it is possible. Energy balance, energy integration, equipment design and financial analysis were performed. From the data obtained it was possible to infer that the enterprise is viable with an IRR of 10.27%.

Keywords: Biomass. Sugar cane. Ethanol. Sugar. Mill.

## LISTA DE ILUSTRAÇÕES

FIGURA 1 - LOGOTIPO USINA RIO DOCE .....	18
FIGURA 2 - DESENHO REPRESENTATIVO DA CANA-DE-AÇÚCAR .....	27
FIGURA 3 - COMPOSIÇÃO DO COLMO DA CANA-DE-AÇÚCAR .....	28
FIGURA 4 - ESTRUTURA MOLECULAR DA SACAROSE.....	29
FIGURA 5 - MOLÉCULA DE ETANOL.....	30
FIGURA 6 - PRODUÇÃO DE CANA-DE-AÇÚCAR.....	31
FIGURA 7 - DEMANDA DE AÇÚCAR E ETANOL PREVISTA ATÉ 2021/22.....	32
FIGURA 8 - EXPORTAÇÃO DE AÇÚCAR DO BRASIL EM 2016 .....	34
FIGURA 9 - CONSUMO INTERNO E EXPORTAÇÃO DE AÇÚCAR.....	35
FIGURA 10 - PREÇO INTERNO DO ÁLCOOL HIDRATADO (R\$/L) .....	35
FIGURA 11 - PREÇO DO ETANOL HIDRATADO, GASOLINA E DIESEL (R\$/LITRO) NO BRASIL. ....	36
FIGURA 12 - POTENCIAL DE PRODUÇÃO DA CANA SEM IRRIGAÇÃO. ....	38
FIGURA 13 - PRINCIPAIS ÁREAS COM RESTRIÇÃO AMBIENTAL E DECLIVIDADE .....	39
FIGURA 14 - MAPA RODOVIÁRIO DE SÃO PAULO .....	39
FIGURA 15 - ORGANOGRAMA.....	42
FIGURA 16 - FLUXOGRAMA DE BLOCOS DA UNIDADE INDUSTRIAL .....	44
FIGURA 17 - PROCESSO DE CLARIFICAÇÃO E DECANTAÇÃO .....	47
FIGURA 18 - REPRESENTAÇÃO DO PROCESSO DE DESMINERALIZAÇÃO.....	48
FIGURA 19 - REPRESENTAÇÃO DA LIMPEZA (AR) DA CANA COLHIDA MECANICAMENTE.....	52
FIGURA 20 - REPRESENTAÇÃO DA LAVAGEM DA CANA COLHIDA MANUALMENTE.....	53
FIGURA 21 - REPRESENTAÇÃO DO PREPARO DA CANA .....	54
FIGURA 22 - REPRESENTAÇÃO DA MOENDA .....	56
FIGURA 23 - REPRESENTAÇÃO DO PENEIRAMENTO DO CALDO .....	57
FIGURA 24 - REPRESENTAÇÃO DA SULFITAÇÃO .....	59
FIGURA 25 - REPRESENTAÇÃO DA CALAGEM .....	60
FIGURA 26 - REPRESENTAÇÃO DO BALÃO FLASH.....	62
FIGURA 27 - REPRESENTAÇÃO DO DECANTADOR .....	63
FIGURA 28 - REPRESENTAÇÃO DO FILTRO .....	65
FIGURA 29 - REPRESENTAÇÃO DO PENEIRAMENTO DO CALDO CLARIFICADO .....	66
FIGURA 30 - DIAGRAMA PFD SEÇÃO 400.....	68
FIGURA 31 - REPRESENTAÇÃO DOS EVAPORADORES.....	69
FIGURA 32 - REPRESENTAÇÃO DO COZEDOR, CRISTALIZADOR E CENTRIFUGA.....	75
FIGURA 33 - REPRESENTAÇÃO DO SECADOR.....	80
FIGURA 34 - DIAGRAMA PFD DA SEÇÃO 500.....	85
FIGURA 35 - REPRESENTAÇÃO DO PREPARO DO MOSTO .....	86

FIGURA 36 - REPRESENTAÇÃO DA FERMENTAÇÃO .....	89
FIGURA 37 - REPRESENTAÇÃO DA CENTRIFUGAÇÃO.....	91
FIGURA 38 - REPRESENTAÇÃO DA CUBA.....	92
FIGURA 39 - REPRESENTAÇÃO DA DESTILAÇÃO .....	94
FIGURA 40 - DIAGRAMA PFD DA SEÇÃO 600.....	98
FIGURA 41 - REPRESENTAÇÃO DA CALDEIRA.....	100
FIGURA 42 - REPRESENTAÇÃO DA LAVAGEM DOS GASES .....	102
FIGURA 43 - ESQUEMA DOS COMPONENTES CLÁSSICOS DE UMA CALDEIRA AQUATUBULAR. ....	106
FIGURA 44 - DIAGRAMA PFD DA SEÇÃO 700.....	110
FIGURA 45 - TOMBADOR LATERAL HILO.....	113
FIGURA 46 - TOMADOR DE AMOSTRAS OBLÍQUO HIDRÁULICO. ....	114
FIGURA 47 - SEPRAÇÃO E LIMPEZA DA CANA. ....	115
FIGURA 48 - MESA ALIMENTADORA .....	116
FIGURA 49 - PICADOR DE CANA. ....	117
FIGURA 50 - ESTEIRA RÁPIDA DE BORRACHA.....	118
FIGURA 51 - TERNOS DA MOENDA. ....	120
FIGURA 52 - PENEIRA ROTATIVA. ....	121
FIGURA 53 - SISTEMA DE SULFITAÇÃO E TANQUE DE CALAGEM.....	122
FIGURA 54 - DECANTADOR TIPO DORR.....	123
FIGURA 55 - VISTA FRONTAL DO FILTRO ROTATIVO .....	124
FIGURA 56 - CENTRÍFUGA AUTOMÁTICA DA SÉRIE MAC .....	128
FIGURA 57 - SECADOR ESFRIADOR.....	129
FIGURA 58 - DETERMINAÇÃO DO NÚMERO DE DORNAS .....	130
FIGURA 59 - CENTRIFUGA SEPARADORA DE FERMENTO.....	132
FIGURA 60 - CALDEIRA MONODRUM AMD-107-9GI.....	135
FIGURA 61 - LAVADOR DE GASES CICLÔNICO. ....	136
FIGURA 62 - ESQUEMA DE FUNCIONAMENTO DE UM DESAERADOR.....	136
FIGURA 63 - DESAERADOR.....	137
FIGURA 64 - CLASSIFICAÇÃO DO MAPA DE RISCO .....	142
FIGURA 65 - MAPA DE RISCO DA USINA RIO DOCE.....	143
FIGURA 66 - FLUXO DE CAIXA NA VISÃO DO EMPREENDIMENO.....	160
FIGURA 67 - FLUXO DE CAIXA NA VISÃO DO ACIONISTA.....	160
FIGURA 68 - PONTO DE EQUILÍBRIO .....	161

## LISTA DE TABELAS

TABELA 1 - PARÂMETROS DE CONTROLE DE ÁGUA PARA CALDEIRAS.....	46
TABELA 2 - COMPOSIÇÃO DA CANA-DE-AÇÚCAR E DOS SÓLIDOS SOLÚVEIS. .....	50
TABELA 3 - VAZÕES MASSICAS E COMPOSIÇÃO DOS COMPONENTES DA LIMPEZA DE CANA A AR.....	52
TABELA 4 - VAZÕES MASSICAS E COMPOSIÇÃO DOS COMPONENTES DA LIMPEZA DE CANA COLHIDA MANUALMENTE.....	53
TABELA 5 - VAZÕES MASSICAS E COMPOSIÇÃO DOS COMPONENTES DO PREPARO.....	54
TABELA 6 - VAZÕES MASSICAS E COMPONENTES DAS CORRENTES DA MOENDA. ....	57
TABELA 7 - VAZÕES MÁSSICAS E COMPOSIÇÃO DAS CORRENTES DO PENEIRAMENTO.....	58
TABELA 8 - VAZÕES MÁSSICAS E COMPOSIÇÃO DAS CORRENTES DA SULFITAÇÃO.....	59
TABELA 9 - VAZÕES MÁSSICAS E COMPOSIÇÃO DAS CORRENTES DA SULFITAÇÃO.....	61
TABELA 10 - VAZÕES MÁSSICAS E COMPOSIÇÃO DAS CORRENTES DA CALEAÇÃO.....	62
TABELA 11 - VAZÕES MÁSSICAS E COMPOSIÇÃO DAS CORRENTES DA DECANTAÇÃO. ....	64
TABELA 12 - VAZÕES MÁSSICAS E COMPOSIÇÃO DAS CORRENTES DO FILTRO. ....	65
TABELA 13 - VAZÕES MÁSSICAS E COMPOSIÇÃO DAS CORRENTES DO CALDO PENEIRADO.....	66
TABELA 14 - VAZÕES MÁSSICAS E COMPOSIÇÃO DAS CORRENTES DOS EVAPORADORES (CONTINUA). ....	71
TABELA 15 - VAZÕES MÁSSICAS E COMPOSIÇÃO DAS CORRENTES DO COZEDOR A.....	75
TABELA 16 - VAZÕES MÁSSICAS E COMPOSIÇÃO DAS CORRENTES DA CENRIFUGA A.....	76
TABELA 17 - VAZÕES MÁSSICAS E COMPOSIÇÃO DAS CORRENTES DO COZEDOR B.....	76
TABELA 18 - VAZÕES MÁSSICAS E COMPOSIÇÃO DAS CORRENTES DA CENTRIFUGA B.....	76
TABELA 19 - VAZÕES MÁSSICAS E COMPOSIÇÃO DOS COMPONENTES DAS CORRENTES DE SECAGEM DO AÇÚCAR. ....	80
TABELA 20 - VAZÕES MÁSSICAS E COMPOSIÇÃO DOS COMPONENTES DAS CORRENTES DE RESFRIAÇÃO DO AÇÚCAR. ....	81
TABELA 21 - VAZÕES MÁSSICAS E COMPOSIÇÃO DOS COMPONENTES DAS CORRENTES DO PREPARO DO MOSTO .....	87
TABELA 22 - VAZÕES MÁSSICAS E COMPOSIÇÃO DOS COMPONENTES DAS CORRENTES DA DORNA (CONTINUA). ....	89
TABELA 23 - VAZÕES MÁSSICAS E COMPOSIÇÃO DOS COMPONENTES DAS CORRENTES DA CENTRIFUGAÇÃO.....	91
TABELA 24 - VAZÕES MÁSSICAS E COMPOSIÇÃO DOS COMPONENTES DAS CORRENTES DA CUBA.....	93

TABELA 25 - VAZÕES MÁSSICAS E COMPOSIÇÃO DOS COMPONENTES DAS CORRENTES DO BM DA DESTILAÇÃO .....	95
TABELA 26 - VAZÕES MÁSSICAS E COMPOSIÇÃO DOS COMPONENTES DAS CORRENTES DO BM DA DESTILAÇÃO .....	95
TABELA 27 - COMPOSIÇÃO DA FIBRA DO BAGAÇO.....	99
TABELA 28 - COMPOSIÇÃO DO AR DE ALIMENTAÇÃO E DOS PRODUTOS DE COMBUSTÃO NA CALDEIRA. ....	101
TABELA 29 - VAZÕES MÁSSICAS E COMPOSIÇÃO DOS COMPONENTES DAS CORRENTES DA LAVAGEM DOS GASES. ....	102
TABELA 30 - DADOS PARA O BALANÇO DE ENERGIA NA GERAÇÃO DE VAPOR .....	107
TABELA 31 - ENERGIAS ENVOLVIDAS NA COGERAÇÃO .....	108
TABELA 32 - ÁREAS DE TROCA TERMICA DOS EVAPORADORES .....	126
TABELA 33 - FRAÇÕES MOLARES E COEFICIENTES DA COLUNA 1 .....	133
TABELA 34 - FRAÇÕES MOLARES E COEFICIENTES DA COLUNA 2 .....	134
TABELA 35 - TEMPERATURA, VAZÃO E CP DAS CORRENTES .....	138
TABELA 36 - TEMPERATURA, VAZÃO E CP DAS CORRENTES. ....	139
TABELA 37 - CORRENTES E EQUIPAMENTOS QUE USAM UTILIDADES.....	139
TABELA 38 - CONTRIBUIÇÃO DO SEGURADO PARA PAGAMENTO DE REMUNERAÇÃO PARA EMPREGADO, EMPREGADO DOMÉSTICO E TRABALHADOR AVULSO 2018.....	146
TABELA 39 - CÁLCULOS DE CUSTO DO SETOR ADMINISTRATIVO.....	149
TABELA 40 - CÁLCULOS DE CUSTO DO SETOR DE PRODUÇÃO INDUSTRIAL. ....	150
TABELA 41 - CÁLCULOS DE CUSTO DO SETOR AGRÍCOLA.....	150
TABELA 42 - GASTOS MENSAIS DISCRIMINADOS COM O SETOR ADMINISTRATIVO.....	151
TABELA 43 - GASTOS MENSAIS DISCRIMINADOS COM O SETOR DE PRODUÇÃO INDUSTRIAL. ....	151
TABELA 44 - GASTOS MENSAIS DISCRIMINADOS COM O SETOR AGRÍCOLA. ....	152
TABELA 45 - CUSTO DA TERRA E PLANTIO .....	154
TABELA 46 - CUSTOS PARA CONSTRUÇÃO DAS INSTALAÇÕES.....	155
TABELA 47 - CUSTOS COM VEÍCULOS. ....	156
TABELA 48 - RECEITA BRUTA COM A VENDA DOS PRODUTOS ANUALMENTE .....	157
TABELA 49 - IMPOSTOS.....	158
TABELA 50 - SIMULAÇÃO DO PAGAMENTO DO FINANCIAMENTO .....	158
TABELA 51 - FLUXO DE CAIXA E PLAYBACK.....	159

## LISTA DE ABREVIATURAS

a.C. - antes de Cristo

BM - Balanço de Massa

CGEE- Centro de Gestão e Estudos Estratégicos

CNNPA - Comissão Nacional de Normas e Padrões para Alimentos

EMBRAPA - Empresa Brasileira de Pesquisa Agropecuária

ETA - Estação de Tratamento de Água

EUA - Estados Unidos da América

MME- Ministério de Minas e Energia

Nº - número

OMC - Organização Mundial de Comércio

PGA - Programa de Gestão Ambiental

pH - Potencial Hidrogeniônico

Proálcool - Programa Nacional do Alcool

SENAC - Serviço Nacional de Aprendizagem Comercial

UFPE - Universidade Federal de Pernambuco

Unced - *United Nations Conference on Environment and Development*

V.C. - Volume de Controle

VHP - *Very High Polarization*

## LISTA DE SÍMBOLOS

% - Porcentagem

°Brix - grau Brix

°C - graus Celsius

°GL - Gay Lussac

°INPM - Instituto Nacional de Pesos e Medidas

C<sub>2</sub>H<sub>5</sub>OH - Etanol

CaO - Óxido de cálcio

CO<sub>2</sub> - Gás carbônico

cm - Centímetro

h - Hora

hec - Hectare

K - Potássio

kg - Quilograma

km - Quilômetro

L - Litro

m - Metro

m/s - Metro por segundo

mm - Milímetro

N - Nitrogênio

OH - Hidroxila

P<sub>2</sub>O<sub>5</sub> - Pentóxido de fósforo

SO<sub>2</sub> - Anidrido Sulfuroso

R\$ - Real

t - Tonelada

US\$ - Dólar

WC - *Water closet*

## SUMÁRIO

<b>1 EMPRESA</b> .....	<b>18</b>
<b>2 INTRODUÇÃO</b> .....	<b>20</b>
<b>3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA</b> .....	<b>23</b>
3.1 HISTÓRIA .....	23
3.2 CANA-DE-AÇÚCAR.....	26
<b>3.3 AÇÚCAR</b> .....	<b>28</b>
3.4 ETANOL.....	29
<b>4 ESTUDO DE MERCADO</b> .....	<b>31</b>
4.1 CONTEXTUALIZAÇÃO MUNDIAL E NACIONAL .....	31
4.2 DETERMINAÇÃO DO MERCADO CONSUMIDOR .....	34
<b>5 CARACTERIZAÇÃO DO PROJETO</b> .....	<b>37</b>
5.1 FATORES DETERMINANTES PARA A LOCALIZAÇÃO DA EMPRESA .....	37
5.2 DETERMINAÇÃO DA PRODUÇÃO .....	40
5.3 DEFINIÇÕES NO NEGÓCIO .....	40
5.4 ESTRUTURA ORGANIZACIONAL .....	41
5.5 GESTÃO AMBIENTAL .....	43
5.6 FLUXOGRAMA E LAYOUT.....	43
<b>6 PROJETO DO PROCESSO (BALANÇO DE MASSA E ENERGIA)</b> .....	<b>45</b>
6.1 ESTAÇÃO DE TRATAMENTO DE ÁGUA (ETA) – SEÇÃO 200.....	45
6.2 PLANTIO E COLHEITA – SEÇÃO 300 .....	49
6.3 EXTRAÇÃO E TRATAMENTO DO CALDO - SEÇÃO 400 .....	50
6.3.1 <i>Recepção, Amostragem e Preparo</i> .....	50
6.3.2 <i>Tratamento da água de lavagem da cana</i> .....	54
6.3.3 <i>Moenda e Peneiramento</i> .....	55
6.3.4 <i>Sulfitação</i> .....	58
6.3.5 <i>Calagem</i> .....	60
6.3.6 <i>Flasheamento</i> .....	61
6.3.7 <i>Decantação</i> .....	62
6.3.8 <i>Filtração</i> .....	64
6.3.9 <i>Peneiramento do Caldo Clarificado</i> .....	66
6.4 PROCESSO DE PRODUÇÃO DO AÇÚCAR VHP - SEÇÃO 500.....	69
6.4.1 <i>Evaporadores</i> .....	69
6.4.2 <i>Cozedor, Cristalizador e Centrifuga</i> .....	73
6.4.3 <i>Secador</i> .....	79
6.4 PROCESSO DE PRODUÇÃO DE ETANOL HIDRATADO - SEÇÃO 600.....	86
6.4.1 <i>Preparo do Mosto</i> .....	86
6.4.2 <i>Fermentação</i> .....	87
6.4.3 <i>Centrifugação</i> .....	90
6.4.4 <i>Tratamento do Fermento</i> .....	92
6.4.5 <i>Destilação</i> .....	93
6.4.6 <i>Lagoa da vinhaça</i> .....	97



6.5 UTILIDADES - SEÇÃO 700.....	99
6.5.1 Cogeração.....	99
6.5.2 Lagoa aspersora .....	109
6.6 ESTAÇÃO DE TRATAMENTO DE EFLUENTES (ETE) – SEÇÃO 800.....	111
<b>7 CONTROLE DE QUALIDADE .....</b>	<b>112</b>
<b>8 DIMENSIONAMENTO DOS EQUIPAMENTOS.....</b>	<b>113</b>
8.1 RECEBIMENTO, EXTRAÇÃO E TRATAMENTO DO CALDO - SEÇÃO 400 ...	113
8.1.1 Hilo.....	113
8.1.2 Sonda rotativa oblíqua.....	114
8.1.3 Sistema de Separação e Limpeza da Cana .....	115
8.1.4 Mesa Alimentadora .....	115
8.1.5 Picador .....	116
8.1.6 Desfibrador.....	117
8.1.7 Esteira Rápida de Borracha .....	118
8.1.8 Moagem .....	118
8.1.9 Peneira Rotativa.....	120
8.1.10 Sulfitação.....	121
8.1.11 Calagem.....	122
8.1.12 Aquecedor .....	122
8.1.13 Decantador.....	123
8.1.14 Filtro de Lodo .....	124
8.1.15 Peneira .....	124
8.2 PROCESSO DE PRODUÇÃO DO AÇÚCAR VHP - SEÇÃO 500.....	125
8.2.1 Evaporadores.....	125
8.2.2. Cozedor.....	126
8.2.3 Cristalizador .....	126
8.2.4. Centrífuga.....	127
8.2.5 Secador.....	128
8.3 PROCESSO DE PRODUÇÃO DE ETANOL HIDRATADO - SEÇÃO 600.....	129
8.3.1 Tanque de Preparo do Mosto.....	129
8.3.2 Dorna.....	129
8.3.3 Centrífuga para a Produção de Álcool .....	131
8.3.4 Cubas.....	132
8.3.5 Destilação.....	132
8.4 UTILIDADES - SEÇÃO 700.....	134
8.4.1 Caldeira.....	134
8.4.2 Lavador de Gases.....	135
8.4.3 Desaerador.....	136
<b>9 INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA.....</b>	<b>138</b>
<b>10 SEGURANÇA DO TRABALHO .....</b>	<b>141</b>
10.1 MAPA DE RISCO.....	142
<b>11 ANÁLISE FINANCEIRA.....</b>	<b>144</b>
11.1 MÃO DE OBRA.....	144
11.1.1 Composição da mão de obra e encargos sociais.....	145

11.1.2 Gastos com mão de obra .....	149
11.2 TERRENO DA PLANTA INDUSTRIAL.....	153
11.3 TERRENO E CUSTOS PARA CULTIVO .....	153
11.4 EQUIPAMENTOS/ CONSTRUÇÃO CIVIL .....	154
11.5 VEÍCULOS AGRÍCOLAS E AUTOMOBILÍSTICOS.....	155
11.6 CAPITAL DE GIRO .....	156
11.7 RECEITA BRUTA.....	156
11.8 IMPOSTOS .....	157
11.9 FINANCIAMENTO.....	158
11.10 DRE.....	159
11.11 TIR.....	161
11.12 PONTO DE EQUILÍBRIO .....	161
<b>12 CONTROLE E AUTOMAÇÃO .....</b>	<b>163</b>
12.1 CONTROLE E AUTOMAÇÃO DAS SEÇÕES.....	164
12.1.1 Seção 400 .....	164
12.1.2 Seção 500 .....	165
12.1.3 Seção 600 .....	166
12.1.4 Seção 700 .....	167
<b>13 CONCLUSÃO .....</b>	<b>168</b>
<b>REFERÊNCIAS.....</b>	<b>169</b>
<b>APÊNDICES .....</b>	<b>176</b>
<b>ANEXO 1.....</b>	<b>229</b>
<b>GLOSSÁRIO.....</b>	<b>230</b>

## 1 EMPRESA

Com o intuito de representar os princípios de sustentabilidade defendidos pela Usina Rio Doce, desenvolveu-se o logotipo representado pela Figura 1.

FIGURA 1 - LOGOTIPO USINA RIO DOCE



FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2017).

A razão social da empresa será usina Rio Doce e, dentre suas diretrizes, terá como:

- Missão: o cultivo e industrialização da cana-de-açúcar para produção de açúcar VHP e etanol hidratado, com responsabilidade para com o meio

ambiente, criando uma indústria sustentável e zelando pela excelência do produto;

- Visão: criar uma empresa referência no setor sucroenergético pela qualidade dos produtos, gerando renda e desenvolvimento da região visando à satisfação de seus compradores e colaboradores;
- Valores: Ética, Sustentabilidade, Inovação e Responsabilidade.

## 2 INTRODUÇÃO

O uso de fontes de energias alternativas aos combustíveis fósseis vem ganhando importância no Brasil e no mundo, notoriamente após as variações no preço do petróleo na década de 1970 e, mais recentemente, em virtude das preocupações climáticas (CALLE; BAJAY; ROTHMAN, 2005).

A emissão de dióxido de carbono, óxidos de nitrogênio e enxofre, em consequência da queima de combustíveis fósseis, é a causa mais evidente da poluição do ar, afetando a qualidade desses nos centros urbanos, contribui, ainda, para a formação de chuva ácida e é uma das principais causas de alterações ambientais no mundo. Assim, há um consenso geral de que a conservação de energia e a transição para fontes de energia potencialmente renováveis mais limpas, juntamente com o desenvolvimento de tecnologias de redução da poluição, devem direcionar as políticas energéticas no futuro para que as metas de conservação do meio ambiente sejam alcançadas (CALLE; BAJAY; ROTHMAN, 2005; CORTEZ, 2010).

O painel "As fontes renováveis - Cenário energético global intensivo" preparado como parte da conferência Unced, realizada no Rio de Janeiro, em 1992, sugere que até o ano de 2050 as fontes renováveis de energia podem representar 3/5 do mercado mundial de eletricidade e 2/5 do mercado de combustível diretos (CALLE; BAJAY; ROTHMAN, 2005). O bom desempenho da geração hidráulica, eólica e por biomassa impulsionaram a participação de energias renováveis no Brasil, sendo que no ano de 2016, de acordo com o Ministério de Minas e Energia (MME, 2017), o país fechou com um total de 82,7% de fontes renováveis na Oferta Interna de Energia Elétrica.

Uma fonte de energia renovável a ser utilizada capaz de satisfazer as necessidades atuais e futuras e, ao mesmo tempo, assegurar um futuro ambiental ecologicamente sustentável é a biomassa (CALLE; BAJAY; ROTHMAN, 2005; CORTEZ, 2010).

Por meio da queima direta da biomassa é possível produzir calor ou eletricidade ou ainda ser convertida em combustíveis com auxílio de tecnologias de conversão como a fermentação, empregada na produção de alcoóis e a digestão bacteriana na produção de biogás (CALLE; BAJAY; ROTHMAN, 2005; LORA; VENTURINI, 2012).

A biomassa tem grande potencial como fonte de energia sustentável no Brasil, devido à sua grande disponibilidade de terras e condições climáticas favoráveis (CALLE; BAJAY; ROTHMAN, 2005).

De acordo com o Boletim Mensal de Energia de dezembro de 2016 elaborado pelo Ministério de Minas e Energia (MME, 2017), a biomassa assumiu a segunda colocação como fonte de geração mais importante no Brasil na Oferta Interna de Energia Elétrica (OIEE), com o registro de 8,8% superando os 8,1% de participação do gás natural.

Nesse cenário, a cana-de-açúcar (biomassa) ganhou grande importância, visto que é uma fonte de combustíveis líquidos que, em termos de produção de energia, possuem menor emissão de CO<sub>2</sub>, sendo assim, mais limpa. Além disso, seus resíduos como o bagaço, podem ser queimados diretamente para produção de eletricidade ou calor (CALLE; BAJAY; ROTHMAN, 2005; CORTEZ, 2010).

De acordo com o Centro de Gestão e Estudos Estratégicos (CGEE, 2009) e Ribeiro, Blumer e Horri (1999) a cana-de-açúcar trazida desde a antiguidade para o Brasil é o único insumo agrícola nacional, no qual sua produção perdurou do período colonial quando Martim Affonso de Souza introduziu esta cultura no país em 1532, até os dias atuais. Isto se deve as condições edafoclimáticas<sup>1</sup> que o país apresenta, uma vez que esta planta se desenvolve de maneira mais eficiente em climas que apresentam duas estações diferenciadas, ou seja, um inverno seco necessário para a maturação e conseqüente acúmulo de sacarose, e a primavera e verão com temperaturas e precipitações elevadas. Assim, as regiões tropicais do globo terrestre são as mais propícias para o desenvolvimento deste insumo, o que possibilitou uma boa adaptação desta cultura no Brasil (RIBEIRO; BLUMER; HORRI, 1999).

Outro fator que possibilitou a grande duração da produção da cana-de-açúcar ao longo da história do país foi à importância na economia mundial que os produtos desta planta apresentam desde os primórdios. Os altos lucros ocasionados pela exportação destes produtos do Brasil para a Europa, tanto para a metrópole portuguesa como para o Brasil quando deixou de ser colônia, evidenciam a

---

<sup>1</sup> Se refere características definidas através de fatores do meio tais como o clima, o relevo, a temperatura, a umidade do ar, a radiação, o tipo de solo, o vento, a composição atmosférica e a precipitação pluvial. As condições edafoclimáticas são relativas à influência dos solos nos seres vivos, em particular nos organismos do reino vegetal, incluindo o uso da terra pelo homem, a fim de estimular o crescimento das plantas.

importância do país como abastecedor das necessidades açucareiras em praticamente todo o mundo (ARAÚJO; SANTOS, 2013; MORAES; SHIKIDA, 2002).

O processamento desta cultura gera subprodutos e resíduos como o bagaço, que tem se apresentado como uma importante fonte de energia alternativa para a indústria de álcool e açúcar. Segundo o Ministério de Minas e Energia (MME, 2003), 5,8% do bagaço da cana-de-açúcar disponível para ser consumido como combustível foi convertido em eletricidade, em sistemas de cogeração nas usinas de açúcar. Já no ano de 2016, de um total de geração de 54 TWh por biomassa, o bagaço e a palha da cana contribuíram com 36 TWh, ou seja 67%, evidenciando a importância da cultura da cana no país (MME, 2017).

A torta de filtro e a vinhaça são outros subprodutos resultantes do processamento da cana-de-açúcar e, atualmente, são despejados nas áreas cultivadas como adubos alternativos. O manuseio da vinhaça, porém, deve ser cauteloso, pois o potássio (K) em excesso pode lixiviar e penetrar nos lençóis freáticos, aumentando, assim, os sólidos dissolvidos totais, além do nitrogênio (N) passível de percolação e eutrofização em águas subterrâneas (MARAFANTE, 1993; MEURER, 2012).

Verifica-se, assim, que a indústria sucroenergética é um complexo envolvendo vários campos da engenharia, que vão desde a produção e abastecimento da indústria com matéria-prima para o gerenciamento dos insumos, dos resíduos e dos subprodutos, e da versatilidade da produção, seja para a produção de açúcar ou de etanol, culminando no armazenamento e comercialização destes produtos (CALLE; BAJAY; ROTHMAN, 2005; COSTA, 2007).

Diante do quadro descrito, o presente projeto visa realizar um estudo mercadológico e de manufatura do setor sucroalcooleiro com o objetivo de desenvolver e projetar uma usina de açúcar *Very High Polarization* (VHP) e etanol hidratado englobando o estudo de mercado, balanço de massa e energia do processo, integração energética, dimensionamento e, por fim, uma análise financeira do empreendimento.

### 3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

#### 3.1 HISTÓRIA

O primeiro registro de contato do homem com a cana ocorreu no território compreendido hoje como a Nova Guiné e, posteriormente, na Índia. No ocidente verifica-se registros desta planta em 327 a.C no império de Alexandre, o Grande e, posteriormente, no século XI, no Egito, onde os árabes iniciaram seu cultivo, desenvolvendo um açúcar de boa procedência devido ao surgimento da clarificação do caldo (MACHADO, 2003).

Com o alto consumo do açúcar pelas monarquias e nobreza europeia, esse produto passou a ter grande importância econômica. No período do Renascimento, com a ascensão das navegações, a produção da cana-de-açúcar na Europa foi facilitada, sendo, assim, introduzida na Ilha da Madeira em Portugal e, posteriormente, expandida para a América com a colonização porto-hispânica (MACHADO, 2003).

O cultivo da cana-de-açúcar no Brasil teve início com a colonização por parte dos portugueses, quando em 1532 a primeira muda de cana foi desembarcada no Brasil e sua produção teve início na capitania de São Vicente (litoral paulista). Assim, a região Nordeste do Brasil tornou-se a primeira e principal região produtora de açúcar do país durante o período colonial e até as primeiras décadas da fase republicana (MACHADO, 2003; VIAN, 2003).

Após várias dificuldades enfrentadas no desenvolvimento da produção de cana de açúcar, o Brasil passou a monopolizar a produção de açúcar junto com a Holanda e, assim, as regiões produtoras prosperaram rapidamente devido ao alto consumo de açúcar na Europa que era propiciado pela exploração de ouro e prata nas novas colônias (VIAN, 2003).

Porém, com a anexação de Portugal à Espanha em 1578 e o início do combate ao protestantismo praticado na Holanda, o comércio de açúcar holandês entrou em decadência, resultando na invasão de Pernambuco (maior produtor de cana brasileiro) pelos holandeses. Posteriormente, teve início o plantio de cana no Caribe e na Antilhas, culminando na queda do monopólio brasileiro de açúcar, que se acentuou cada vez mais a partir do século XVII com a disputa entre França e



Inglaterra como maiores produtores em suas respectivas colônias (MACHADO, 2003; VIAN, 2003).

No início do século XIX, com o bloqueio continental introduzido a Napoleão, e a impossibilidade de receber o açúcar advindo de suas colônias ou de outros lugares além-mar, iniciou-se os incentivos à produção de açúcar a partir da beterraba na Europa, graças à técnica desenvolvida por Andrés Marggraf, em 1747. Assim, finalmente, a Europa não dependeria mais da importação de açúcar de outros continentes (VIAN, 2003).

A revolução industrial possibilitou a utilização de novas tecnologias e equipamentos, o que culminou em um desenvolvimento nunca visto das indústrias produtoras de açúcar, tanto de beterraba como de cana, fato este que em conjunto com o fim da escravatura impossibilitou a concorrência dos engenhos tradicionais brasileiros com a Europa e suas colônias (MACHADO, 2003).

Somente na metade do século XIX é que medidas para reverter essa situação foram adotadas, com a criação dos Engenhos Centrais, um programa de modernização da produção criado e incentivado por Dom Pedro II. Contudo, devido ao desconhecimento dos novos equipamentos e a falta de interesse, os engenhos centrais não obtiveram êxito (MACHADO, 2003; VIAN, 2003).

Em meados do século XX, a crise da cafeicultura incentivou o cultivo de cana-de-açúcar, levando à aquisição de equipamentos mais modernos e o início do novo modelo de produção de açúcar, a partir das conhecidas usinas de açúcar, assim havendo a expansão da fabricação de cachaça e o crescente uso da cultura para alimentação animal (principalmente do gado leiteiro). Por meio desse desenvolvimento e com a aquisição de terras no interior do estado de São Paulo pelos imigrantes europeus, o estado se consolidou como o grande produtor de cana e de açúcar do país, com a transformação dos engenhos de aguardente em usinas de açúcar. Com essa expansão desde a 2ª Guerra Mundial, a indústria açucareira brasileira investiu, cada vez mais, em aumentar a produção, desenvolvendo novas variedades de cana, mais produtivas e resistentes a pragas (MACHADO, 2003).

A partir da década de 70, com a crise do petróleo, a produção de cana passou a ter outro foco, sendo assim destinada a produção de álcool, que devido às descobertas de Nicolas Otto no final do século XIX, passou a ser utilizado como combustível. Este fato resultou na renovação e modernização das usinas e, também,

no surgimento de outras regiões produtoras de cana, como o Paraná, Minas Gerais e Mato Grosso (MACHADO, 2003; VIAN, 2003; MORAES; SHIKIDA, 2002).

Ainda durante a Segunda Guerra Mundial, com a redução da oferta de petróleo, o etanol e o gasogênio começaram a ganhar força no Brasil, entretanto, com o fim da guerra, o petróleo voltou a ser importado, implicando na diminuição do etanol no mercado, apesar de continuar sendo misturado à gasolina como ocorre desde 1931 quando a adição de 5% de etanol à gasolina passou a ser obrigatória. Desde então, a mistura etanol-gasolina passou a variar significativamente, até que em 1966 o governo fixou como limite máximo 25% de etanol na gasolina (VIAN, 2003).

Somente em 1975, o etanol foi introduzido de fato à matriz energética do Brasil, após a criação do Programa Proálcool (Programa Nacional do Álcool) por meio da Lei nº 76.593. O programa surgiu devido à crise do petróleo estabelecida em 1973, momento em que o Brasil ficou muito dependente da importação do petróleo (BIODIESELBR, 2006; VIAN, 2003).

Em 1979, com o segundo choque do petróleo, o país foi obrigado a encontrar uma nova fonte de energia, assim teve-se início a segunda fase do Proálcool com a Lei nº 83.700 de 79, na qual se iniciou a produção de álcool hidratado a ser utilizado em motores de ciclo Otto modificados para funcionar com 100% de etanol. Seu auge foi em 1985, quando a produção de veículos movidos exclusivamente a álcool alcançou 92,7% do total produzido (BIODIESELBR, 2006; CRUZ, GUERREIRO, RAIHER, 2012).

O Proálcool chegou então com o objetivo de garantir o abastecimento de combustível para o país, fazer a substituição da gasolina pura por um combustível renovável, e desenvolver tecnologicamente a indústria da cana-de-açúcar e do álcool (CRUZ, GUERREIRO, RAIHER, 2012).

A partir de 1986, o preço do petróleo começou a se estabilizar e o mercado do açúcar entrou em ascendência, de modo que a produção de cana-de-açúcar foi redirecionada para produção de açúcar. Com isso, o governo diminuiu o investimento na produção de álcool e o programa entrou em uma fase estacionária. Embora a produção tenha se estagnado, a demanda de álcool continuou aumentando, culminando na crise de abastecimento em 1989, obrigando o governo a importar álcool hidratado para suprir essa demanda (BIODIESELBR, 2006; CRUZ, GUERREIRO, RAIHER, 2012).

O ano de 1996 marcou o início da redefinição do programa, quando o governo liberou o mercado de álcool combustível, com seu preço sendo determinado pelas condições de oferta e procura. Os subsídios oferecidos pelo governo foram reduzidos fazendo com que muitos produtores falissem, enquanto que outros passaram a priorizar a produção de açúcar, que estava em ascensão. Desse modo, em 1999, iniciou-se a crise do programa (BIODIESELBR, 2006; CRUZ, GUERREIRO, RAIHER, 2012).

O Proálcool voltou a se reerguer a partir do ano 2000, decorrente do novo aumento do preço do petróleo e da conscientização da população após o Protocolo de Kyoto, que busca a diminuição da poluição proveniente da queima de combustíveis fósseis. Em 2003, surgiram os carros *flexfuel*, movidos tanto a etanol quanto a gasolina. Entretanto, com o preço do petróleo em alta, o etanol era considerado a preferência do consumidor. A partir de então houve no Brasil um aumento da área de cultivo de cana-de-açúcar, bem como da produção de álcool (ABRAMOVAY, 2009; CRUZ; GUERREIRO; RAIHER, 2012).

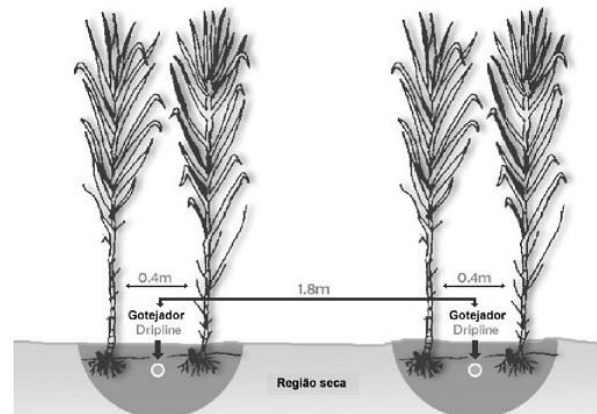
No ano de 2008, cerca de 90% dos automóveis produzidos no país eram *flexfuel*. Em 2010, o etanol passou a ser utilizado em carros de competição (Stock Car) (TAVORA, 2011).

Estima-se que o investimento total no Proálcool tenha sido de, aproximadamente, 12 bilhões de dólares desde 1976 e que o programa tenha proporcionado ao país uma economia de cerca de 29 bilhões de dólares em divisas. O investimento teve como resultado a produção duas vezes maior de etanol por hectare e a redução do custo de produção em uma média de 3,5% ao ano nos últimos 20 anos (ROSILLO-CALE; CORTEZ, 1998).

### 3.2 CANA-DE-AÇÚCAR

A cana-de-açúcar, Figura 2, é caracterizada como uma planta perenal pertencente à família da gramínea, que inclui mais de 5000 espécies. É uma planta fina de formato cilíndrico, folhas grandes, caules robustos, fibrosos e articulados que são ricos em sacarose e podem alcançar mais de seis metros de altura. As variedades comerciais da cana são híbridos complexos de várias espécies dentro do gênero *Saccharum*, sendo a espécie mais conhecida a *Saccharum officinarum*, originária da Nova Guiné (CARDOSO, 2012; MARAFANTE, 1993).

FIGURA 2 - DESENHO REPRESENTATIVO DA CANA-DE-AÇÚCAR



FONTE: GAVA *et al.* (2011).

A cana é constituída por quatro partes principais: a raiz é ramificada e possui a capacidade de absorver água e nutrientes do solo, é também responsável pela sustentação dessa. O colmo possui formato cilíndrico, ereto e fibroso, podendo apresentar diversas cores. As folhas são os órgãos responsáveis pela respiração, transpiração e realização da fotossíntese. Por fim, as flores que caracterizam esta planta como hermafrodita (CARDOSO, 2012).

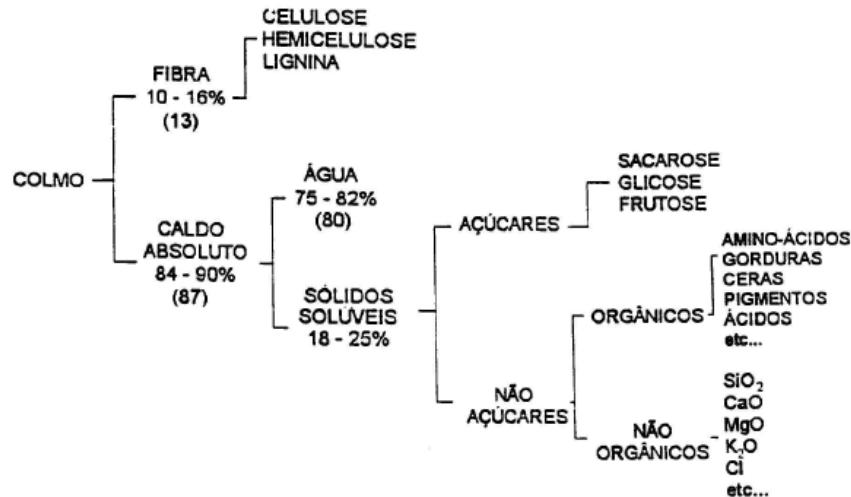
Segundo Marafante (1993), a produção de açúcares da cana-de-açúcar é possibilitada pela absorção de nutrientes pelas raízes e realização da fotossíntese nas folhas, já o armazenamento desses açúcares se dá prioritariamente no tecido esponjoso do talho ou haste.

De acordo com Ribeiro, Blumer e Horri (1999), a composição química da cana-de-açúcar é diversificada, devido às condições climáticas, propriedades físicas, microbiológicas e químicas do solo, tipologia cultivada, idade, variedade e estado de maturação.

O colmo da cana é constituído por caldo e fibras, conforme apresentado na Figura 3. As fibras são um conjunto de substâncias insolúveis em água, são compostas majoritariamente por celulose, lignina e pentosana, seu teor pode variar na faixa de 10 – 16% dependendo da variedade, idade, maturação e outros fatores. O caldo é uma solução impura e diluída de sacarose, sendo constituído por cerca 75% de água e 18% de sólidos solúveis ( $^{\circ}$ Brix), estes são agrupados em açúcares, que são representados principalmente pela sacarose, glicose e frutose e não açúcares. A sacarose é o componente mais importante, possuindo um valor médio de 17% na composição, dependendo do estágio de maturação, enquanto que a

frutose e a glicose apresentam valores em torno de 0,2 e 0,4%, respectivamente (RIBEIRO; BLUMER; HORRI, 1999).

FIGURA 3 - COMPOSIÇÃO DO COLMO DA CANA-DE-AÇÚCAR



FONTE: RIBEIRO; BLUMER; HORRI (1999).

Os componentes não açúcares inorgânicos são representados pelas cinzas e possuem como componentes elementares sílica, potássio, fósforo, cálcio, magnésio, ferro, cloro, alumínio, enxofre e outros. Já os orgânicos são compostos por substâncias nitrogenadas, gorduras, ceras, ácidos e materiais corantes (clorofila, sacaretina e antocianina) (RIBEIRO; BLUMER; HORRI, 1999).

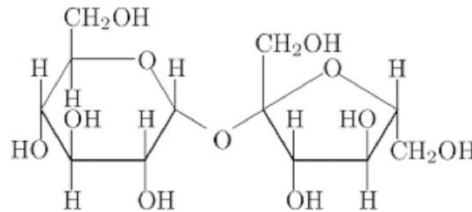
### 3.3 AÇÚCAR

A palavra açúcar tem origem no termo *çarkara* que significa grãos de areia. De acordo com a Comissão Nacional de Normas e Padrões para Alimentos em sua Resolução CNNPA nº 12 de 1978, o açúcar é definido como a sacarose obtida da *Saccharum officinarum*, ou da *Beta alba*, L., por processos industriais adequados, sendo o produto designado por "açúcar" e seguido da denominação correspondente às suas características (BRASIL, 1978).

Quimicamente falando, o açúcar é um carboidrato solúvel em água, sendo responsável por fornecer energia rápida para os organismos vivos. Os açúcares podem ser encontrados na forma de monossacarídeos, dissacarídeos ou

polissacarídeos, sendo a sacarose, Figura 4, o carboidrato presente em maior proporção na cana (CONSELHO REGIONAL DE QUÍMICA - CRQ, 2011).

FIGURA 4 - ESTRUTURA MOLECULAR DA SACAROSE



FONTE: CRQ (2011).

A extração do caldo da cana e posterior concentração deste é conhecido como o processo de produção de açúcar que pode resultar em variados tipos, como o açúcar mascavo, cristal, refinado, demerara, líquido, orgânico, *Very High Polarization* (VHP), refinado amorfo, entre outros. Porém, no Brasil, os açúcares mais fabricados são o cristal branco e demerara para consumo interno e o açúcar VHP destinado à exportação (MACHADO, 2012).

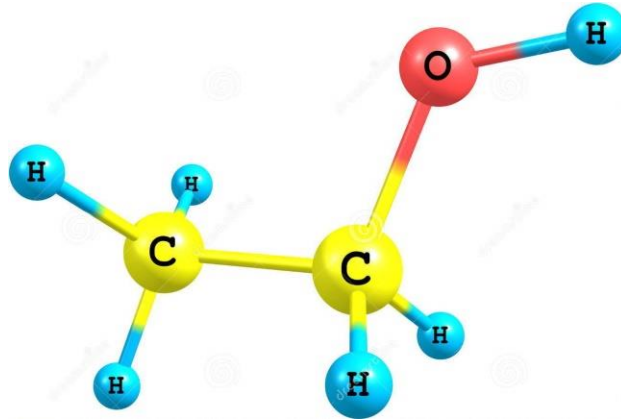
Devido a sua alta polarização, o açúcar VHP, é destinado ao refino e utilizado como matéria-prima para outros processos, podendo, também, ser usado para o consumo. É um açúcar de cor marrom claro com um pol de mais de 99,4%. A maior parte do açúcar VHP do mundo é produzido no Brasil a partir da cana-de-açúcar.

### 3.4 ETANOL

O etanol ou álcool etílico ( $C_2H_5OH$ ) é fabricado desde a antiguidade pelo processo de fermentação de matérias-primas sacarinas ou amiláceas (açúcares) de culturas agrícolas como milho, cana, mandioca, cereais e beterraba (MANOCHIO, 2014).

Quimicamente, o etanol é um composto orgânico classificado como um álcool, sendo formado por dois átomos de carbono que se ligam a cinco átomos de hidrogênio e uma hidroxila (OH) por ligações simples, Figura 5. Devido à sua polaridade, se dissolve facilmente em água, sendo um líquido incolor e inflamável (LORA; VENTURINI, 2012).

FIGURA 5 - MOLÉCULA DE ETANOL



FONTE: DEPOSITPHOTOS (2017).

Atualmente, o etanol se divide em dois tipos, etanol anidro e hidratado que se diferenciam pela quantidade de água presente em cada um. Contudo, até a etapa de fermentação, na qual o etanol hidratado é formado, o processamento é igual, porém, a formação de etanol anidro necessita ainda passar por um processo de destilação fracionada (LORA; VENTURINI, 2012; NOVA CANA<sup>a</sup>, [20--]).

O etanol hidratado é o álcool encontrado nos postos de combustível, possui em sua composição de 95,1% a 96% de etanol e o restante da sua composição é água. Esse tipo de álcool ainda é matéria prima para a produção de bebidas, tintas, vacinas, produtos de limpeza, cosméticos, entre outros (NOVA CANA<sup>a</sup>, [20--]).

O etanol anidro também conhecido como etanol puro ou absoluto, por sua vez, apresenta no mínimo 99,6% de etanol e o restante de água. Este é normalmente misturado à gasolina para diminuir o seu custo, elevar a octanagem e reduzir a emissão de gases combustíveis, estando presente também em tintas, aerossóis e solventes (NOVA CANA<sup>a</sup>, [20--]).

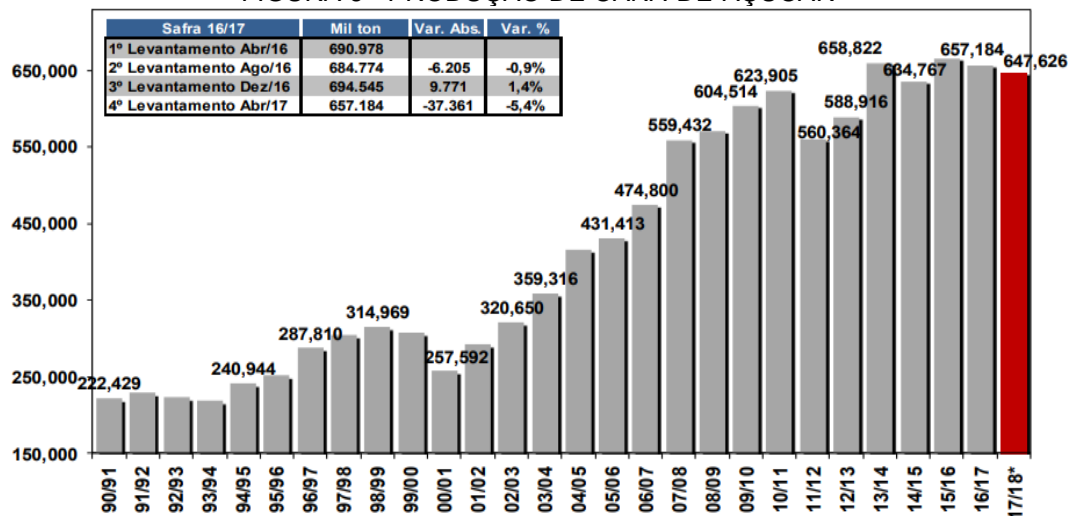
## 4 ESTUDO DE MERCADO

### 4.1 CONTEXTUALIZAÇÃO MUNDIAL E NACIONAL

A partir de medidas do governo brasileiro visando diminuir o protecionismo de países mais desenvolvidos à entrada do açúcar brasileiro, as recentes conquistas do Brasil na OMC (Organização Mundial de Comércio) em relação às barreiras tarifárias e a maior demanda por este produto no mercado interno e externo, o Brasil assumiu uma posição de liderança no cenário mundial de açúcar. Devido às políticas nacionais de incentivo à produção de etanol, introduzindo-o na gasolina, e o consequente aumento na frota de veículos *Flex*, fez a demanda de etanol no mercado interno crescer, tornando o Brasil o maior consumidor de etanol do mundo. Atualmente, a demanda brasileira de etanol hidratado é de, aproximadamente, 18,5 bilhões de litros por ano (SEBRAE, 2005; PORTAL DO AGRONEGÓCIO, 2013; CHERUBIN<sup>a</sup>, 2015).

Desde 1990, a produção da agroindústria brasileira apresenta um perfil crescente, destacando-se como produtora de cana-de-açúcar (Figura 6) e exportadora de açúcar e álcool, decorrente das vantagens competitivas que o Brasil possui, como a diminuição da produção açucareira europeia e, segundo Thorstensen e Jank (2005), devido ao efeito dos preços internacionais quanto à reversão na produção em muitas unidades fabris (SOUZA; LOPES; CHAVES, 2013).

FIGURA 6 - PRODUÇÃO DE CANA-DE-AÇÚCAR

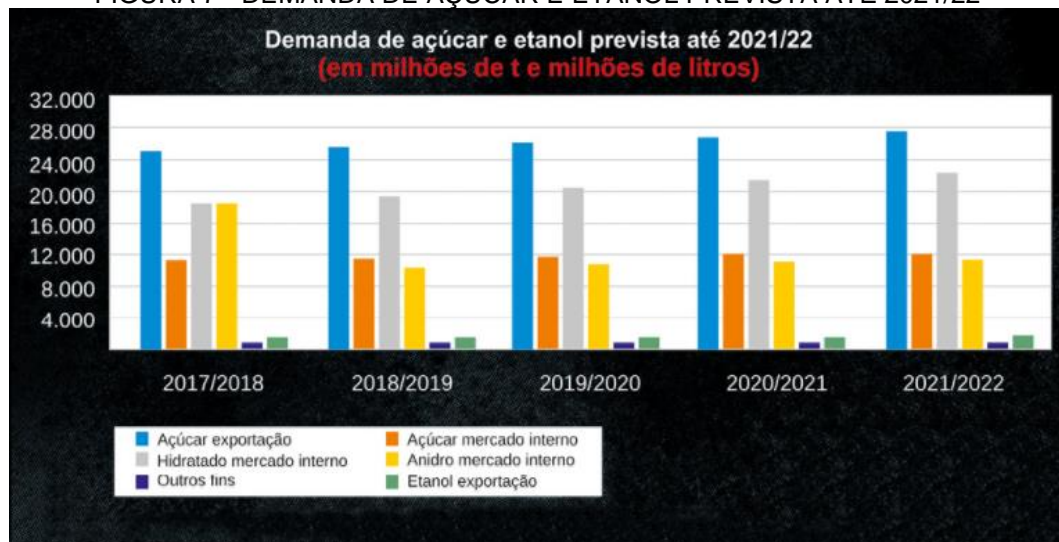


FONTE: BRADESCO (2017).



A atual demanda por alimentos e energia renovável decorrentes do crescimento populacional mundial, ao esgotamento das reservas de combustíveis fósseis e a poluição causada por esses resultou em um cenário favorável para a produção nacional de açúcar e álcool, uma vez que, de acordo com as previsões, a demanda por açúcar para exportação e consumo interno até 2022 será de, aproximadamente, 28 milhões e 12 milhões de toneladas, respectivamente, assim como a demanda de etanol hidratado que será, aproximadamente, de 23 milhões de litros para o consumo interno, conforme Figura 7, garantindo ao Brasil um maior espaço no mercado internacional (CHERUBIN<sup>a</sup>, 2015).

FIGURA 7 - DEMANDA DE AÇÚCAR E ETANOL PREVISTA ATÉ 2021/22



FONTE: CHERUBIN<sup>a</sup> (2015).

As grandes demandas resultaram na elevação da produção de cana-de-açúcar no país, que só foi possível devido à grande área territorial agricultável, formando uma grande área agrícola que apresenta um clima favorável ao desenvolvimento da cultura enquanto outras áreas do globo como na Europa apresentam espaço físico cada vez mais limitado e caro. Além dos fatores já mencionados o vasto território nacional ainda apresenta elevada fertilidade, garantindo um alto teor de sacarose, elevando assim, a produtividade.

Segundo Souza, Lopes e Chaves (2013), no Brasil, a partir de 1 hectare é possível produzir, aproximadamente, 6000 L de etanol, enquanto nos EUA, a mesma área produz apenas 3500 L de etanol, devido à diferença de matéria prima utilizada

para produção do etanol, uma vez que o Brasil utiliza a cana de açúcar e os Estados Unidos, o milho.

O elevado contingente populacional resulta em grande oferta de mão de obra que nem sempre é especializada, tornando o custo mais reduzido, ao contrário do que ocorre na Europa e nos EUA onde a mão de obra apresenta alta especialização e menor oferta, tornando-a mais cara (SEBRAE, 2005).

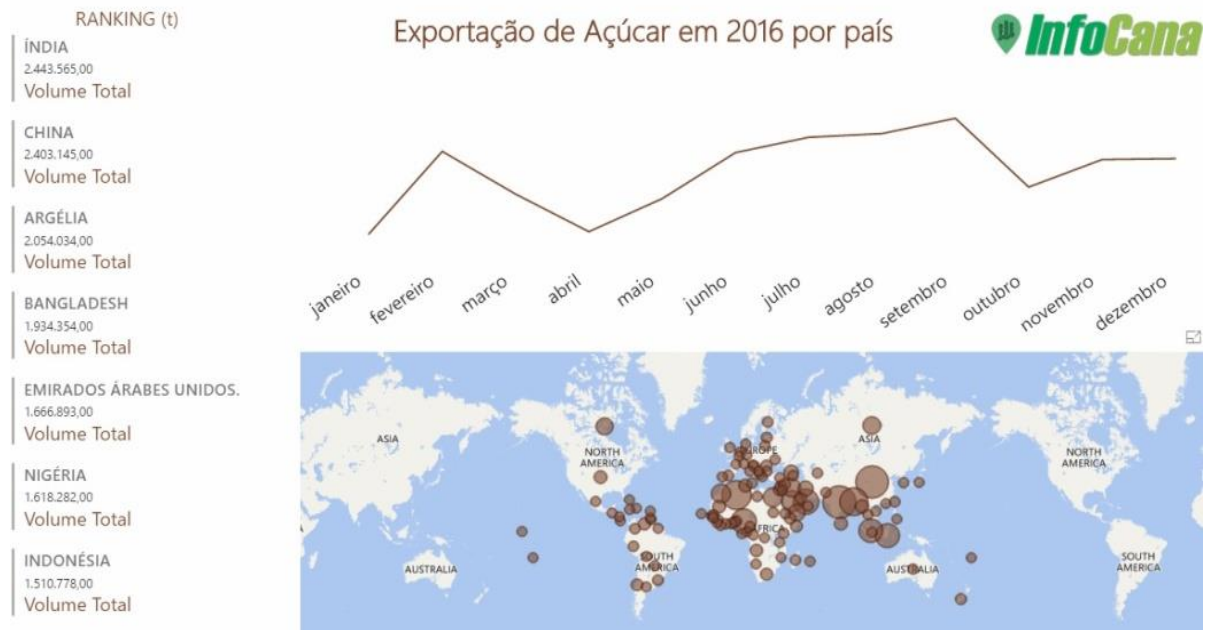
O estilo de proporção de produção apresentado pelas usinas brasileiras também é um fator que permitiu elevar a sua competitividade, uma vez que as porcentagens de produção podem ser alteradas de acordo com as demandas e rentabilidade do mercado. Os subprodutos da fabricação de açúcar no Brasil (mel final) podem ser utilizados para produção de etanol, fatos que maximizam a receita, ao contrário do que ocorre em outros países, onde a produção é essencialmente açucareira (SEBRAE, 2005).

Somando-se todos esses fatores, a produção nacional, no ano de 2013, apresentou um custo médio de produção do etanol a partir da cana-de-açúcar de US\$ 0,22, enquanto que nos EUA, onde a produção é advinda do milho, o custo foi, em média, de US\$ 0,30 e na União Europeia esse custo chegou a US\$ 0,55, ou seja, a produção de etanol brasileiro é mais rentável (SOUZA; LOPES; CHAVES, 2013).

No quadro atual, outro fator que contribui para o aumento da exportação desses produtos é a alta valorização do dólar em relação à moeda brasileira (real), resultando em um produto mais barato para os compradores exteriores e, conseqüentemente, aquecendo o mercado interno, assim como a virada no preço do açúcar no mercado internacional em 2016, devido à confirmação do déficit global da *commodity* para o ano de 2016/2017, fazendo com que aumentasse ainda mais as vendas internacionais do açúcar brasileiro (BERNARDES, 2017; PORTAL DO AGRONEGÓCIO, 2013).

Com todos estes incentivos, o Brasil tornou-se o maior produtor de etanol e açúcar do mundo desde que ultrapassou a produção da Índia e da União Europeia em 2002 sendo, atualmente, os maiores compradores, a Índia (8,45%), China (8,31%) e Argélia (7,1%), como pode se observar na Figura 8, constituindo, assim, o público alvo da exportação do açúcar da usina (BERNARDES, 2017; PORTAL DO AGRONEGÓCIO, 2013).

FIGURA 8 - EXPORTAÇÃO DE AÇÚCAR DO BRASIL EM 2016



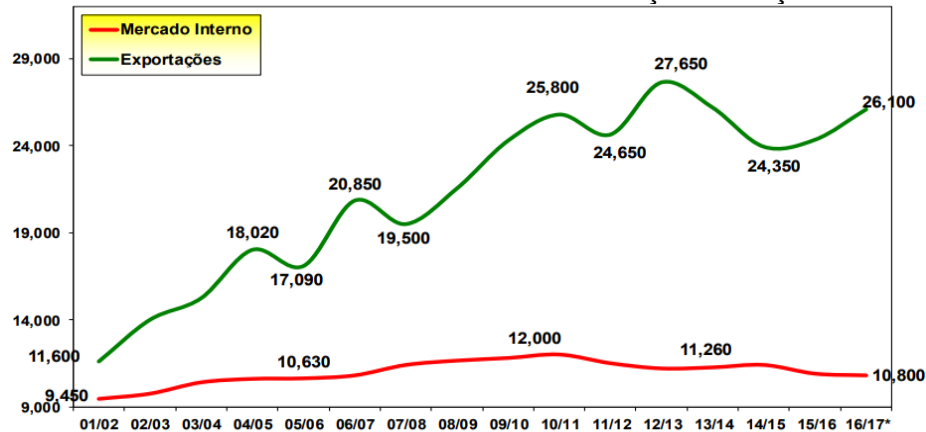
#### 4.2 DETERMINAÇÃO DO MERCADO CONSUMIDOR

A produção de açúcar do tipo VHP da usina terá como público alvo o mercado externo. Esta escolha tem como fundamentação o atual quadro do mercado, em que se verifica que o consumo interno de açúcar encontra-se estagnado em torno de 11 milhões de toneladas por ano (BRADESCO, 2017).

Já no mercado externo, a demanda de açúcar encontra-se em alta devido ao aumento da população que resultou na alta quantidade de açúcar utilizada na fabricação de alimentos industrializados como biscoitos, sorvetes, refrigerantes e outros, utilização deste na alimentação de animais, uso na mistura para cimentos, utilização do açúcar VHP nas refinarias europeias e preço mais baixo do produto brasileiro, como relatado anteriormente (SEBRAE, 2005; SOUZA; LOPES; CHAVES, 2013).

Esta diferença entre a demanda nacional e externa pode ser verificada pela Figura 9.

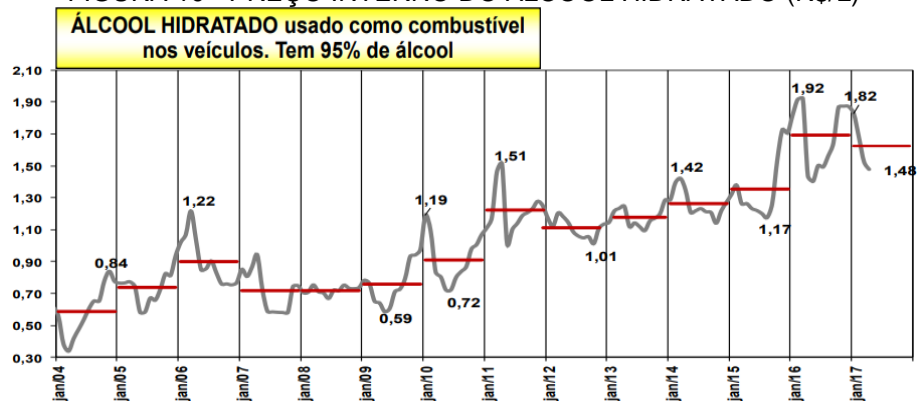
FIGURA 9 - CONSUMO INTERNO E EXPORTAÇÃO DE AÇÚCAR



FONTE: BRADESCO (2017).

Devido à grande flutuação de preços apresentada pelo etanol resultante da oscilação da cotação do petróleo, uma vez que sua utilização está ligada à gasolina, e da variação da carga tributária que ocorre de acordo com a situação financeira e política do país, a produção de álcool terá uma porcentagem menor no processo. O destino principal do etanol produzido será o mercado interno, ou seja, as companhias de distribuição de combustível, mais especificamente, localizadas na macrorregião de Rio Claro, onde se localizará a empresa. A flutuação de preço do etanol pode ser analisada na Figura 10 (BRADESCO, 2017).

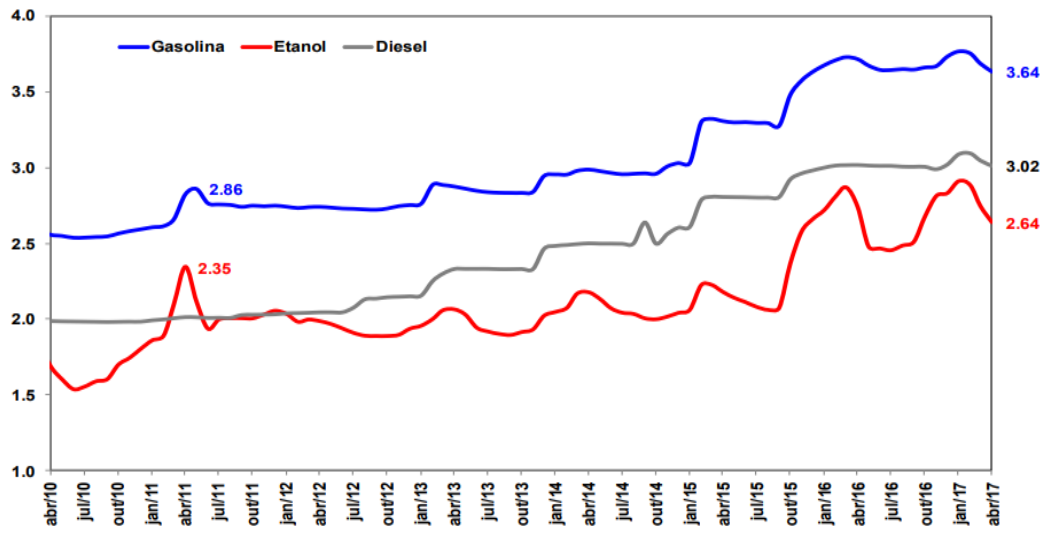
FIGURA 10 - PREÇO INTERNO DO ÁLCOOL HIDRATADO (R\$/L)



FONTE: BRADESCO (2017).

A escolha desse mercado consumidor de etanol também foi motivada pela demanda constante de álcool etílico no país, uma vez que a frota nacional apresenta grande porcentagem de carros que utilizam este combustível e ao menor preço deste frente a outros combustíveis fósseis utilizados (gasolina e diesel), como pode ser observado na Figura 11.

FIGURA 11 - PREÇO DO ETANOL HIDRATADO, GASOLINA E DIESEL (R\$/LITRO) NO BRASIL.



FONTE: BRADESCO (2017).

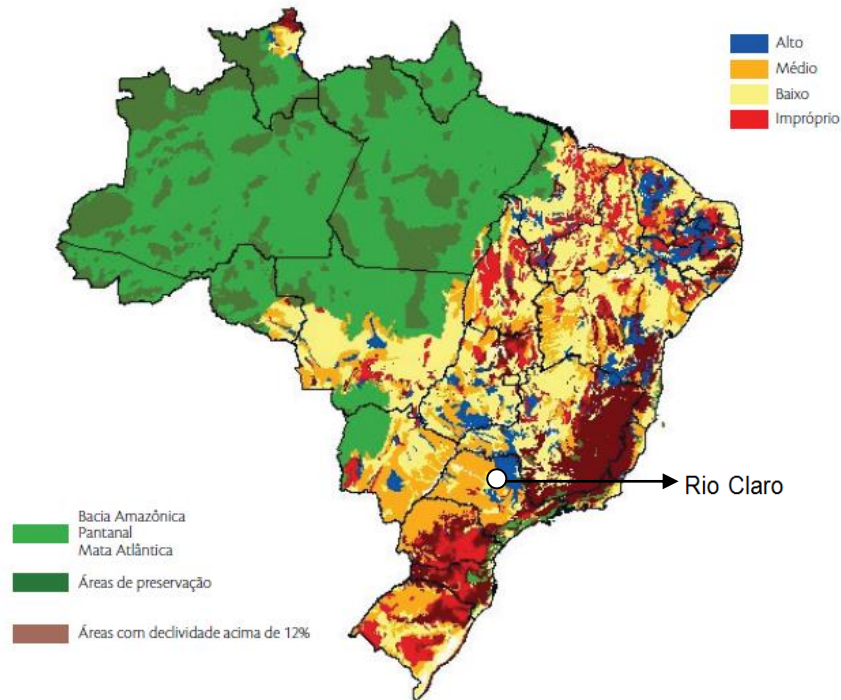
## 5 CARACTERIZAÇÃO DO PROJETO

### 5.1 FATORES DETERMINANTES PARA A LOCALIZAÇÃO DA EMPRESA

A usina será instalada na cidade de Rio Claro-SP devido a fatores climáticos, geográficos, de transporte e ausência de outras usinas na cidade. Rio Claro fica na Região Centro-Leste do estado de São Paulo, apresenta fácil acesso às principais rodovias e ferrovias do país, além de estar localizada em uma região com alto potencial de produção sem irrigação, como mostra a Figura 12, acarretando em economia na parte hídrica da indústria. A região também possui um clima favorável ao desenvolvimento da cana-de-açúcar, com um verão quente e chuvoso, temperaturas em janeiro ultrapassando a máxima média de 28,2°C e 239 mm de precipitações, e o inverno é frio e seco (PUPIM; MATTOS; JIMÉNEZ-RUEDA, 2010).

O solo da cidade é predominantemente do tipo argilossolo vermelho-amarelo, um solo que apresenta fertilidade média ou baixa e alta acidez, porém, para o desenvolvimento da cana-de-açúcar isto não é um desafio, pois esta planta apresenta alta rusticidade e capacidade de adaptar-se facilmente. A alta profundidade (superior a 1 m) apresentada por este tipo de solo também é um fator que facilita o desenvolvimento da cana, já que grandes profundidades facilitam o crescimento das raízes e, conseqüentemente, geram uma maior absorção de água. Seu maior estágio de desenvolvimento ocorre entre o quinto e sexto mês. Devido a esses fatores, 46% da produção agrícola de Rio Claro é de cana-de-açúcar (PUPIM; MATTOS; JIMÉNEZ-RUEDA, 2010; EMBRAPA, 2011).

FIGURA 12 - POTENCIAL DE PRODUÇÃO DA CANA SEM IRRIGAÇÃO.

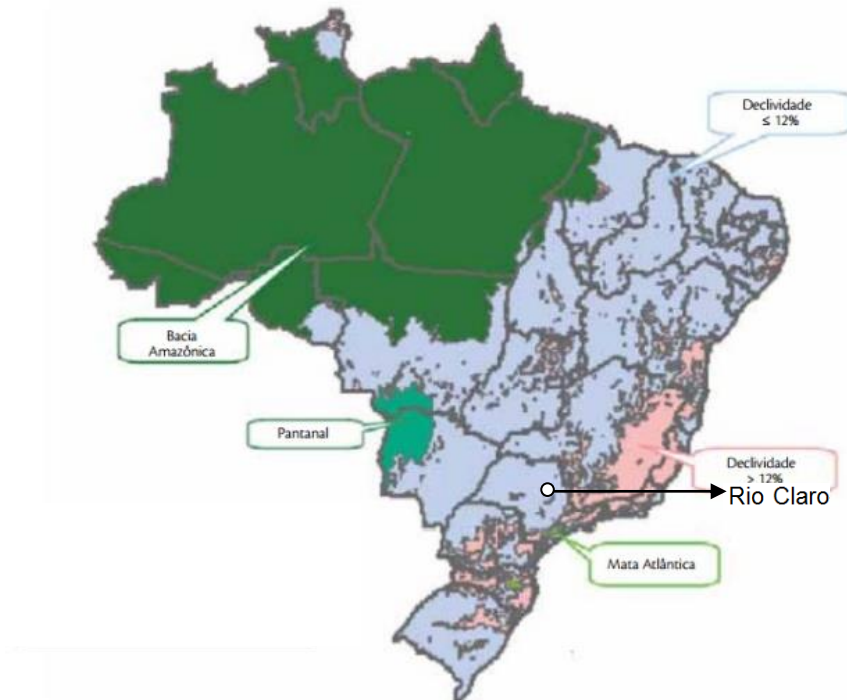


FONTE: ADAPTADO DE CGEE (2009).

Outra vantagem apresentada pela cidade está na localização, uma região fora de áreas de preservação e matas nativas. Apresenta, ainda, um relevo com declividade inferior a 12%, conforme a Figura 13, que é outro fator importante para a produção de cana-de-açúcar, pois altas declividades dificultam o plantio e a colheita, tanto manual quanto mecânica (CGEE, 2009).

Rio Claro encontra-se a 180 km da capital do estado (São Paulo-SP) e o acesso à metrópole é facilitado por rodovias duplicadas e de excelente infraestrutura, como, por exemplo, a rodovia Bandeirantes que foi eleita a melhor do país. O acesso entre Rio Claro e o porto de Santos, responsável pelo escoamento de mais de 50% do açúcar produzido para exportação no país, pode ser realizado por rodovias ou ferrovias, que passam pela região e podem transportar o produto (Açúcar VHP). A presença de boas rodovias facilita, também, o transporte de etanol até à cidades próximas, como Campinas, já que a destinação do etanol é para consumo interno. O mapa rodoviário de São Paulo é apresentado na Figura 14 (BRASIL ENGENHARIA, 2014; UNICA, 2008).

FIGURA 13 - PRINCIPAIS ÁREAS COM RESTRIÇÃO AMBIENTAL E DECLIVIDADE



FONTE: ADAPTADO DE CGEE (2009).

FIGURA 14 - MAPA RODOVIÁRIO DE SÃO PAULO



FONTE: ADAPTADO DE MAPAS SP.

Embora haja algumas usinas na região, a cidade de Rio Claro não apresenta nenhuma usina de etanol e açúcar instalada em seu território, logo, há espaço para



o crescimento e desenvolvimento do município, por se tratar de uma cidade de pequeno porte e possuir, ainda, mão de obra barata e abundante (ARISA; BUZATTO, 2013). Segundo o Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística (IBGE, 2015), a estimativa populacional de Rio Claro para o ano de 2017 foi de 202.952 habitantes, em um território de 498,422 km<sup>2</sup>.

## 5.2 DETERMINAÇÃO DA PRODUÇÃO

A usina Rio Doce terá uma produção de 80% de açúcar e 20% de etanol hidratado (podendo essa proporção ser alterada de acordo com a demanda dos mercados), com enfoque na exportação do açúcar VHP, uma vez que o açúcar está em alta no mercado internacional devido à crescente demanda do produto e pequenas flutuações no preço, como relatado no estudo de mercado. O etanol será destinado ao consumo interno.

A partir da alta demanda de mercado, a capacidade de produção das indústrias brasileiras, de acordo com Nova Cana<sup>b</sup> [20--], varia entre 500.000 até 7.000.000 de toneladas ao ano, portanto, a Usina Rio Doce terá um processamento de moagem de 12.000 toneladas por dia (cerca de 2.000.000 toneladas ao ano), sendo 167 dias de funcionamento em média por safra. Para a realização dessa produção será necessário o arrendamento de cerca de 26.720 hectares, gerando uma economia em relação à compra do terreno, além do arrendamento ser mais seguro quanto ao retorno recebido pela indústria (NOVA CANA<sup>c</sup>, [201-]).

E assim considerando a Usina Rio Doce como sendo o centro de um círculo no qual a plantação encontra-se disposta ao redor estimou-se um raio de ação para a colheita. Sabendo que a área de um círculo é equivalente ao produto da multiplicação do raio elevado ao quadrado por  $\pi$  e que 1 hectare é o mesmo que 10000 metros quadrados, pode-se inferir que o raio de ação da Usina Rio Doce é de aproximadamente 9,22 km.

## 5.3 DEFINIÇÕES NO NEGÓCIO

Este negócio tem como objetivo atender as demandas internacionais no setor açucareiro por meio da produção do açúcar VHP e as demandas nacionais no setor

alcooleiro. Segue o Quadro 1 apresentando as necessidades, grupos de clientes e atendimento da Usina Rio Doce.

QUADRO 1 - DEFINIÇÃO DO NEGÓCIO.

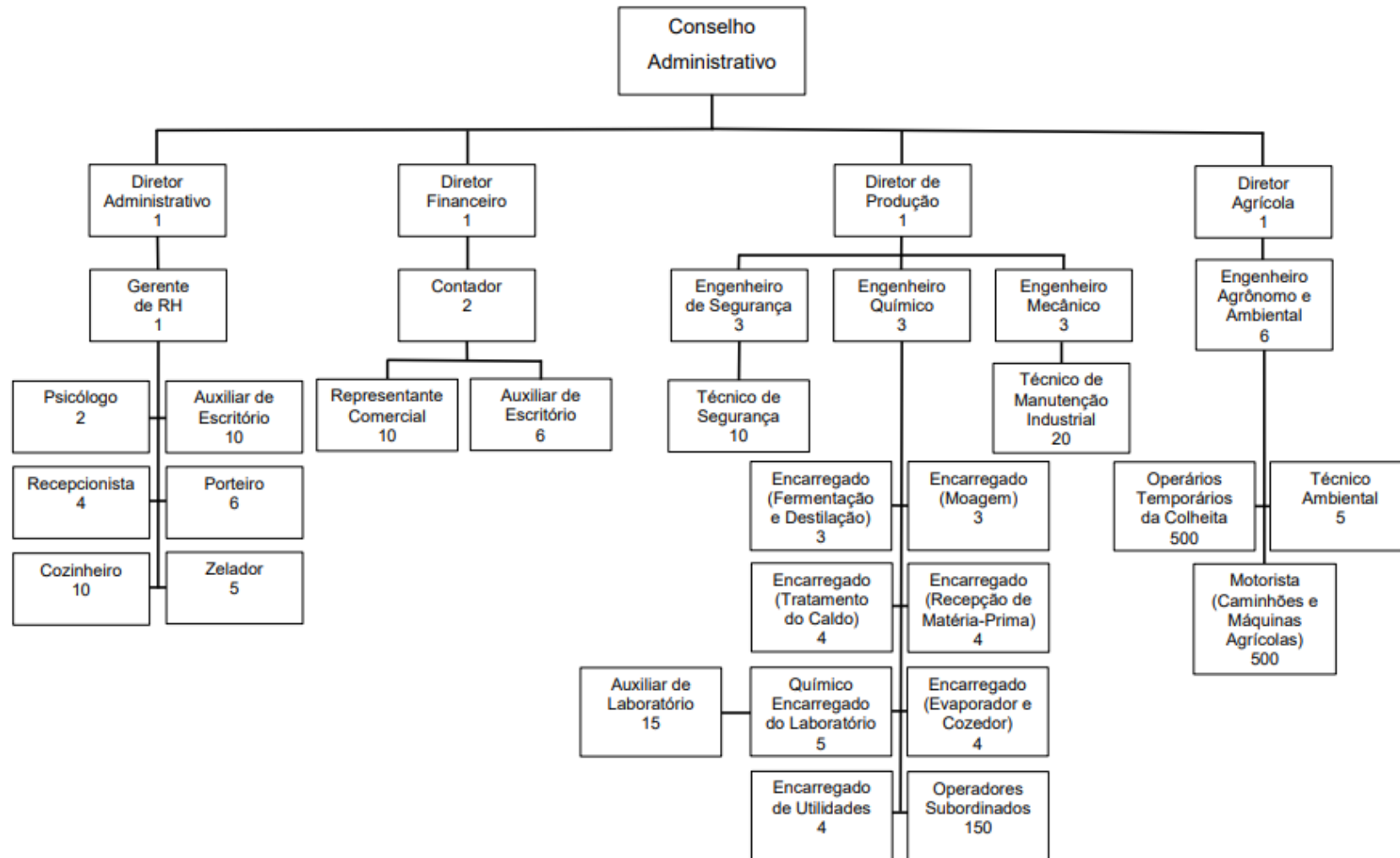
<b>NECESSIDADES</b>	<b>GRUPOS DE CLIENTES</b>	<b>ATENDIMENTO</b>
Transporte	Indústrias internacionais e	Sacas de 50 kg <i>Big Bag</i>
Alimentação	nacionais	
Redes de <i>fast food</i>	Distribuidoras	
Construção civil		

FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2018).

#### 5.4 ESTRUTURA ORGANIZACIONAL

Por meio das características da usina, pode-se compor o organograma da empresa com os cargos definidos, sendo desenvolvido para uma empresa de grande porte para o número de funcionários. O mesmo encontra-se representado na Figura 15, para melhor visualização.

FIGURA 15 - ORGANOGRAMA



FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2018).

## 5.5 GESTÃO AMBIENTAL

A usina Rio Doce possuirá ações voltadas para o meio ambiente, possuindo assim, um programa de gerenciamento ambiental.

O plano de gerenciamento ambiental será elaborado de forma simples e de fácil entendimento, para que todos os colaboradores possam participar naturalmente das atividades sobre o meio ambiente. A correta destinação dos resíduos e seus efluentes, especialmente a torta de filtro e vinhaça também são pontos importantes a serem destacados e contribuem para o funcionamento do PGA (Programa de Gestão Ambiental).

Estes, além de minimizar os possíveis impactos ambientais implicam na redução do consumo de fertilizantes e elevação na eficiência de produção agrícola resultando em menor demanda de áreas cultivadas.

A implementação da coleta seletiva interna, mesmo tendo uma escala menor quando comparada ao volume dos demais resíduos gerados, pode ser uma ferramenta muito útil ao permear todo o espaço físico da Empresa e subliminarmente remeter a comunidade interna à reflexão sobre a temática ambiental dando suporte a implementação e estruturação do Programa de Gestão Ambiental.

O treinamento e conscientização ambiental serão realizados periodicamente, por meio de palestras, filmes, informativos e quadros de aviso da Empresa. A legislação ambiental é um dos requisitos analisados e disseminados por toda empresa, na qual os aspectos e impactos ambientais causados pelas atividades da usina serão controlados atendendo à legislação pertinente. A usina Rio Doce acredita que respeitar o meio ambiente é zelar pelo futuro do planeta e das novas gerações.

## 5.6 FLUXOGRAMA E LAYOUT

O fluxograma de blocos da unidade industrial da usina em projeto pode ser visualizado na Figura 16.

A configuração espacial projetada para este fluxograma está representada no (Anexo 1). Os tanques de armazenamento de etanol estão localizados de forma a ficarem afastados do restante da usina, devido ao alto risco de explosão.



## 6 PROJETO DO PROCESSO (BALANÇO DE MASSA E ENERGIA)

Nas próximas seções serão apresentadas a descrição do processo produtivo, juntamente com os cálculos, as relações utilizadas no balanço de massa e energia e os fluxogramas PFD (*Process Flow Diagram*).

### 6.1 ESTAÇÃO DE TRATAMENTO DE ÁGUA (ETA) – SEÇÃO 200

Segundo Mascia (2004) a água conhecida como natural pode ser separada em três diferentes tipos, as águas meteóricas, superficiais e subterrâneas, contudo, todas apresentam certa quantidade de impurezas granulares ou moleculares que variam de acordo com as características do solo, origem e nível de poluição de sua procedência. Essas impurezas em sua maioria são matérias em suspensão ou dissolvidas como sais inorgânicos e orgânicos dissolvidos, material coloidal, gases dissolvidos, matéria orgânica em suspensão e microrganismos.

Devido à presença destas impurezas, as águas utilizadas na alimentação da caldeira de alta pressão necessitam de tratamento, pois esta é o principal fator determinante da eficiência do equipamento. Assim, para a geração de vapor a água considerada excelente é a que possui ausência de substâncias incrustantes e corrosivas (MASCIA, 2004).

As incrustações são formadas devido a depósitos ou precipitação na superfície interna das caldeiras de sólidos de natureza alcalina que se encontram solubilizados na água. Com a evaporação da água contida na caldeira ocorre a elevação da concentração dos compostos que permanecem na fase líquida e uma vez que o limite de solubilidade destes sais for ultrapassado os mesmos se precipitam formando depósitos aderentes às superfícies de troca térmica produzindo as incrustações. Outras substâncias como sólidos suspensos, produtos de corrosão, areia, materiais orgânicos provenientes de contaminação e produtos insolúveis derivados de reações químicas com a água também podem resultar em incrustações com a precipitação de cristais ordenados que permanecem firmemente ligados a superfície da caldeira (MASCIA, 2004; TROVATI, 2004).

As principais causas da formação destes depósitos é a utilização de água de alimentação com excesso de impurezas, condensado ou vapor contaminado, processo de corrosão e tratamento químico da água inadequado. A formação destes depósitos na superfície de aquecimento resulta em um empecilho à transferência de calor entre a chama e a água diminuindo a capacidade de troca térmica e elevando o consumo de combustíveis, diminuição da produtividade de vapor, obstrução de tubos e outros instrumentos de controle, elevação de processos corrosivos, elevação do fator de rugosidade e superaquecimento das chapas de aquecimento com a elevação da temperatura que pode resultar na ruptura de tubos devido à alta pressão (MASCIA, 2004; TROVATI, 2004).

A corrosão é outro problema muito frequente em caldeiras e é provocado pelas impurezas presentes na água que oxidam os metais que compõem o conjunto gerador de vapor devido à pressão e a temperatura de funcionamento, tratamento químico destinado à água e tipos de contaminantes. Assim se o oxigênio for extinto da água os processos de corrosão podem ser controlados.

A solução encontrada para estes problemas foi o pré-tratamento da água de alimentação da caldeira para a retirada das impurezas que pode ser realizada por meio de filtração, deionização, osmose reversa, abrandamento e desaeração. Por isso, o tratamento da água de caldeira é obrigatório por lei de acordo com a NR 13 item 13.3.3 que estabelece que a qualidade da água deve ser controlada por meio de tratamentos para conciliar as propriedades físicoquímicas com os parâmetros de operação da caldeira.

A pressão de operação da caldeira é outro fator de importância essencial, a escolha dos processos de tratamento é determinada por este parâmetro como demonstrado na Tabela 1.

TABELA 1 - PARÂMETROS DE CONTROLE DE ÁGUA PARA CALDEIRAS.

<b>Pressão (kgf/cm<sup>2</sup>)</b>	<b>Formas de remoção das impurezas</b>
0 a 40	Clarificação, filtração, abrandamento por troca iônica.
41 a 65	Clarificação, filtração, troca iônica e desmineralização.
Acima de 65	Clarificação, filtração, desmineralização e desaeração.

FONTE: TROVATI (2004).

Como a pressão de operação da caldeira da Usina Rio Doce será de 67 kgf.cm<sup>-2</sup> a água utilizada na caldeira passará por um processo de clarificação, filtração, desmineralização e desaeração.

A clarificação será realizada em uma estação de tratamento de água (ETA) e é responsável pela retirada do material em suspensão por meio dos processos de coagulação, floculação e decantação. O processo de coagulação apresenta como finalidade a remoção de substâncias coloidais, ou seja, materiais sólidos em suspensão ou dissolvidos que não podem ser removidas por processos de tratamento físicos convencionais. Assim, a coagulação é um processo de desestabilização das partículas coloidais e suspensas por meio da redução das forças que tendem a manter as mesmas afastadas e posterior crescimento das partículas devido às colisões entre elas. Esse processo é promovido por agentes coagulantes como sulfato de alumínio, cloreto férrico, sulfato férrico, polímeros sintéticos e sais de alumina e ferro dosados na água que atuam de forma mais eficiente em pH elevado. No processo de floculação as partículas neutralizadas na coagulação se agregam por meio de interações eletrostáticas e formam flocos maiores e densos com a ajuda de floculantes. Com o aumento do peso e tamanho dos flocos estes se sedimentam por ação da gravidade no fundo do reservatório possibilitando a separação por meio de decantação (METCALF; EDDY, 2003; BAUMANN, 1971).

Após a decantação a água é sujeita a um processo de filtração em leito de areia, ou seja, um meio poroso que também atua por meio de gravidade e promove a remoção das partículas suspensas reduzindo assim a turbidez, os particulados e materiais em emulsão.

FIGURA 17 - PROCESSO DE CLARIFICAÇÃO E DECANTAÇÃO

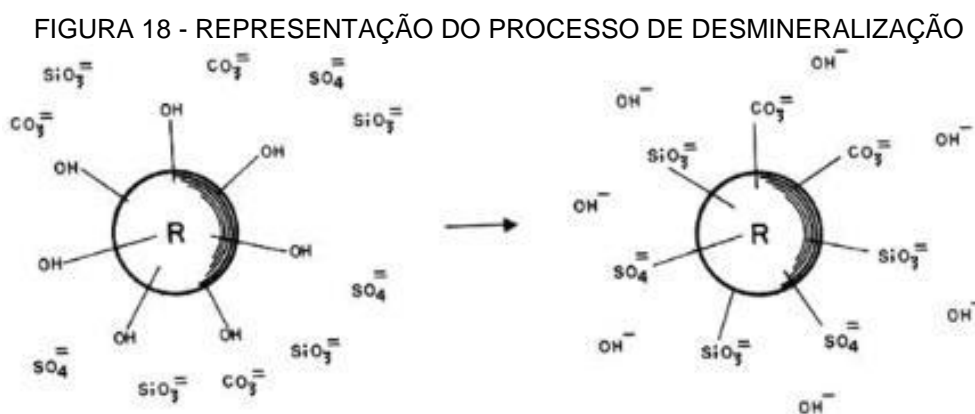


FONTE: COUTO, ASSIS (2008).

Após a filtração a água segue para um abrandador para a sua desmineralização, que consiste em um processo completo da retirada de todos os íons da água, mas principalmente dos íons de cálcio e magnésio que constituem



a dureza da água e podem se incrustar na superfície interna da caldeira, assim a água resultante é praticamente isenta de compostos dissolvidos. A desmineralização consiste em deslocar a água através de uma resina de ciclo hidrogênio ou catiônica ( $H^+$ ), após passar por um leito de resina aniônico, que troca íons de hidroxila ( $OH^-$ ), ou seja, quando a água passa pela resina os íons indesejáveis trocam de lugar com a hidroxila e desta forma ficam retidos na resina e são retirados da água conforme demonstrado na Figura 18.



FONTE: TROVATI (2004).

A desmineralização é capaz de remover compostos como silicatos, carbonatos, sulfatos, sílica e cloretos, contudo, o cloro e a matéria orgânica devem se encontrar ausentes na água para não provocar a deterioração da resina. Com o uso o leito (resina) se satura, assim, a sua recuperação normalmente pode ser feita com o uso de soda cáustica ( $NaOH$ ) (MASCIA, 2004; TROVATI, 2004).

Devido à alta pressão de operação da caldeira após o processo de desmineralização a água deve passar ainda pelo desaerador onde ocorre a retirada de gases não condensáveis como oxigênio e dióxido de carbono solubilizados na água. O processo de eliminação dos gases ocorre devido a diminuição da pressão parcial dos gases neste equipamento fato este que diminui a solubilidade dos gases na água resultando na eliminação destes compostos para a atmosfera. O processo de desaeração não promove a remoção total de  $O_2$  e  $CO_2$  (TSA, 2018).

## 6.2 PLANTIO E COLHEITA – SEÇÃO 300

O processo tem início com o plantio da matéria-prima. O cultivo da cana-de-açúcar ocorre por sistema de rebrotamento, no qual o primeiro corte é feito, aproximadamente, 18 meses após o plantio e os demais, anualmente, por um período de 4 a 5 anos, com redução gradual do rendimento (MARAFANTE, 1993).

Após atingir o período de maturação, a cana-de-açúcar pode ser colhida, tanto manualmente quanto utilizando maquinário especializado. No primeiro caso, o corte é feito de modo que a cana cortada permaneça inteira, porém, o canavial precisa ser queimado para que as folhas sejam removidas, facilitando a colheita. Já no segundo caso, esta medida não tem de ser tomada, pois as colheitadeiras conseguem extrair a cana retirando a maior parte das folhagens. Em contrapartida, o corte mecânico carrega uma grande quantidade de impurezas minerais, como terra e pedras. Além disso, a cana é picada em pedaços de 20 a 25 cm de comprimento, o que dificulta a utilização de água na lavagem, já que uma superfície de contato maior, ocasionará em maiores perdas de açúcar por difusão (CGEE, 2009; MARAFANTE, 1993).

Devido às atuais preocupações ambientais foram criadas leis que proíbem gradativamente a queimada dos canaviais, assim, muitas fazendas e usinas tem se modernizado, realizando a maior parte de suas colheitas com equipamentos especializados (CGEE, 2009).

Deste modo, definiu-se que, na Usina Rio Doce, 70% do corte será mecanizado e 30% será manual, já que nas partes do terreno que não são 100% planas, a utilização de maquinário torna-se um empecilho (ALBUQUERQUE, 2011; CGEE, 2009; MARAFANTE, 1993).

A próxima etapa é o carregamento da cana em caminhões, que seguem em direção às usinas. O transporte da cana no Brasil é, usualmente, feito por caminhões com reboque (CGEE, 2009; MARAFANTE, 1993).

## 6.3 EXTRAÇÃO E TRATAMENTO DO CALDO - SEÇÃO 400

### 6.3.1 Recepção, Amostragem e Preparo

Nas usinas, são aferidas as massas dos caminhões na entrada e saída, para determinar a massa total de cana recebida, com esta informação é possível calcular o rendimento industrial (produção por tonelada de cana) e agrícola (tonelada de cana por hectare). Após a pesagem, com o auxílio de uma sonda, amostras são retiradas aleatoriamente, de modo que todo o lote seja contemplado, promovendo, assim, análises qualitativas e quantitativas adequadas. Algumas das análises feitas a partir das amostras coletadas são: pH, pol, teor alcoólico, °Brix, umidade, entre outros (MARAFANTE, 1993; PAYNE, 2010).

Posteriormente, a matéria-prima é descarregada e segue para o processo de lavagem, que tem por finalidade a remoção de materiais estranhos (impurezas). Como a cana colhida manual e mecanicamente não podem ser limpas da mesma maneira, uma vez que a última encontra-se picada, a remoção das impurezas ocorre por sopro de ar, evitando a perda de sacarose, enquanto a cana é transportada por esteiras, ou é lavada com água no caso da manual. (ALBUQUERQUE, 2011; MARAFANTE, 1993).

Os cálculos realizados foram baseados nos dados da Tabela 2, que apresenta a composição média para a cana-de-açúcar e a porcentagem dos sólidos solúveis.

TABELA 2 - COMPOSIÇÃO DA CANA-DE-AÇÚCAR E DOS SÓLIDOS SOLÚVEIS.

<b>Componentes</b>	<b>Percentual (%)</b>	<b>Sólidos Solúveis</b>	<b>Percentual (%)</b>
Fibra	12	Sacarose	88
Sólidos Solúveis (°Brix)	18	Frutose	1
Água	70	Glicose	1
-	-	Sais	10

FONTE: FERNANDES (2011).

Para o caldo de cana madura, os açúcares redutores (AR), glicose e frutose geralmente são menores que 0,5%, representando um valor pouco

significativo comparado ao teor de sacarose, que fica em torno de 16%. Isso faz com que o valor do pol se aproxime bastante do teor real de sacarose, sendo normalmente aceito como tal. Esta consideração permite que o cálculo de Açúcares Redutores Totais (ART) ocorra como demonstrado pela Equação 1 (FERNANDES, 2011):

$$ART = \frac{POL}{0,95} + AR = \frac{SACAROSE}{0,95} + GLICOSE + FRUTOSE \quad (1)$$

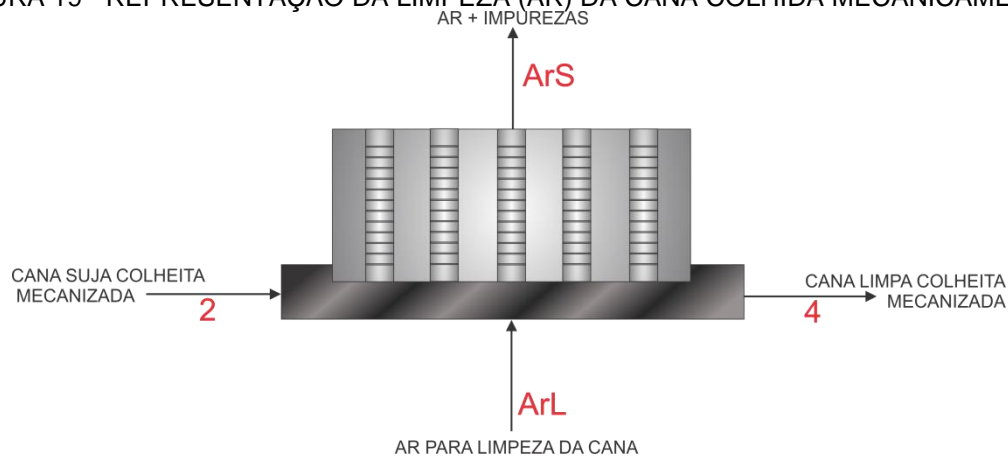
Como já mencionado, a Usina Rio Doce receberá 12.000 toneladas de cana por dia, ou seja, 500 t/h. Visto que não há paradas na usina, exceto para manutenções programadas, o balanço será desenvolvido considerando regime permanente. Logo, o processamento por hora será de 150 t (30%) para a cana manual e 350 t (70%) para a mecanizada.

Utilizando a Equação 1 e os dados da Tabela 2, foi possível calcular o ART da cana que entra na usina para cada tipo de corte. Os resultados estão expostos na Tabela 3.

De acordo com Fernandes (2011), na colheita mecanizada a quantia de impurezas fibrosas para a cana que não foi queimada é de aproximadamente 70 kg/t de cana e a de impurezas minerais, 18 kg/t de cana. Os mais avançados sistemas de limpeza a ar possuem eficiências, tanto mineral quanto vegetal, superiores a 60%, desta forma, este foi o valor adotado para os cálculos (CHERUBIN<sup>b</sup>, 2015).

Considerando a representação da limpeza da cana colhida mecanicamente, ilustrada pela Figura 19, e os dados apresentados anteriormente, foi possível calcular as vazões mássicas e as composições (%) dos componentes em cada corrente. Os resultados estão descritos na Tabela 3

FIGURA 19 - REPRESENTAÇÃO DA LIMPEZA (AR) DA CANA COLHIDA MECANICAMENTE.



FORTE: AUTORIA PRÓPRIA (2017).

TABELA 3 - VAZÕES MASSICAS E COMPOSIÇÃO DOS COMPONENTES DA LIMPEZA DE CANA A AR.

<b>Correntes</b>	<b>2</b>		<b>4</b>	
Temperatura (°C)	25		25	
Pressão (kgf/cm <sup>2</sup> )	1,03		1,03	
<b>Componentes</b>	<b>Vazão Mássica (t/h)</b>	<b>Fração Mássica</b>	<b>Vazão Mássica (t/h)</b>	<b>Fração Mássica</b>
ART	59,62	0,16	59,62	0,16
Água	245	0,64	245	0,67
Fibras	42	0,11	42	0,11
Sais	6,3	0,02	6,3	0,02
Impurezas minerais	6,3	0,02	2,52	0,01
Impurezas vegetais	24,5	0,06	9,8	0,03
<b>Total</b>	<b>383,72</b>	<b>1</b>	<b>365,24</b>	<b>1</b>

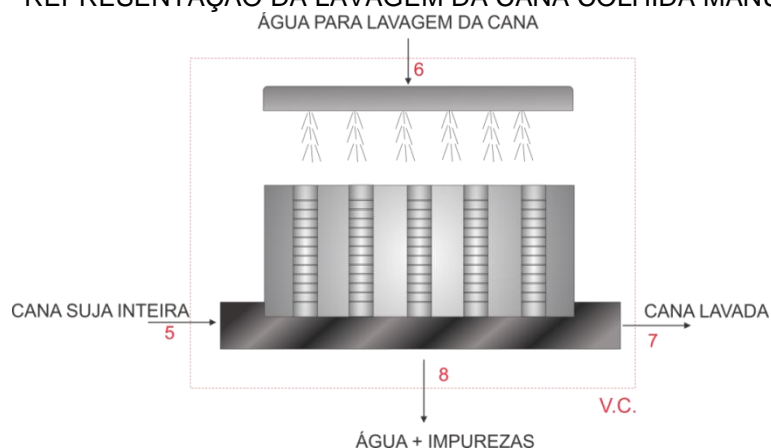
FORTE: AUTORIA PROPRIA (2018).

Ainda de acordo com Fernandes (2011), na colheita manual a quantia de impurezas minerais é de aproximadamente 10 kg/t de cana, já para as impurezas vegetais, baseando-se na proporção aplicada na colheita mecanizada, tem-se 38,88 kg/t de cana. De acordo com Payne (2010), a eficiência de remoção de impurezas fibrosas na lavagem com água raramente ultrapassa 50%, sendo frequentemente da ordem de 40%, valor este utilizado para o desenvolvimento do balanço de massa (BM) da usina. Para as impurezas minerais a eficiência pode chegar a 95%, sendo adotado o valor de 90% para os cálculos.

Segundo CGEE (2009), a perda de ART na lavagem da cana inteira com água é de 0,47%, deste modo, foi possível calcular as quantias perdidas de

açúcares. As vazões mássicas e as composições (%) dos componentes de cada corrente da lavagem da cana colhida manualmente, representada na Figura 20, estão apresentadas na Tabela 4.

FIGURA 20 - REPRESENTAÇÃO DA LAVAGEM DA CANA COLHIDA MANUALMENTE.



FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2017).

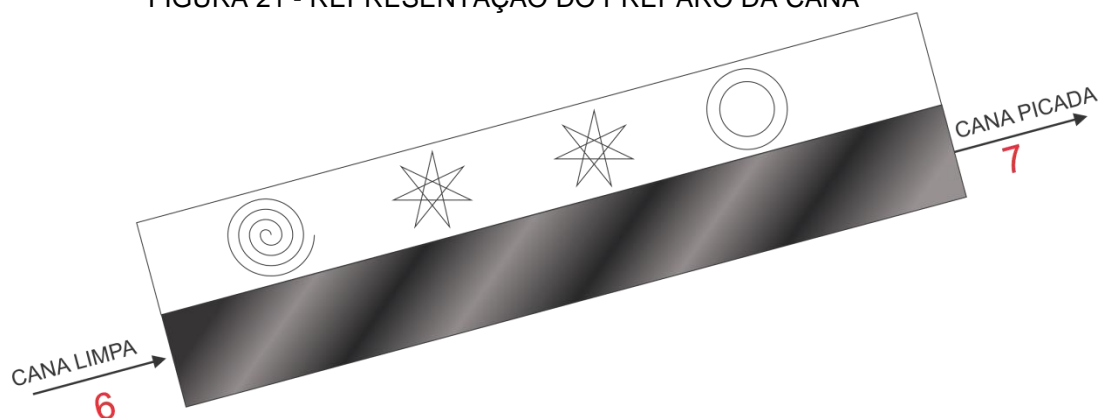
TABELA 4 - VAZÕES MASSICAS E COMPOSIÇÃO DOS COMPONENTES DA LIMPEZA DE CANA COLHIDA MANUALMENTE.

Correntes	3		4	
Temperatura (°C)	25		25	
Pressão (kgf/cm <sup>2</sup> )	1,03		1,03	
Componentes	Vazão Mássica (t/h)	Fração Mássica	Vazão Mássica (t/h)	Fração Mássica
ART	25,55	0,16	59,62	0,16
Água	105	0,66	24,5	0,67
Fibras	18	0,11	42	0,11
Sais	2,7	0,02	6,3	0,02
Impurezas minerais	1,5	0,01	2,52	0,01
Impurezas vegetais	583	0,04	9,8	0,03
<b>Total</b>	<b>158,58</b>	<b>1</b>	<b>365,24</b>	<b>1</b>

FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2018).

Após limpa, toda a cana é picada ao passar por um conjunto de facas rotativas, e, em seguida, é encaminhada para um desfibrador, que realiza a abertura e desfibra toda a superfície da cana, utilizando martelos. Este processo ocorre em esteiras inclinadas (45°). Assim, a corrente de cana picada (7) é a soma das correntes que vem dos processos de limpeza da cana, depois de picadas e desfibradas como mostra a Figura 21.

FIGURA 21 - REPRESENTAÇÃO DO PREPARO DA CANA



FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2017).

TABELA 5 - VAZÕES MASSICAS E COMPOSIÇÃO DOS COMPONENTES DO PREPARO.

Correntes	6		7	
Temperatura (°C)	25		25	
Pressão (kgf/cm <sup>2</sup> )	1,03		1,03	
Componentes	Vazão Mássica (t/h)	Fração Mássica	Vazão Mássica (t/h)	Fração Mássica
ART	85,05	0,16	85,05	0,16
Água	350	0,67	350	0,67
Fibras	73,3	0,14	73,3	0,14
Sais	8,99	0,02	8,99	0,02
Impurezas minerais	2,67	5,13E-03	2,67	5,13E-03
<b>Total</b>	<b>520</b>	<b>1</b>	<b>520</b>	<b>1</b>

FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2018).

### 6.3.2 Tratamento da água de lavagem da cana

O tratamento da água ocorre em um circuito fechado, ou seja, depois de tratada ela volta para o início do processo (PICHINELLI, 2013).

Após a lavagem da cana a água passa por uma peneira (cush-cush), para remoção do material grosseiro, onde os pedaços de cana recolhidos retornam para a mesa alimentadora. O líquido peneirado segue para um pré-decantador, nele ocorre a sedimentação natural, logo após, ocorre a adição de leite de cal para correção do pH. Em seguida, é direcionada para um decantador circular, que promoverá a sedimentação flocculenta ou induzida (PICHINELLI, 2013; ZAKURA, PICCIRILLI, 2012).

A água isenta de impurezas retorna para a lavagem da matéria prima, enquanto que o lodo formado no decantador circular é encaminhado à lagoa de lodo e, posteriormente, à lavoura (ZAKURA, PICCIRILLI, 2012).

Segundo Pichinelli (2013) o tempo de detenção no decantador é de 2 horas. Considerando uma eficiência de 80% para o *cush-cush*, a vazão de entrada do efluente no decantador é 750,764 t/h. Multiplicando essa vazão pelo tempo de detenção e dividindo pela densidade do efluente (considerando apenas água, densidade = 0.99707 t/m<sup>3</sup> segundo Silveira, 2010), resulta-se em um valor de 1497,128 m<sup>3</sup>, dessa forma, considerando uma margem de erro devido ao acúmulo de lodo, o volume necessário para o decantador é 1600 m<sup>3</sup>.

### 6.3.3 Moenda e Peneiramento

Ao fim desta etapa, a cana picada é encaminhada para a moenda por uma esteira principal que possui um eletroímã na extremidade, que tem por finalidade reter pedaços de ferro que possam estar misturados a cana, e para as considerações do balanço de massa as impurezas vegetais foram adicionadas as fibras (CALLE; BAJAY; ROTHMAN, 2005).

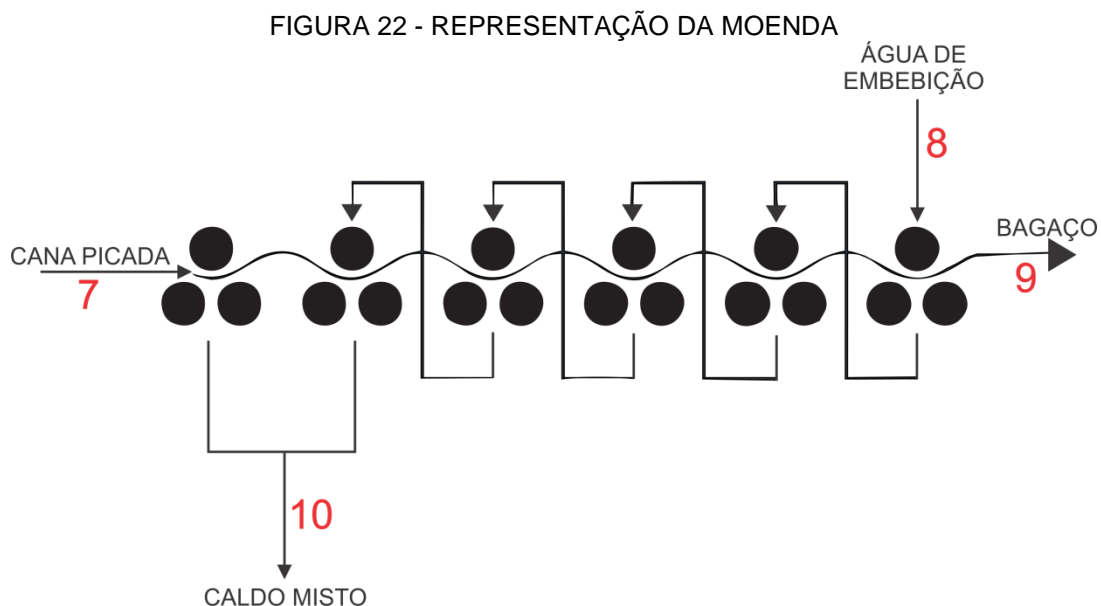
Na moenda o caldo é extraído da cana-de-açúcar picada. Esse processo consiste basicamente na passagem da matéria-prima por cilindros (ternos) que são sustentados por uma estrutura metálica denominada “castelo”. Internamente, os ternos são constituídos por rolos que extraem o caldo pela compressão da cana, que passa sucessivamente entre cada um deles (MARAFANTE, 1993; CALLE; BAJAY; ROTHMAN, 2005).

Durante a moagem ocorre um processo conhecido como embebição, este tem por finalidade, extrair o máximo possível de açúcares remanescente. Neste procedimento dilui-se o caldo ainda contido na cana-de-açúcar adicionando água no último terno (embebição composta), a mesma é absorvida pelo bagaço e, ao passar pelos rolos, uma maior quantidade de açúcar pode ser recuperada. Os caldos dos últimos ternos, que se encontram mais diluídos, são recirculados nos ternos anteriores para aumentar a eficiência (ALBUQUERQUE, 2011; CALLE; BAJAY; ROTHMAN, 2005).



De acordo com a Nova Cana (2013), a água adicionada para a embebição entra em uma proporção de 0,25 m<sup>3</sup>/t de cana a 80°C, sendo a densidade da água nessa temperatura de 971,8 kg/m<sup>3</sup> (FOX; MCDONALD; PRITCHARD, 2006).

O bagaço é produzido (50% úmido) a uma taxa de 250 kg/t de cana processada (PAYNE, 2010). De acordo com CGEE (2009), a perda de ART na extração é de 3,73%. Portanto, essa quantia é carregada pela corrente de bagaço. Considerou-se a mesma perda para os sais presentes na cana. Ainda segundo o CGEE (2009), a composição de impurezas minerais no bagaço é de 2%. Com esses dados foi possível calcular as vazões mássicas e composições de cada corrente, apresentado pela Figura 22. Os resultados estão contidos na Tabela 6.



FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2017).

O caldo misto, extraído nos primeiros ternos (1° e 2°), mais rico em sacarose, segue em direção de um processo de peneiramento para a retirada do bagacilho remanescente da moagem, uma porcentagem relevante desse, quando embebido no caldo por muito tempo acarreta em perdas percentuais de ART, prejudicando a produção. Como a água de embebição encontra-se a 80°C, a temperatura do caldo é elevada até 40°C. Após peneirado, o caldo segue para o tanque de caldo misto.

TABELA 6 - VAZÕES MASSICAS E COMPONENTES DAS CORRENTES DA MOENDA.

Correntes	7		8		9		10	
Temperatura (°C)	25		80		40		40	
Pressão (kgf/cm <sup>2</sup> )	1,03		1,03		1,03		1,03	
Componentes	Vazão Mássica (t/h)	Fração Mássica	Vazão Mássica (t/h)	Fração Mássica	Vazão Mássica (t/h)	Fração Mássica	Vazão Mássica (t/h)	Fração Mássica
ART	85,05	0,16	-	-	3,17	0,03	81,88	0,16
Água	350	0,67	121,48	1	62,5	0,50	408,98	0,79
Fibras	73,3	0,14	-	-	56,49	0,45	16,81	0,03
Sais	8,99	0,02	-	-	0,34	2,68E-03	8,65	0,02
Impurezas minerais	2,67	5,13E-03	-	-	2,5	0,02	0,17	3,29E-04
<b>Total</b>	<b>520</b>	<b>1</b>	<b>121,48</b>	<b>1</b>	<b>125</b>	<b>1</b>	<b>516,49</b>	<b>1</b>

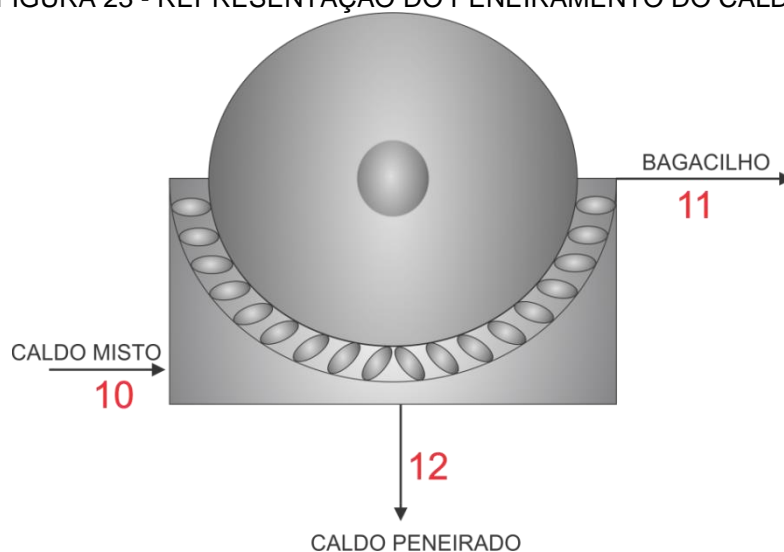
FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2018).

O bagaço obtido no final do processo é encaminhado diretamente para a caldeira (CALLE; BAJAY; ROTHMAN, 2005; MARAFANTE, 1993).

O processo de peneiramento é de suma importância para evitar problemas como entupimentos de canalizações, tubulações de aquecimento, bombas, evaporadores, incrustações entre outros (MARAFANTE, 1993).

Este procedimento consiste na passagem do caldo por uma peneira que irá reter o bagacilho. Segundo dados da Embrapa [20--], a eficiência de peneiramento pode chegar a 90%, dado este utilizado para os cálculos. As vazões mássicas dos componentes de cada corrente do peneiramento do caldo misto, Figura 23, estão apresentadas na Tabela 7.

FIGURA 23 - REPRESENTAÇÃO DO PENEIRAMENTO DO CALDO



FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2017).

TABELA 7 - VAZÕES MÁSSICAS E COMPOSIÇÃO DAS CORRENTES DO PENEIRAMENTO.

<b>Correntes</b>	<b>10</b>		<b>11</b>		<b>12</b>	
Temperatura (°C)	40		40		40	
Pressão (kgf/cm <sup>2</sup> )	1,03		1,03		1,03	
Componentes	Vazão Mássica (t/h)	Fração Mássica	Vazão Mássica (t/h)	Fração Mássica	Vazão Mássica (t/h)	Fração Mássica
ART	81,88	0,16	-	-	81,88	0,16
Água	408,98	0,79	-	-	408,98	0,82
Fibras	16,81	0,03	15,13	1	1,68	3,35E-03
Sais	8,65	0,02	-	-	8,65	0,02
Impurezas minerais	0,17	3,29E-04	-	-	0,17	3,4E-04
<b>Total</b>	<b>516,49</b>	<b>1</b>	<b>15,13</b>	<b>1</b>	<b>501,36</b>	<b>1</b>

FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2018).

#### 6.3.4 Sulfitação

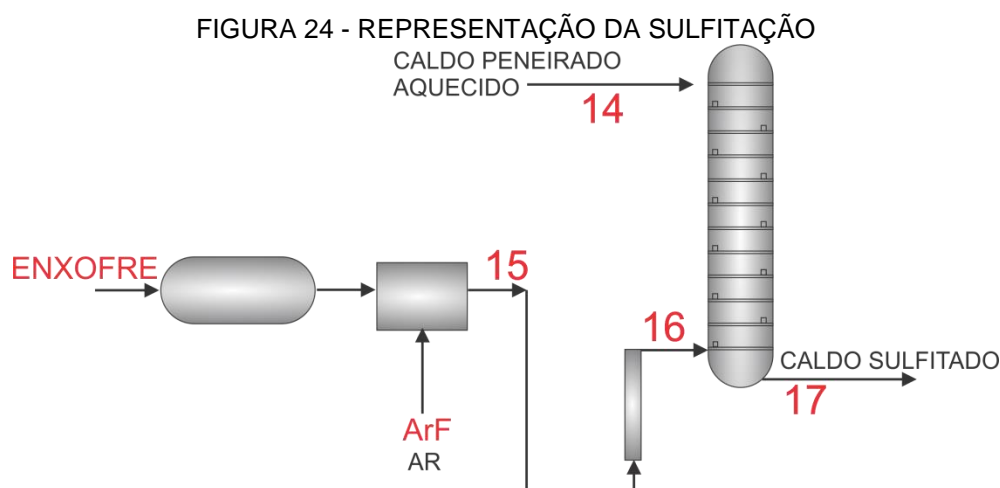
O caldo misto proveniente do peneiramento é pré-tratado antes de seguir para o processo. A velocidade recomendada para a circulação dos caldos pelas tubulações está entre valores de 1,5 a 2 m/s, pois em menores velocidades há formação de maior quantidade de incrustações e a temperatura cai abruptamente, enquanto que, velocidades altas provocam grande perda de carga (MARAFANTE, 1993).

O caldo misto, após peneirado, possui uma coloração esverdeada e alta viscosidade, por ser rico em água, açúcares e impurezas que necessitam ser retiradas para o processamento do caldo. Deste modo, o processo de tratamento do caldo segue com a sulfitação, que consiste em bombear o gás anidrido sulfuroso (SO<sub>2</sub>) para uma torre de absorção, onde será incorporado ao caldo. O caldo, antes de seguir para a sulfitação, deve estar entre 50 e 70°C, dessa forma, ele passa por um trocador de calor para elevar a sua temperatura até 70°C (LIMA, [20--]; MARTINEZ, 2016).

O SO<sub>2</sub> é obtido pela combustão do enxofre que ocorre a 250°C com excesso de ar em fornos rotativos (na própria planta industrial) e possui propriedades que permitem a floculação de diversos colóides (corantes) dissolvidos, este também reduz o pH para valores em torno de 4,0 e 4,4, inibindo reações que poderiam pigmentar o caldo, ao coagular os sólidos solúveis e

reduzir a sua viscosidade. Antes da adição do dióxido de enxofre, este é resfriado para evitar a formação de  $\text{SO}_3$  que não pode ser utilizado no tratamento do caldo (CALLE; BAJAY; ROTHMAN, 2005; CAMARGO, 1990; MARAFANTE, 1993).

Segundo Martinez (2016), a quantidade de enxofre utilizado no processo varia de acordo com a qualidade da cana e do caldo podendo ser empregada uma massa de enxofre para queima de 250 a 500 g/t de cana. Dessa forma, para o balanço de massa será utilizado um valor de 400g/t de cana. De acordo com Me-Zochi (2007), devido à alta solubilidade do gás sulfuroso, a eficiência de absorção é próxima de 100%. As vazões mássicas dos componentes de cada corrente da sulfitação (Figura 24) estão apresentadas na Tabela 8.



FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2017).

TABELA 8 - VAZÕES MÁSSICAS E COMPOSIÇÃO DAS CORRENTES DA SULFITAÇÃO.

Correntes	14		15		16		17	
Temperatura (°C)	70		250		70		70	
Pressão (kgf/cm <sup>2</sup> )	1,03		1,03		1,03		1,03	
Componentes	Vazão Mássica (t/h)	Fração Mássica	Vazão Mássica (t/h)	Fração Mássica	Vazão Mássica (t/h)	Fração Mássica	Vazão Mássica (t/h)	Fração Mássica
ART	81,88	0,16	-	-	-	-	81,88	0,16
Água	408,98	0,82	-	-	-	-	408,98	0,81
Fibras	1,68	3,35E-03	-	-	-	-	1,68	3,34E-03
Sais	8,65	0,02	-	-	-	-	8,65	1,72E-02
Impurezas minerais	0,17	3,4E-04	-	-	-	-	0,17	3,38E-04
SO <sub>2</sub>	-	-	0,40	1	0,40	1	0,4	7,95E-04
Ar	-	-	1,47	0,79	1,47	0,79	1,47	2,91E-03
<b>Total</b>	<b>501,36</b>	<b>1</b>	<b>1,87</b>	<b>1</b>	<b>1,87</b>	<b>1</b>	<b>503,22</b>	<b>1</b>

FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2018).

### 6.3.5 Calagem

Após a sulfitação, o caldo é enviado para a calagem (tratamento com cal). Devido às propriedades da cal hidratada, esta promove a floculação dos colóides, ao reagir com os ácidos orgânicos e se agrupar com o material em suspensão no caldo, além de aumentar o pH para valores entre 6,8 e 7,2. Esse tratamento é importante para ajudar na decantação das partículas de dimensões reduzidas (ALBUQUERQUE, 2011; CALLE; BAJAY; ROTHMAN, 2005; MARAFANTE, 1993).

Segundo Martinez (2016), a concentração do leite de cal deve ser de 6° Be, ou seja, possuir uma porcentagem em peso de 5,6%. A quantidade utilizada no processo varia de acordo com a qualidade da cana, do caldo e pH, podendo ser aplicada uma concentração de cal de 500 a 1000 g/t de cana.

Deste modo, adotou-se para o balanço de massa o valor de 700 g/t de cana. As vazões mássicas dos componentes de cada corrente da calagem (Figura 25) estão apresentadas na Tabela 9.

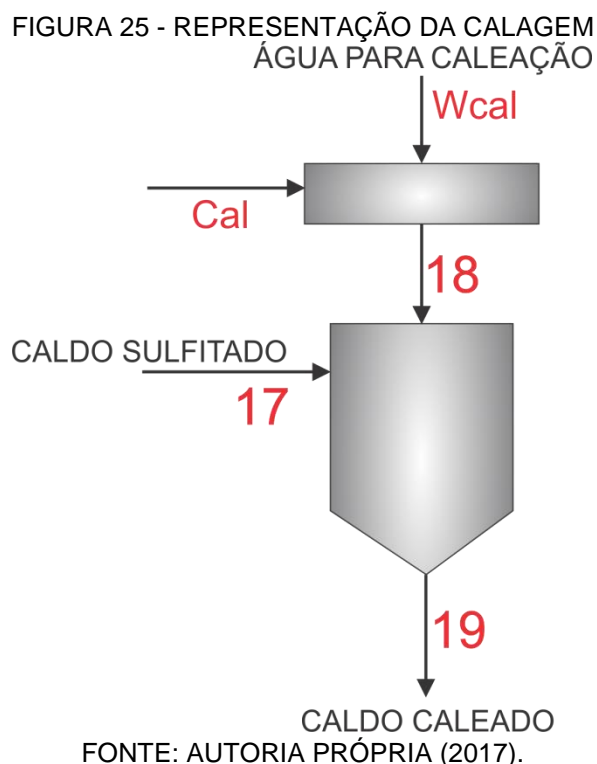


TABELA 9 - VAZÕES MÁSSICAS E COMPOSIÇÃO DAS CORRENTES DA SULFITAÇÃO.

Correntes	17		18		19	
Temperatura (°C)	70		25		40	
Pressão (kgf/cm <sup>2</sup> )	1,03		1,03		1,03	
Componentes	Vazão Mássica (t/h)	Fração Mássica	Vazão Mássica (t/h)	Fração Mássica	Vazão Mássica (t/h)	Fração Mássica
ART	81,88	0,16	-	-	81,88	0,16
Água	408,98	0,81	6,18	0,95	415,16	0,81
Fibras	1,68	3,34E-03	-	-	1,68	3,30E-03
Sais	8,65	1,72E-02	-	-	8,65	1,70E-02
Impurezas minerais	0,17	3,38E-04	-	-	0,17	3,33E-04
SO <sub>2</sub>	0,4	7,95E-04			0,4	7,85E-04
Ar	1,47	2,91E-03			1	2,88E-03
Cal	-	-	0,35	0,05	0,35	6,87E-04
<b>Total</b>	<b>503,22</b>	<b>1</b>	<b>6,53</b>	<b>1</b>	<b>509,75</b>	<b>1</b>

FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2018).

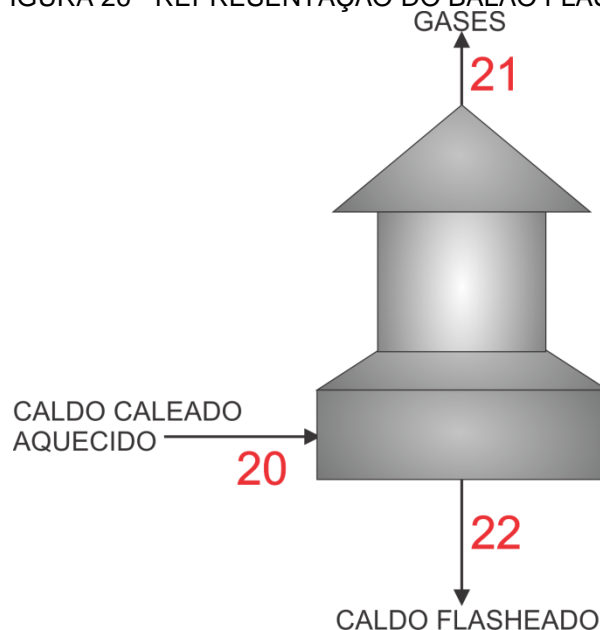
### 6.3.6 Flasheamento

Em seguida, o caldo é aquecido até uma temperatura de 105°C por meio de trocadores de calor em série. Esta temperatura é adequada para o processo de decantação, pois nela o caldo está praticamente isento de bactérias contaminantes não esporuladas. Este aquecimento proporciona, ainda, a degradação das proteínas do caldo, diminuindo assim, a formação de espuma nas dornas de fermentação do álcool (ALBUQUERQUE, 2011; MARAFANTE, 1993; PAYNE, 2010).

Parte do ar adicionado em excesso na queima do enxofre permanece dissolvido no caldo, fato este que dificulta a separação das impurezas na decantação. Dessa forma, o caldo deve passar por um balão de flash, onde ocorre a eliminação de todo o ar contido no mesmo (MARTINEZ, 2016).

Este mecanismo se dá por meio da expansão brusca do caldo, devido à variação da pressão na tubulação para a pressão ambiente, acarretando em uma ebulição violenta, responsável pela eliminação dos gases. As vazões mássicas dos componentes de cada corrente do balão flash (Figura 26) estão apresentadas na Tabela 10.

FIGURA 26 - REPRESENTAÇÃO DO BALÃO FLASH



FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2018).

TABELA 10 - VAZÕES MÁSSICAS E COMPOSIÇÃO DAS CORRENTES DA CALEAÇÃO.

Correntes	20		21		22	
Temperatura (°C)	105		105		98	
Pressão (kgf/cm <sup>2</sup> )	1,5		1,03		0,99	
Componentes	Vazão Mássica (t/h)	Fração Mássica	Vazão Mássica (t/h)	Fração Mássica	Vazão Mássica (t/h)	Fração Mássica
ART	81,88	0,16	-	-	81,88	0,16
Água	415,16	0,81	-	-	415,16	0,82
Fibras	1,68	3,30E-03	-	-	1,68	3,31E-03
Sais	8,65	1,70E-02	-	-	8,65	1,70E-02
Impurezas minerais	0,17	3,33E-04	-	-	0,17	3,34E-04
SO <sub>2</sub>	0,4	7,85E-04	-	-	0,4	7,87E-04
Ar	1	2,88E-03	1,47	1	-	-
Cal	0,35	6,87E-04	-	-	0,35	6,89E-04
<b>Total</b>	<b>509,75</b>	<b>1</b>	<b>1,47</b>	<b>1</b>	<b>508,28</b>	<b>1</b>

FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2018).

Após o tratamento do caldo e a retirada do ar em excesso, o caldo flasheado é encaminhado para o decantador a cerca de 98°C.

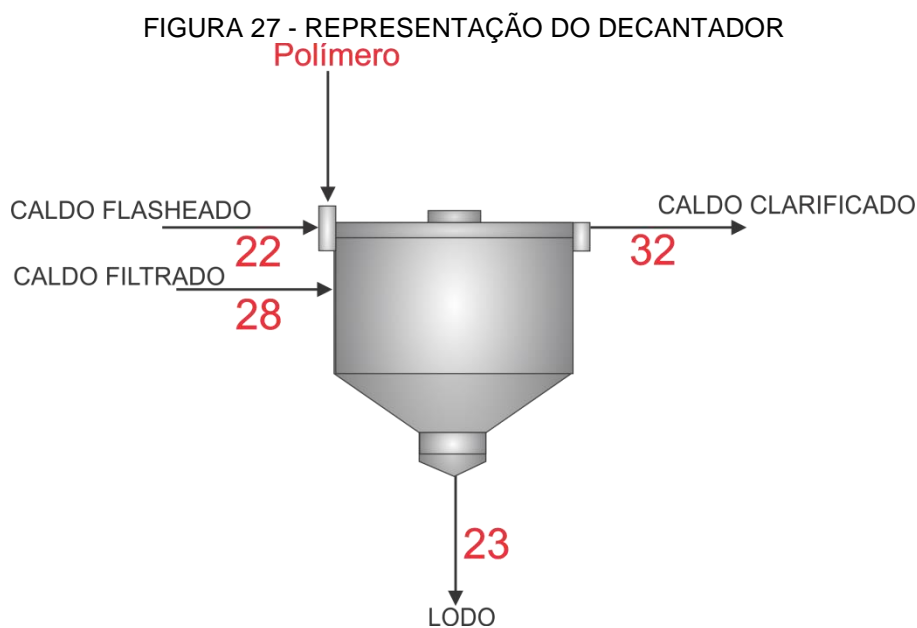
### 6.3.7 Decantação

Na decantação é adicionado polímeros aniônicos que ajudam na floculação das impurezas, resultando em partículas mais densas, com maior velocidade de

sedimentação, compactação e redução do lodo, além da melhoria na turbidez do caldo clarificado. De acordo com Me-Zochi (2007), o polímero é adicionado no caldo em uma concentração de 2g/t de cana.

A corrente de lodo carrega 0,54% de ART perdido do caldo flasheado (CGEE, 2009). Contém, ainda, 90% da fibra do caldo flasheado e 100% das demais partículas sólidas. Além disso, esse lodo formado no processo possui composição de 50% de umidade (MARTINEZ, 2016). Considerou-se uma decantação completa das impurezas minerais com um tempo médio de residência de 3h (LIMA et. al, [20--]).

No sistema de decantação há inserção de uma corrente de refluxo (caldo filtrado) com objetivo de elevar a eficiência. Essa corrente, sai juntamente com o lodo para a filtração e da filtração retorna para o decantador, logo, têm-se uma recirculação fechada. As vazões mássicas dos componentes das correntes do decantador (Figura 27) estão apresentadas na Tabela 11.



FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2017).



TABELA 11 - VAZÕES MÁSSICAS E COMPOSIÇÃO DAS CORRENTES DA DECANTAÇÃO.

<b>Correntes</b>	<b>22</b>		<b>23</b>		<b>28</b>		<b>32</b>	
Temperatura (°C)	98		95		95		95	
Pressão (kgf/cm <sup>2</sup> )	0,99		1,03		1,03		1,03	
Componentes	Vazão Mássica (t/h)	Fração Mássica	Vazão Mássica (t/h)	Fração Mássica	Vazão Mássica (t/h)	Fração Mássica	Vazão Mássica (t/h)	Fração Mássica
ART	81,88	0,16	14,11	0,14	11,87	0,16	79,63	0,17
Água	415,16	0,82	73,53	0,7	60,20	0,82	399,16	0,83
Fibras	1,68	3,31E-03	1,76	1,75E-02	0,24	3,31E-03	0,17	3,51E-04
Sais	8,65	1,70E-02	9,91	9,87E-02	1,25	1,70E-02	-	-
Impurezas minerais	0,17	3,34E-04	0,19	1,94E-03	0,02	3,34E-04	-	-
SO <sub>2</sub>	0,4	7,87E-04	0,46	4,56E-03	0,06	7,87E-04	-	-
Cal	0,35	6,89E-04	0,40	3,99E-03	0,05	6,89E-04	-	-
<b>Total</b>	<b>508,28</b>	<b>1</b>	<b>100,36</b>	<b>1</b>	<b>73,70</b>	<b>1</b>	<b>478,96</b>	<b>1</b>

FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2018).

### 6.3.8 Filtração

O lodo é composto de partículas sólidas e por ser mais denso se deposita no fundo do tanque, sendo recolhido pela caixa de lodo e desta encaminhado para a filtração.

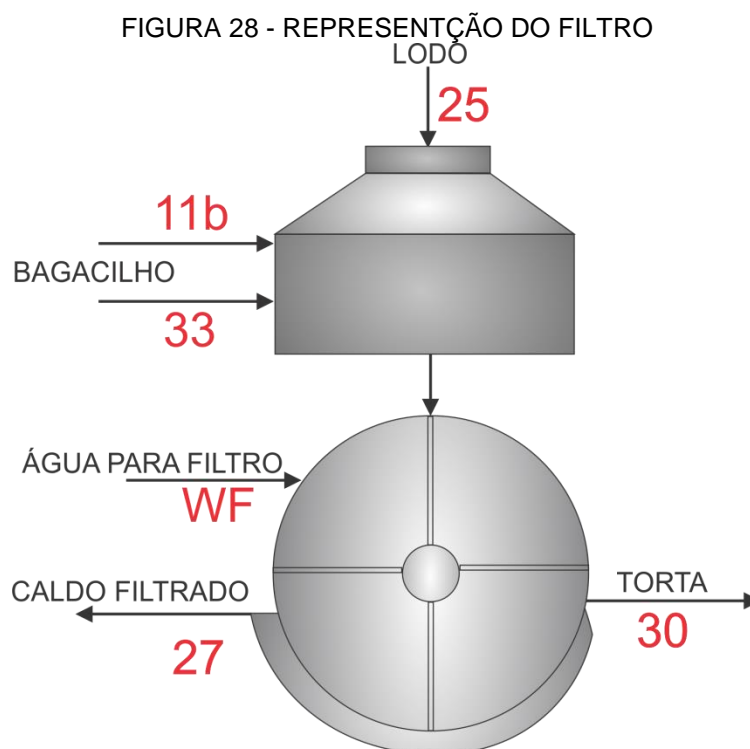
O lodo é enviado para dois tipos de filtro, rotativo e prensa, sendo que no filtro prensa é tratado com polímero catiônico, e no rotativo é adicionado bagacilho para aumentar a consistência e porosidade, promovendo uma melhor filtração (CALLE, BAJAY, ROTHMAN, 2005; PAYNE, 2010).

A filtração rotativa é realizada em um filtro de tambor rotativo a vácuo com adição de água que tem por objetivo recuperar o açúcar perdido no lodo. Nesse processo o meio filtrante se encontra sob pressão negativa e o líquido recuperado (caldo filtrado) retorna para o decantador em um sistema de refluxo.

Segundo Martinez (2016), para a adequação da espessura da torta formada sobre a superfície do rolo é necessário adicionar de 3 a 5 kg de bagacilho por tonelada de cana moída. A torta formada após a filtração possui umidade de 75%, sendo o restante da composição, materiais sólidos. Para este balanço foi considerado a adição de 5 kg de bagacilho/ t de cana.

Utilizou-se um único filtro no balanço, sendo este do tipo tambor rotativo.

As vazões mássicas dos componentes de cada corrente do filtro (Figura 28) estão apresentadas na Tabela 12.



FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2017).

TABELA 12 - VAZÕES MÁSSICAS E COMPOSIÇÃO DAS CORRENTES DO FILTRO.

Correntes	11b		25		27		30		33	
Temperatura (°C)	40		95		95		95		95	
Pressão (kgf/cm <sup>2</sup> )	1,03		1,03		1,03		1,03		1,03	
Componentes	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)	Fração Mássica
ART	-	-	7,06	0,14	5,94	0,16	1,12	2,2E-02	-	-
Água	-	-	36,76	0,73	30,10	0,82	40,82	0,82	-	-
Fibras	14,31	1	0,88	1,8E-02	0,12	3,3E-03	0,76	1,5E-02	1,68	1
Sais	-	-	4,95	9,9E-02	0,63	1,7E-02	4,33	8,7E-02	-	-
Impurezas minerais	-	-	9,7E-02	1,9E-03	1,2E-02	3,3E-04	8,5E-02	1,7E-03	-	-
SO <sub>2</sub>	-	-	0,23	4,6E-03	2,9E-02	7,9E-04	0,20	4,0E-03	-	-
Cal	-	-	0,20	4,0E-03	2,5E-02	6,9E-04	0,18	3,5E-03	-	-
<b>Total</b>	<b>14,31</b>	<b>1</b>	<b>50,18</b>	<b>1</b>	<b>36,85</b>	<b>1</b>	<b>49,98</b>	<b>1</b>	<b>1,68</b>	<b>1</b>

FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2018).

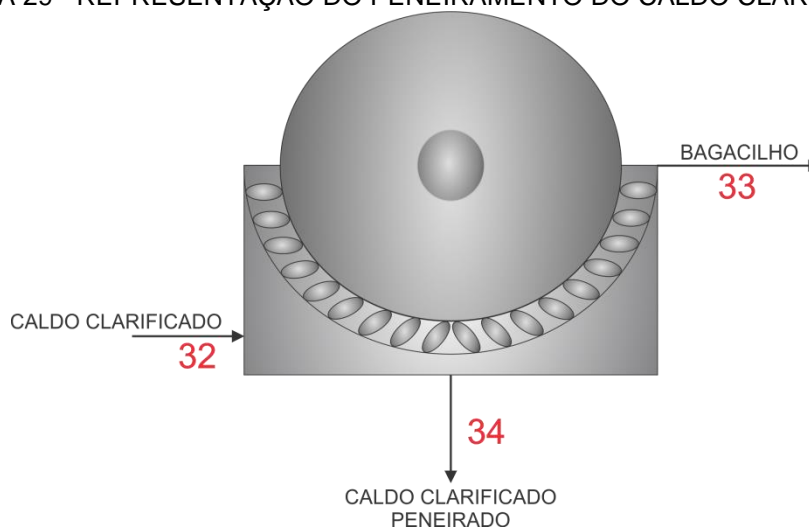
O caldo filtrado é recirculado no processo voltando ao decantador, enquanto que a torta formada é enviada em caminhões para a lavoura, sendo

utilizada como fertilizante (CALLE; BAJAY; ROTHMAN, 2005; MARAFANTE, 1993).

### 6.3.9 Peneiramento do Caldo Clarificado

Após a decantação, uma parte das fibras ainda está presente no caldo clarificado que se encontra a 95°C, sendo necessário um processo de peneiramento para a sua separação, já que o caldo que segue para o evaporador deve conter o mínimo possível de fibras. As vazões mássicas dos componentes das correntes do peneiramento do caldo clarificado (Figura 29) estão apresentadas na Tabela 13.

FIGURA 29 - REPRESENTAÇÃO DO PENEIRAMENTO DO CALDO CLARIFICADO



FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2017).

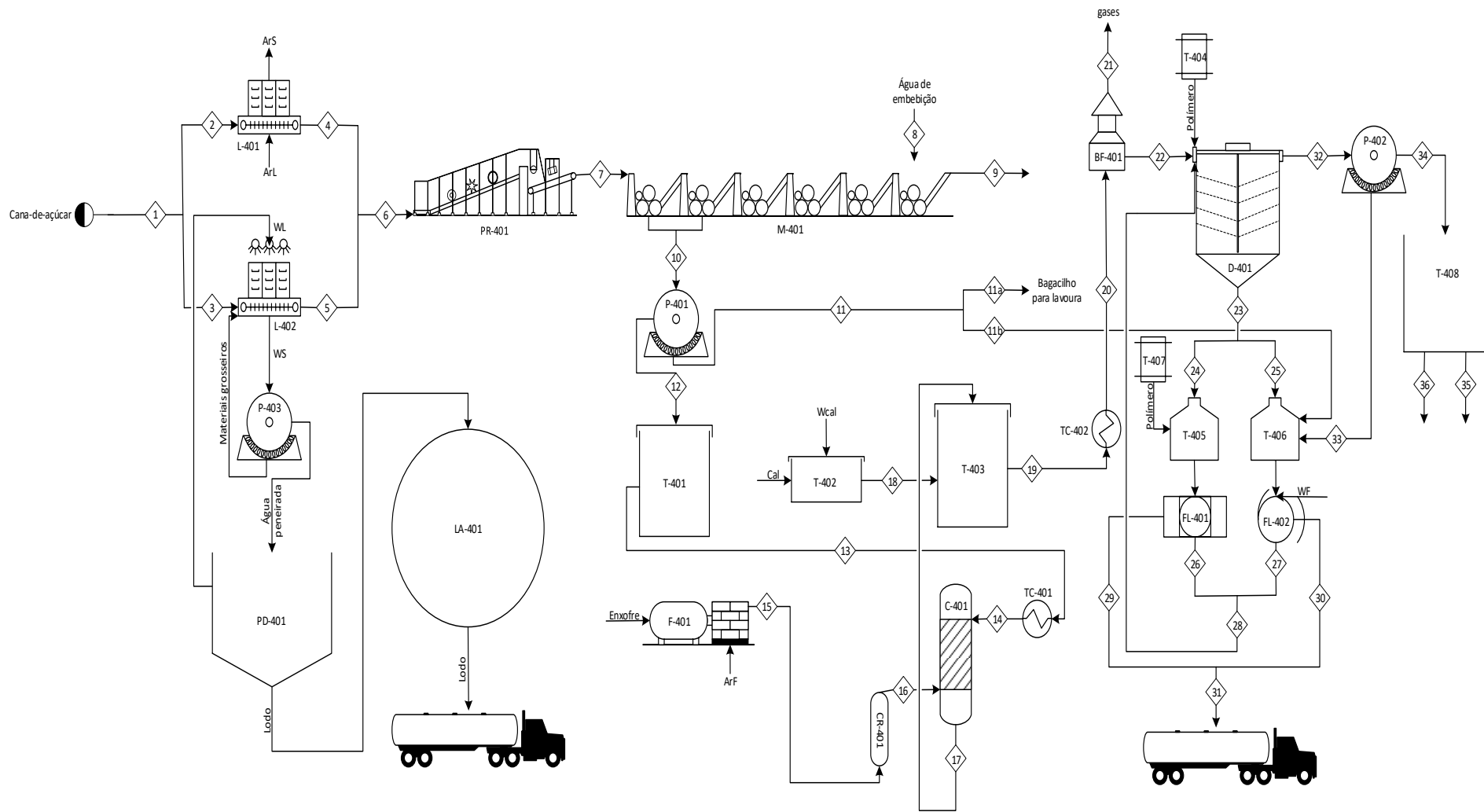
TABELA 13 - VAZÕES MÁSSICAS E COMPOSIÇÃO DAS CORRENTES DO CALDO PENEIRADO

Correntes	32		33		34	
Temperatura (°C)	95		95		95	
Pressão (kgf/cm <sup>2</sup> )	1,03		1,03		1,03	
Componentes	Vazão Mássica (t/h)	Fração Mássica	Vazão Mássica (t/h)	Fração Mássica	Vazão Mássica (t/h)	Fração Mássica
ART	79,63	0,17	-	-	79,63	0,17
Água	399,16	0,83	-	-	399,16	0,83
Fibras	0,17	3,51E-04	1,68	1	-	-
<b>Total</b>	<b>478,96</b>	<b>1</b>	<b>1,68</b>	<b>1</b>	<b>478,80</b>	<b>1</b>

Devido ao *mix* de produção da usina, o caldo resultante é dividido em duas correntes, uma delas é encaminhada para a produção de açúcar, e corresponde a 80 % do montante, e a outra segue para a produção de etanol. O caldo clarificado que será destinado à produção do açúcar VHP deve ser aquecido previamente, e o destinado à produção de etanol hidratado é resfriado (ALBUQUERQUE, 2011).

O diagrama PFD do processo da seção 400 pode ser esquematizado conforme Figura 30.

FIGURA 30 - DIAGRAMA PFD SEÇÃO 400



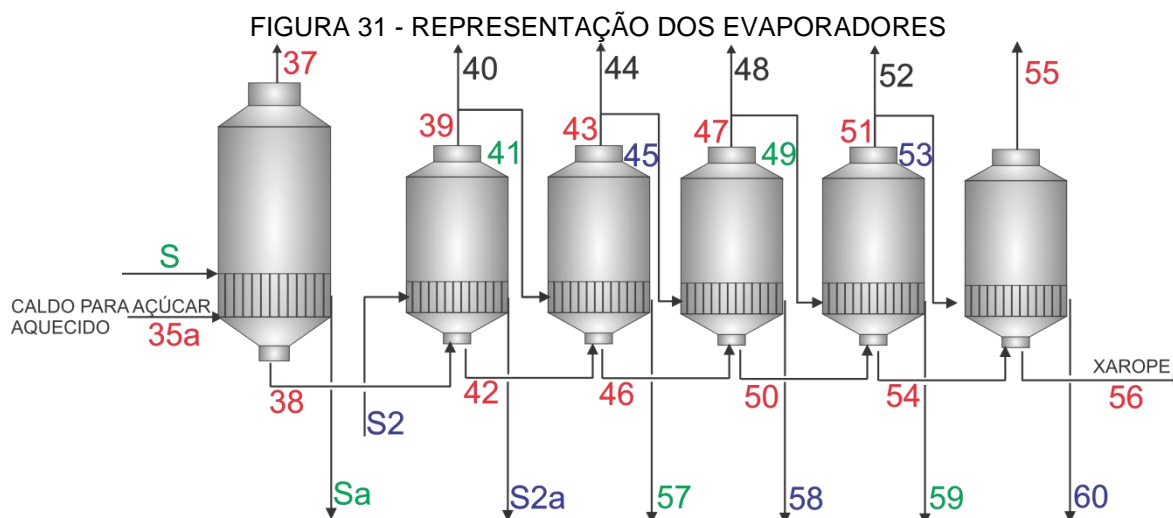
FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2018).

## 6.4 PROCESSO DE PRODUÇÃO DO AÇÚCAR VHP - SEÇÃO 500

### 6.4.1 Evaporadores

O caldo resultante do peneiramento é enviado para a evaporação com o objetivo de eliminar a água em excesso, segundo Martinez (2016) a quantidade de água removida na evaporação é cerca de 80%, o que representa uma concentração de 14 até em torno de 60 °Brix (ALBUQUERQUE, 2011; PAYNE, 2010).

Primeiramente, o caldo passa por aquecimento até a temperatura de 100°C. O sistema de evaporação a ser adotado é o de múltiplos efeitos (cinco) com 6 evaporadores contínuos (um pré-evaporador mais 5 evaporadores), sendo que o vapor de escape das turbinas é utilizado nos dois primeiros evaporadores, e os demais são alimentados com o vapor vegetal proveniente do efeito anterior, como apresentado na Figura 31.



FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2017).

Segundo Martinez (2016), o °Brix ideal para a entrada no primeiro evaporador é entre 13 e 17, e o de saída no último entre 60 e 70. O °Brix na entrada e saída de cada evaporador foi obtido por meio de uma pesquisa de campo, dessa forma, foi possível calcular as vazões mássicas de água remanescente no caldo e evaporada em cada um, com o auxílio da Equação 2. Os dados estão apresentados nas Tabelas 14.

$$^{\circ}Brix = \frac{ART}{ART + \text{água}} \quad (2)$$

Para encontrar as vazões necessárias do vapor de escape, dos vapores vegetais e das sangrias em cada evaporador, fez-se o balanço de energia juntamente com o balanço de massa.

Primeiramente, definiu-se que o caldo entra a 100°C no pré-evaporador cuja pressão absoluta do vapor é 1,24 kgf/cm<sup>2</sup> (corrente 35<sup>a</sup>). A temperatura de vaporização da água a essa pressão é de 104,71°C. Porém, quando se tem um soluto não volátil em um solvente, a temperatura de ebulição do solvente aumenta. As moléculas de sacarose interagem com as moléculas de água, diminuindo a pressão de vapor desse líquido. Visto que a pressão de vapor fica menor que a pressão atmosférica, é necessário aquecer ainda mais a solução para que a pressão de vapor iguale-se à pressão atmosférica e, dessa forma, entre em ebulição. Essa diferença de temperatura é conhecida na indústria sucroenergética como BPR, e pode ser calculada de acordo com o °Brix da solução pela Equação 3 (GEANKOPLIS, 2009).

$$BPR = 1,78 \cdot ^{\circ}Brix + 6,22 \cdot ^{\circ}Brix^2 \quad (3)$$

O calor utilizado na evaporação é proveniente da troca térmica com o vapor de escape da turbina, que entra no evaporador a uma pressão absoluta de 1,5 kgf/cm<sup>2</sup>, e superaquecido 11,4°C conforme citado por Zacura e Piccirilli (2012). Dessa forma, o vapor encontra-se a temperatura de 137°C.

Para o cálculo do calor  $\dot{Q}$  (total necessário para aquecer o caldo) utilizou-se a Equação 4.

$$\dot{Q} = F \cdot c_p \cdot \Delta T + V \cdot \lambda_{v1} \quad (4)$$

Em que:

$\dot{Q}$  = calor (kJ/h)

$F$  = vazão mássica de caldo clarificado peneirado (t/h)

$c_p$  = calor específico do caldo (kJ/kg°C)

$\Delta T$  = diferença de temperatura entre a alimentação do caldo e o ponto de ebulição da solução (°C)

$V$  = vazão mássica de água evaporada (t/h)

$\lambda_{v1}$  = calor de vaporização da água (kJ/kg)

Com o valor de calor ( $\dot{Q}$ ) é possível encontrar vazão do vapor de escape que entra no pré-evaporador pela Equação 5

$$\dot{Q} = S \cdot c_{pv} \cdot \Delta T + S \cdot \lambda_s \quad (5)$$

Em que:

$S$  = vazão mássica de vapor de escape (t/h)

$c_{pv}$  = calor específico do vapor de água (kJ/kg°C)

$\Delta T$  = diferença entre a temperatura de alimentação e a temperatura de condensação do vapor (°C)

$\lambda_s$  = calor de condensação do vapor de água (kJ/kg)

Os cálculos estão descritos no Apêndice A. Encontrou-se que no pré-evaporador a vazão mássica de vapor de escape necessária para fornecer 264 GJ/h é de 119,58 t/h. As considerações, dados, equações e cálculos para os evaporadores em série também estão descritos no Apêndice A. A vazão mássica de vapor de escape necessária no 1° evaporador é de 73,42 t/h. As demais vazões mássicas, pressão, temperatura e composição de cada corrente encontram-se na Tabela 14.

TABELA 14 - VAZÕES MÁSSICAS E COMPOSIÇÃO DAS CORRENTES DOS EVAPORADORES (CONTINUA).

<b>Correntes</b>	<b>35a</b>		<b>37</b>		<b>38</b>		<b>39</b>	
Temperatura (°C)	100		105,5		105,5		104,77	
Pressão (kgf/cm <sup>2</sup> )	1,24		1,24		1,24		1,184	
°Brix	16,63		-		24		-	
<b>Componentes</b>	<b>Vazão mássica (t/h)</b>	<b>Fração Mássica</b>	<b>Vazão mássica (t/h)</b>	<b>Fração Mássica</b>	<b>Vazão mássica (t/h)</b>	<b>Fração Mássica</b>	<b>Vazão mássica (t/h)</b>	<b>Fração Mássica</b>
ART	63,71	0,17	-	-	63,71	0,24	-	-
Água	319,33	0,83	117,59	1	201,74	0,76	72,39	1
<b>Total</b>	<b>383,04</b>	<b>1</b>	<b>117,59</b>	<b>1</b>	<b>265,45</b>	<b>1</b>	<b>72,39</b>	<b>1</b>

FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2018).



(CONTINUAÇÃO).

<b>Correntes</b>	<b>40</b>		<b>41</b>		<b>42</b>		<b>43</b>	
Temperatura (°C)	104,77		103,51		104,77		98,51	
Pressão (kgf/cm <sup>2</sup> )	1,184		1,184		1,184		0,917	
°Brix	-		-		33		-	
Componentes	Vazão mássica (t/h)	Fração Mássica	Vazão mássica (t/h)	Fração Mássica	Vazão mássica (t/h)	Fração Mássica	Vazão mássica (t/h)	Fração Mássica
ART	-	-	-	-	63,71	0,33	-	-
Água	29	1	43,39	1	129,35	0,67	44,90	1
<b>Total</b>	<b>29</b>	<b>1</b>	<b>43,39</b>	<b>1</b>	<b>193,05</b>	<b>1</b>	<b>44,90</b>	<b>1</b>

(CONTINUAÇÃO).

<b>Correntes</b>	<b>44</b>		<b>45</b>		<b>46</b>		<b>47</b>	
Temperatura (°C)	98,51		96,59		98,51		90,59	
Pressão (kgf/cm <sup>2</sup> )	0,917		0,917		0,917		0,665	
°Brix	-		-		43		-	
Componentes	Vazão mássica (t/h)	Fração Mássica	Vazão mássica (t/h)	Fração Mássica	Vazão mássica (t/h)	Fração Mássica	Vazão mássica (t/h)	Fração Mássica
ART	-	-	-	-	63,71	0,43	-	-
Água	20,68	1	24,22	1	84,45	0,57	25,64	1
<b>Total</b>	<b>20,68</b>	<b>1</b>	<b>24,22</b>	<b>1</b>	<b>148,16</b>	<b>1</b>	<b>25,64</b>	<b>1</b>

(CONTINUAÇÃO).

<b>Correntes</b>	<b>48</b>		<b>49</b>		<b>50</b>		<b>51</b>	
Temperatura (°C)	90,59		87,98		90,59		79,98	
Pressão (kgf/cm <sup>2</sup> )	0,665		0,665		0,665		0,4268	
°Brix	-		-		52		-	
Componentes	Vazão mássica (t/h)	Fração Mássica	Vazão mássica (t/h)	Fração Mássica	Vazão mássica (t/h)	Fração Mássica	Vazão mássica (t/h)	Fração Mássica
ART	-	-	-	-	63,71	0,52	-	-
Água	14,48	1	11,16	1	129,35	0,48	12,67	1
<b>Total</b>	<b>14,48</b>	<b>1</b>	<b>11,16</b>	<b>1</b>	<b>193,05</b>	<b>1</b>	<b>12,67</b>	<b>1</b>

(CONTINUAÇÃO).

<b>Correntes</b>	<b>52</b>		<b>53</b>		<b>54</b>		<b>55</b>	
Temperatura (°C)	79,98		76,86		79,98		64	
Pressão (kgf/cm <sup>2</sup> )	0,4268		0,4268		0,4268		0,2	
°Brix	-		-		58		-	
Componentes	Vazão mássica (t/h)	Fração Mássica	Vazão mássica (t/h)	Fração Mássica	Vazão mássica (t/h)	Fração Mássica	Vazão mássica (t/h)	Fração Mássica
ART	-	-	-	-	63,71	0,58	-	-
Água	1,24	1	11,44	1	46,13	0,42	13,31	1
<b>Total</b>	<b>1,24</b>	<b>1</b>	<b>11,44</b>	<b>1</b>	<b>109,84</b>	<b>1</b>	<b>13,31</b>	<b>1</b>

(CONTINUAÇÃO).

<b>Correntes</b>	<b>56</b>		<b>57</b>		<b>58</b>		<b>59</b>		<b>60</b>	
Temperatura (°C)	64		103,51		96,59		87,98		76,86	
Pressão (kgf/cm <sup>2</sup> )	0,2		1,184		0,917		0,665		0,4268	
°Brix	66		-		-		-		-	
Componentes	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)	Fração Mássica
ART	63,71	0,66	-	-	-	-	-	-	-	-
Água	32,82	0,34	43,39	1	24,22	1	11,16	1	11,44	1
<b>Total</b>	<b>96,53</b>	<b>1</b>	<b>43,39</b>	<b>1</b>	<b>24,22</b>	<b>1</b>	<b>11,16</b>	<b>1</b>	<b>11,44</b>	<b>1</b>

FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2018).

Após condensado, o vapor de escape é utilizado como utilidade quente, em seguida parte do vapor segue para água de embebição enquanto a outra parte é enviada para o tanque de água abrandada, depois segue destino para o desaerador e em sequência à caldeira.

As sangrias de vapores vegetais, assim como os condensados serão utilizados como utilidade quente em outras correntes e equipamentos da indústria, que foi definida por uma análise de integração energética. Os condensados também são utilizados para suprir a água necessária para embebição, filtro e centrífugas.

#### 6.4.2 Cozedor, Cristalizador e Centrifuga

O xarope resultante dos evaporadores, embora possua um °Brix elevado, ainda não é caracterizado como açúcar, por isso, este é encaminhado para os cozedores, onde um sistema de vácuo a baixas temperaturas aspira o xarope, quando colocado em funcionamento, ou seja, promove a retirada de água e, conseqüentemente, ocorre a concentração do xarope por diminuição de pressão. A temperatura de cozimento deve ser mantida em torno de 60°C a 70°C, pois, acima disso, ocorre o derretimento da massa e empoeiramento, mecanismos que formam cristais de tamanho reduzido (cristais falsos) e que atrapalham o processo de centrifugação (ALBUQUERQUE, 2011; MARAFANTE, 1993).

A formação dos cristais pode ocorrer a partir de três diferentes métodos:

- Método de espera: o xarope é cozido até o aparecimento espontâneo dos cristais devido à supersaturação;

- Método de choque: o xarope é concentrado, em altas temperaturas e pressões, e a partir daí, diminui-se bruscamente a pressão, resultando em alta ebulição e cristalização espontânea (PAYNE, 2010; MARAFANTE, 1993);
- Método de sementeira: uma quantidade de açúcar finamente moída em suspensão (semente) é adicionada ao cozedor com o xarope concentrado, onde os cristais aumentam de tamanho devido à supersaturação, o que resulta em depósito de matéria sobre os cristais introduzidos (PAYNE, 2010; MARAFANTE, 1993).

Após o término do cozimento, a massa que passou do estado líquido para o semi-sólido é descarregada nos cristalizadores, onde se resfria lentamente pela circulação de água em calandras, que impede a formação de um bloco, sem acarretar em ganho ou perda de massa, completando assim, o processo de cristalização.

Os cristais possuem uma pequena camada de mel envolvendo-os, por isso são encaminhados para as centrífugas, que promovem a separação do mel e do açúcar.

As proporções de °Brix das correntes de cada xarope e as massas foram calculadas e adequadas ao balanço de acordo com dados de Lopes (2010, *apud* MACHADO, 2012).

As proporções das correntes nas saídas das centrífugas também foram obtidas de acordo com dados de Lopes (2010, *apud* MACHADO, 2012).

O xarope proveniente dos evaporadores é dividido em duas correntes que se encaminham para os cozedores A e B. No cozedor A o xarope A e o magma B são misturados e concentrados devido à evaporação de água, formando a massa A que contém cristais de açúcar recobertos por mel. Essa massa é encaminhada para o cristizador onde ocorre o seu resfriamento por meio de jaquetas e, posteriormente, para centrifugação em que ocorre a retirada do mel que recobre os cristais, resultando na formação do mel A que segue para o cozedor B e os cristais de açúcar que serão secos.

No cozedor B ocorre o mesmo processo descrito anteriormente, contudo ao final do processo, o produto formado é o mel final que é destinado à produção de álcool. O refluxo de magma B e mel A é utilizado para elevar a eficiência do processo.

O xarope se divide em duas correntes para o cozedor A e B, nas proporções 88,85 e 11,15%, respectivamente, como representado pela Figura 32. As vazões mássicas, pressão, temperatura e composição de cada corrente encontram-se na Tabela 15 a 18.

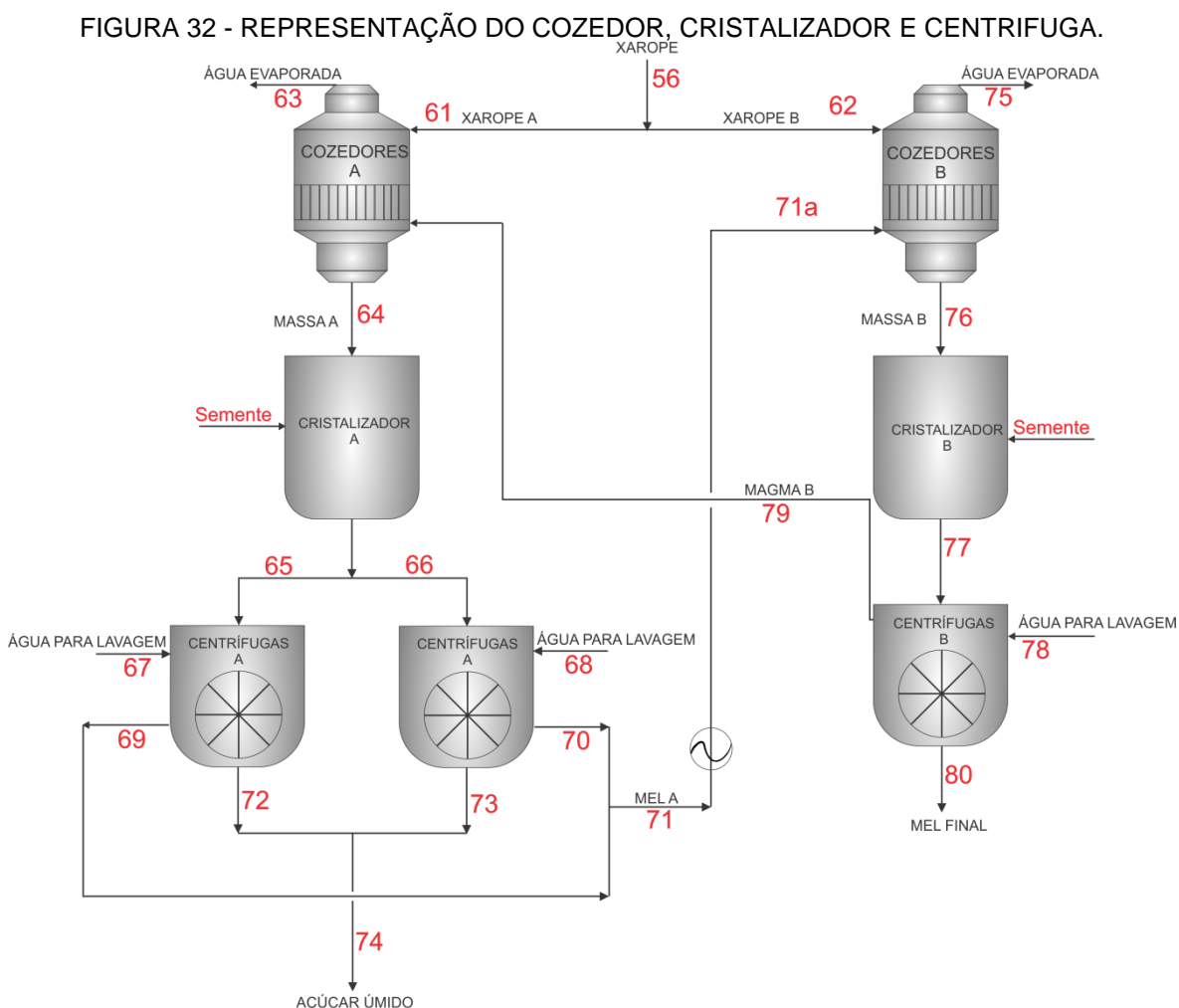


TABELA 15 - VAZÕES MÁSSICAS E COMPOSIÇÃO DAS CORRENTES DO COZEDOR A.

Correntes	61	63	64	
Temperatura (°C)	64	65,64	65,64	
Pressão (kgf/cm <sup>2</sup> )	0,2	0,19	0,19	
°Brix	66	-	91	
Componentes	Vazão mássica (t/h)	Fração mássica	Vazão mássica (t/h)	Fração mássica
ART	56,60	0,66	74,60	0,91
Água	29,16	0,34	7,38	0,09
<b>Total</b>	<b>85,76</b>	<b>1</b>	<b>81,98</b>	<b>1</b>

Fonte: AUTORIA PRÓPRIA (2018).

\*Massa de semente desprezível

Uma vez que as duas centrífugas A apresentam as mesmas características e vazões foi representado na Tabela 16 apenas os dados da primeira centrífuga A, sendo os da segunda iguais.

TABELA 16 - VAZÕES MÁSSICAS E COMPOSIÇÃO DAS CORRENTES DA CENRIFUGA A.

<b>Correntes</b>	<b>65</b>		<b>67</b>		<b>69</b>		<b>72</b>	
Temperatura (°C)	40		100		52,8		60	
Pressão (kgf/cm <sup>2</sup> )	1,03		1,03		1,03		1,03	
°Brix	91		-		66		99,17	
Componentes	Vazão Mássica (t/h)	Fração Mássica	Vazão Mássica (t/h)	Fração Mássica	Vazão Mássica (t/h)	Fração Mássica	Vazão Mássica (t/h)	Fração Mássica
ART	37,30	0,91	-	-	16,56	0,66	20,74	0,99
Água	3,69	0,09	5,02	1	8,53	0,34	0,17	0,01
<b>Total</b>	<b>40,99</b>	<b>1</b>	<b>5,02</b>	<b>1</b>	<b>25,09</b>	<b>1</b>	<b>20,91</b>	<b>1</b>

FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2018).

TABELA 17 - VAZÕES MÁSSICAS E COMPOSIÇÃO DAS CORRENTES DO COZEDOR B.

<b>Correntes</b>	<b>62</b>		<b>71a</b>		<b>75</b>		<b>76</b>	
Temperatura (°C)	64		64		65,51		65,51	
Pressão (kgf/cm <sup>2</sup> )	0,2		1,03		0,19		0,19	
°Brix	66		66		-		90	
Componentes	Vazão Mássica (t/h)	Fração Mássica	Vazão Mássica (t/h)	Fração Mássica	Vazão Mássica (t/h)	Fração Mássica	Vazão Mássica (t/h)	Fração Mássica
ART	7,10	0,66	33,12	0,66	-	-	40,22	0,9
Água	3,66	0,34	17,06	0,34	16,26	1	4,47	0,1
<b>Total</b>	<b>10,76</b>	<b>1</b>	<b>50,19</b>	<b>1</b>	<b>16,26</b>	<b>1</b>	<b>44,69</b>	<b>1</b>

FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2018).

TABELA 18 - VAZÕES MÁSSICAS E COMPOSIÇÃO DAS CORRENTES DA CENTRIFUGA B.

<b>Correntes</b>	<b>77</b>		<b>78</b>		<b>79</b>		<b>80</b>	
Temperatura (°C)	40		100		64		40	
Pressão (kgf/cm <sup>2</sup> )	1,03		1,03		1,03		1,03	
°Brix	90		-		88		83	
Componentes	Vazão Mássica (t/h)	Fração Mássica	Vazão Mássica (t/h)	Fração Mássica	Vazão Mássica (t/h)	Fração Mássica	Vazão Mássica (t/h)	Fração Mássica
ART	40,22	0,9	-	-	18	0,88	22,23	0,83
Água	4,47	0,1	2,55	1	2,45	0,12	4,55	0,17
<b>Total</b>	<b>44,69</b>	<b>1</b>	<b>2,55</b>	<b>1</b>	<b>20,45</b>	<b>1</b>	<b>26,78</b>	<b>1</b>

FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2018).

Para encontrar as vazões necessárias de vapor para a alimentação dos cozedores fez-se o balanço de energia acoplado ao balanço de massa.

Primeiramente, o caldo entra a 64°C nos dois cozedores cuja pressão de trabalho da câmara é de 142,5 mmHg (0,19 kgf/cm<sup>2</sup>) enquanto que a pressão da calandra, por onde passa o vapor, é de 600 mmHg (0,816 kgf/cm<sup>2</sup>). A temperatura de vaporização da água a essa pressão (0,19 kgf/cm<sup>2</sup>) é de 59°C. Porém, devido ao aumento da temperatura de ebulição do solvente fez-se uso da Equação 3 para o cálculo da nova temperatura de ebulição da solução.

Para o cálculo do calor  $\dot{Q}$  necessário para a evaporação utilizou-se a Equação 6.

$$\dot{Q} = m_{ev} \cdot \hat{H}_V + m_{sai} \cdot cp_{sai} \cdot T_{sai} - m_{ent} \cdot cp_{ent} \cdot T_{ent} \quad (6)$$

Em que:

$\dot{Q}$  = calor (kJ/h)

$m_{ev}$  = vazão mássica de água evaporada (t/h)

$\hat{H}_V$  = entalpia específica da corrente de água evaporada (kJ/kg)

$m_{sai}$  = vazão mássica de massa cozida que sai do cozedor (t/h)

$m_{ent}$  = vazão de mássica de xarope que entra no cozedor (t/h)

$cp_{sai}$  = calor específico da massa que sai do cozedor (kJ/kg°C)

$cp_{ent}$  = calor específico da massa que entra no cozedor (kJ/kg°C)

$T_{sai}$  = temperatura da massa na saída do cozedor (°C)

$T_{ent}$  = temperatura da massa na entrada do cozedor (°C)

Os cálculos estão descritos no Apêndice B. A quantia de calor necessária no cozedor A é de  $\dot{Q} = 57,2 \cdot 10^6$  kJ/h e para o cozedor B é de  $\dot{Q} = 38,3 \cdot 10^6$  kJ/h.

A massa cozida A (corrente 64) alimenta 10 cristalizadores, já a corrente 76 alimenta 11 cristalizadores. Assim, para encontrar as vazões necessárias de água para a cristalização do açúcar fez-se o balanço de energia. O processo é realizado em um cristalizador adiabático. Deste modo, a vazão de água foi calculada por meio da Equação 7.

$$m_{cristal} \cdot cp \cdot \Delta T = m_{\acute{a}gua} \cdot cp \cdot T \quad (7)$$

Por meio de pesquisa de campo determinou-se que o açúcar é resfriado a 40°C e a água de circulação encontra-se a 25°C no início e a 40°C ao final do

processo. Devido aos balanços de massa e de energia dos cozedores sabe-se que a massa cozida entra a 65,64°C e 91°Brix nos cristalizadores A e a 65,51°C e com 90°Brix nos cristalizadores B.

Assim, a vazão de água necessária em cada cristalizador A é de 50,88 t/h e para cada cristalizador B é de 28,12 t/h, ou seja, são necessários 79 t de água por hora, os cálculos completos encontram-se descritos no Apêndice C.

Para determinar a temperatura que o mel A deixa as duas centrífugas A, foi realizado primeiramente um balanço de energia, para uma delas, entre a corrente de açúcar, que precisa ser lavado, e a água, utilizada para lavagem, por meio da Equação 8.

$$Q_{\text{açúcar}} = Q_{\text{água}} \quad (8)$$

$$m_s \cdot cp_s \cdot \Delta T_s = m_{\text{água}} \cdot cp_{\text{água}} \cdot \Delta T_{\text{água}}$$

Em que:

$m_s$  = vazão mássica do açúcar (t/h)

$m_{\text{água}}$  = vazão mássica da água (t/h)

$cp_s$  = calor específico do açúcar (kJ/kg°C)

$cp_{\text{água}}$  = calor específico da água (kJ/kg°C)

$\Delta T_s$  = diferença de temperatura do açúcar na entrada e saída (°C)

$\Delta T_{\text{água}}$  = diferença de temperatura da água na entrada e saída (°C)

Utilizando  $cp_s$  de 1,1704 kJ/kg.K,  $cp_{\text{água}}$  de 4,211 kJ/kg.K e estimando a temperatura de entrada da água e da saída do açúcar em 100°C e 60°C, respectivamente, calculou-se a temperatura da água após a troca térmica ( $T_1$ ) pela Equação 8 (SMITH; ABBOTT; VAN NESS, 2007).

$$21100 \cdot 1,1704 \cdot (60 - 40) = 5017,15 \cdot 4,211 \cdot (100 - T_1)$$

$$T_1 = 74,5^\circ\text{C}$$

Assim, a temperatura da água que se mistura com o mel centrifugado é 74,5°C. Com este dado foi possível determinar a temperatura de saída do mel A,

fazendo um balanço de energia com as correntes de mel centrifugado e a água de lavagem que se misturam (formando a corrente 71), considerando que a centrífuga opera adiabaticamente.

$$\Delta H = 0$$

$$m_{melcen} \cdot cp_{melcen} \cdot (T_{melcen} - T_R) + m_{\acute{a}gua} \cdot cp_{\acute{a}gua} \cdot (T_{\acute{a}gua} - T_R) = m_{melA} \cdot cp_{melA} \cdot (T_{melA} - T_R)$$

Em que:

$m_{melcen}$  = vazão mássica de mel centrifugado (t/h)

$m_{melA}$  = vazão mássica de mel A (t/h)

$cp_{melcen}$  = calor específico do mel centrifugado (kJ/kg°C)

$cp_{melA}$  = calor específico do mel A (kJ/kg°C)

$T_{melcen}$  = temperatura do mel centrifugado (°C)

$T_{melA}$  = temperatura do mel A (°C)

$T_R$  = Temperatura de referência (°C)

O calor específico do mel centrifugado e do mel A foram calculados por meio da Equação 9, enquanto que para a água utilizou-se 4,18 kJ/kg.°C. Como a temperatura de referência 0°C, calculou-se a temperatura do mel A.

$$cp_{mel}(1 - 0,007 \cdot \text{Brix}) \cdot 4,18 \quad (9)$$

$$20077,5 \cdot 1,766 \cdot (40 - 0) + 5017,15 \cdot 4,18 \cdot (74,5 - 0) = 25094,65 \cdot 2,250 \cdot (T_{melA} - 0)$$

$$T_{melA} = 52,8 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Assim a temperatura final do mel A é 52,8°C.

#### 6.4.3 Secador

De acordo com Me-Zochi (2007), o açúcar proveniente das centrífugas apresenta alto teor de umidade entre 0,5 a 2%, bem como, temperaturas elevadas que variam de 60°C a 85°C devido à lavagem com água quente, deste modo, deve ser enviado para um secador que utiliza ar quente para promover a evaporação da água e, posteriormente, é resfriado. O autor relata ainda, que após



a secagem a faixa de umidade deve estar entre 0,03 e 0,04%, com temperatura entre 35°C e 40°C. Após o processo, a massa do açúcar é aferida e o produto final é armazenado a granel ou acondicionado em sacos (ALBUQUERQUE, 2011; MARAFANTE, 1993; PAYNE, 2010).

As vazões mássicas dos componentes de cada corrente do secador de açúcar (Figura 33) estão apresentadas na Tabela 19 para o ar aquecido de secagem e na Tabela 20 para o ar frio de resfriamento.

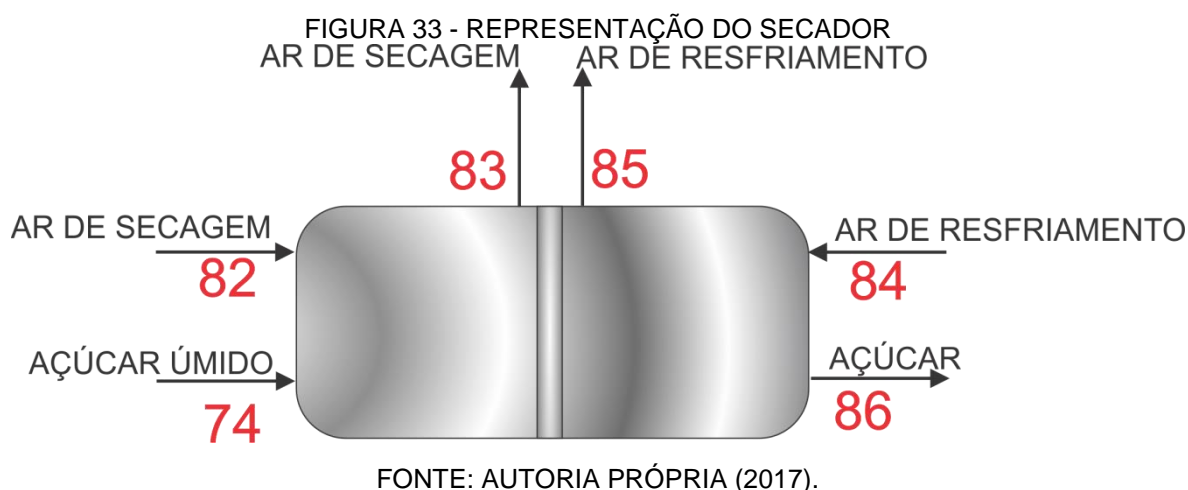


TABELA 19 - VAZÕES MÁSSICAS E COMPOSIÇÃO DOS COMPONENTES DAS CORRENTES DE SECAGEM DO AÇÚCAR.

Correntes	74		82		83	
Temperatura (°C)	60		90		75,1	
Pressão (kgf/cm <sup>2</sup> )	1,03		1,03		1,03	
°Brix	99,17		-		-	
Componentes	Vazão mássica (t/h)	Fração mássica	Vazão mássica (t/h)	Fração mássica	Vazão mássica (t/h)	Fração mássica
ART	41,48	1,98	-	-	-	-
Água	0,35	0,02	1,32	1,57E-02	1,65	1,97E-02
Ar			82,34	0,984	82,34	0,984
<b>Total</b>	<b>41,83</b>	<b>2</b>	<b>83,65</b>	<b>1</b>	<b>83,99</b>	<b>1</b>

FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2018).

TABELA 20 - VAZÕES MÁSSICAS E COMPOSIÇÃO DOS COMPONENTES DAS CORRENTES DE RESFRIAÇÃO DO AÇÚCAR.

<b>Correntes</b>	<b>84</b>		<b>85</b>		<b>86</b>	
Temperatura (°C)	25		60		35	
Pressão (kgf/cm <sup>2</sup> )	1,03		1,03		1,03	
°Brix	-		-		99,97	
Componentes	Vazão mássica (t/h)	Fração mássica	Vazão mássica (t/h)	Fração mássica	Vazão mássica (t/h)	Fração mássica
ART	-	-	-	-	41,48	1
Água	0,76	1,57E-02	0,76	1,57E-02	1,24E-02	3,00E-04
Ar	47,56	0,98	47,56	0,98	-	-
<b>Total</b>	<b>48,32</b>	<b>1</b>	<b>48,32</b>	<b>1</b>	<b>41,9</b>	<b>1</b>

FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2018).

Para fazer o balanço de energia no secador primeiramente foi necessário encontrar a umidade absoluta em cada corrente que passa por ele.

Com a quantidade de água que entra e sai na corrente de açúcar, foi possível calcular a umidade absoluta com a Equação 10.

$$UA = \frac{m_{\text{água}}}{m_{\text{sólido seco}}} \quad (10)$$

Em que:

$UA$  = umidade absoluta;

$m_{\text{água}}$  = massa de água na corrente (t/h);

$m_{\text{sólido seco}}$  = massa de sólido seco na corrente (t/h).

Efetuada os cálculos encontrou-se uma umidade absoluta de 0,00839 kg de água/kg de ar seco e 0,0003 kg de água/kg de ar seco para entrada e saída da corrente de açúcar, respectivamente.

Fazendo uma média dos dados de umidade relativa da cidade de Rio Claro estudado por Carvalho *et al.* (2012) tem-se um valor de 60%. Considerando uma temperatura ambiente de 30°C e com o auxílio de uma carta psicrométrica obteve-se um valor de umidade absoluta de 0,016 kg de água por kg de ar seco. Como o ar que entra no secador é apenas aquecido indiretamente (até 90°C) em um trocador de calor, o valor de umidade absoluta permanece inalterável.

Para a umidade absoluta da corrente de saída do ar calculou-se primeiramente a quantidade de água que entra no secador por meio da Equação

10 e somou com a quantidade de água evaporada da corrente de açúcar. Posteriormente calculou-se a umidade absoluta de maneira análoga a do açúcar.

$$UA = \frac{m_{\text{água}}}{m_{\text{ar úmido}} - m_{\text{água}}}$$

Os resultados para a água que entra na corrente de ar e a umidade absoluta da corrente de saída são, respectivamente, 1,314 kg de água e 0,02 %.

De acordo com Paulino [201-], a proporção de ar quente para secagem é de 1:2 de açúcar, assim foi possível obter a massa de ar quente.

Com todas as vazões mássicas e umidades conhecidas foi possível realizar o balanço de energia por meio da Equação 11.

$$A \cdot h_{A1} + B \cdot H_{B1} = A \cdot h_{A2} + B \cdot H_{B2} \quad (11)$$

Em que:

$A$  = vazão mássica de açúcar seco (t/h)

$B$  = vazão mássica de ar seco (t/h)

$h_{A1}$  = entalpia do açúcar na entrada do secador (kJ/kg)

$h_{A2}$  = entalpia do açúcar na saída do secador (kJ/kg)

$H_{B1}$  = entalpia do ar na entrada do secador (kJ/kg)

$H_{B2}$  = entalpia do ar na saída do secador (kJ/kg)

Por meio das Equações 12, 13 e 14 foi possível calcular a entalpia das correntes de entrada do secador.

$$H_i = c_s \cdot (T_i - T_o) + \mathcal{H} \cdot \lambda_o \quad (12)$$

$$c_s = cp_{\text{ar}} + cp_{\text{vapor}} \cdot \mathcal{H}_i \quad (13)$$

$$h_i = cp_{\text{sólido}} \cdot (T_i - T_o) + x \cdot cp_{\text{água}} \cdot (T_i - T_o) \quad (14)$$

Sendo:

$T_i$  = temperatura da corrente (°C)

$T_o$  = temperatura de referência (°C)

$\lambda_0$  = calor de vaporização da água (kJ/kg)

$cp_{ar}$  = calor específico do ar (kJ/kg°C)

$cp_{vapor}$  = calor específico do vapor de água (kJ/kg°C)

$cp_{sólido}$  = calor específico do açúcar (kJ/kg°C)

$cp_{água}$  = calor específico da água (kJ/kg°C)

Utilizando os dados ( $T_0$  de 0°C,  $\lambda_0 = 2501$  kJ/kg,  $cp_{ar} = 1,005$  kJ/kg.K,  $cp_{vapor} = 1,88$  kJ/kg.K,  $cp_{sólido} = 1,1704$  kJ/kg.K,  $cp_{água} = 1,005$  kJ/kg.K), calculou-se as entalpias das correntes de entrada (HUGOT,1977; GEANKOPLIS, 2009).

Substituindo os dados obtidos na Equação 11 chega-se a Equação 15.

$$41,479.72,3317 + 82,3366.133,1732 = 41,479. h_{A2} + 82,3366 H_{B2} \quad (15)$$

Para determinar a temperatura de saída do ar estimou-se a temperatura de saída da corrente de açúcar em 70°C, com isso calculou-se a entalpia do açúcar na saída por meio da Equação 14 obtendo um resultado de 82,0159 kJ/kg de sólido. Inserindo este valor na Equação 15 encontrou-se o valor de entalpia do ar que sai do secador.

$$41,479.72,3317 + 82,3366.133,1732 = 41,479.82,0159 + 82,3366$$

$$H_{B2} = 128,2946 \text{ kJ/kg}$$

Com a Equação 12 foi possível definir a temperatura de saída do ar.

$$128,2946 = c_s \cdot (T_{B2} - 0) + 0,02.2501$$

$$c_s = 1,005 + 1,88.0,02$$

$$T_{B2} = 75,1^\circ\text{C}$$

Desse modo, a temperatura de saída do ar é 75,1°C.

No resfriamento da corrente de açúcar foi necessário determinar a vazão mássica de ar ( $B_3$ ). Para isso, utilizou-se a Equação 16 a seguir.

$$Q_{açúcar} = Q_{ar} \quad (16)$$

$$A_2 \cdot cp_{açúcar} \cdot \Delta T_{açúcar} = B_3 \cdot cp_{ar} \cdot \Delta T_{ar}$$

O ar ambiente encontra-se a 30 °C, porém, a temperatura de entrada do ar é 25 °C e por isso este é resfriado por um chilling dentro do secador. A temperatura de saída do ar foi estabelecida como 60°C, por meio destas calculou-se a vazão mássica da corrente de ar.

$$41492.1,1704 \cdot (70 - 35) = B_3 \cdot 1,005 \cdot (60 - 25)$$

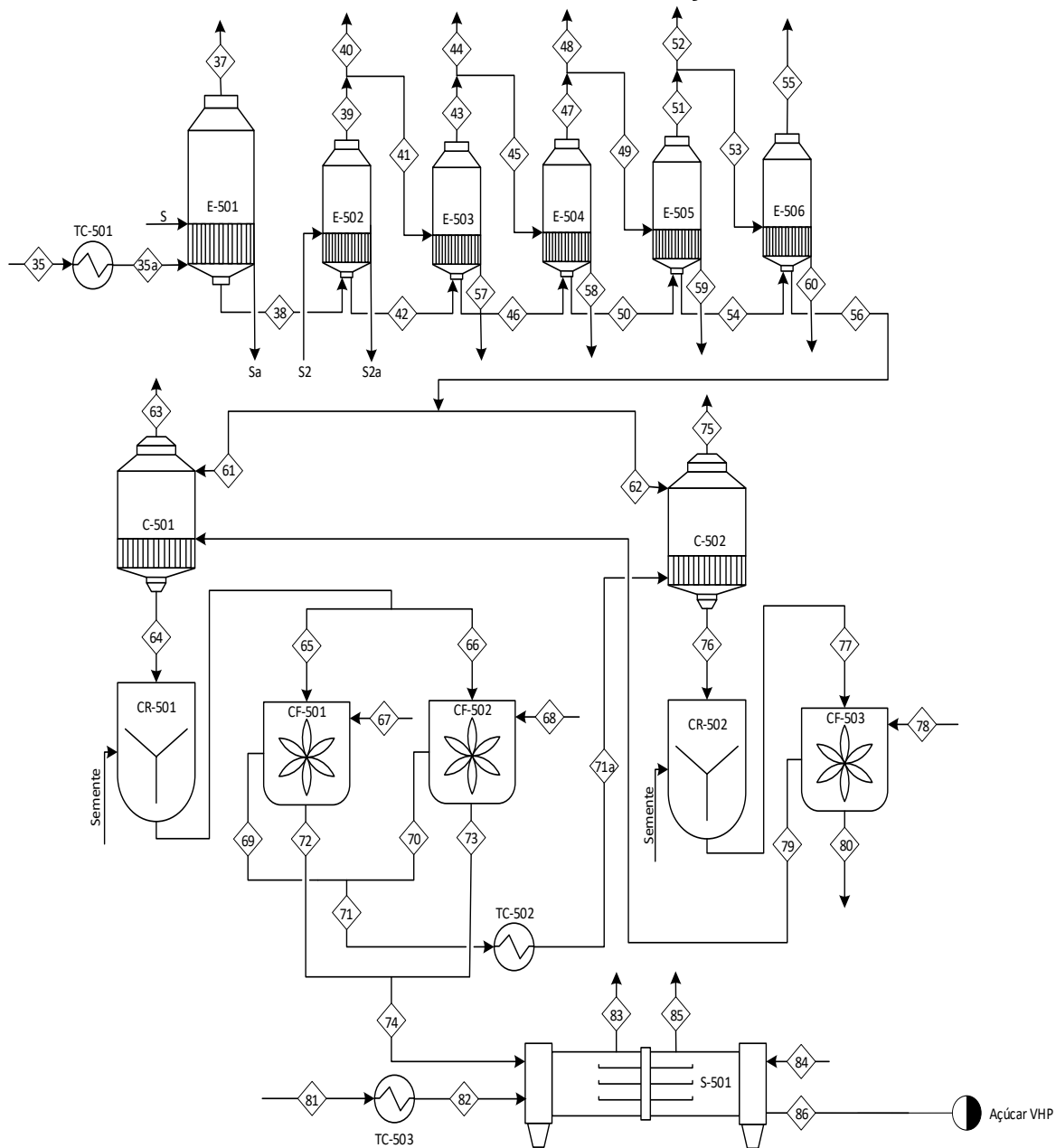
$$B_3 = 48320,6336 \text{ kg/h}$$

Assim, a vazão mássica de ar necessária para resfriar o açúcar é 48.32 t/h.

A massa de açúcar obtida ao fim do processo foi de aproximadamente 41,5 t/h, ou seja, 996 t/dia.

O diagrama PFD do processo da seção 500 pode ser esquematizado conforme Figura 34.

FIGURA 34 - DIAGRAMA PFD DA SEÇÃO 500



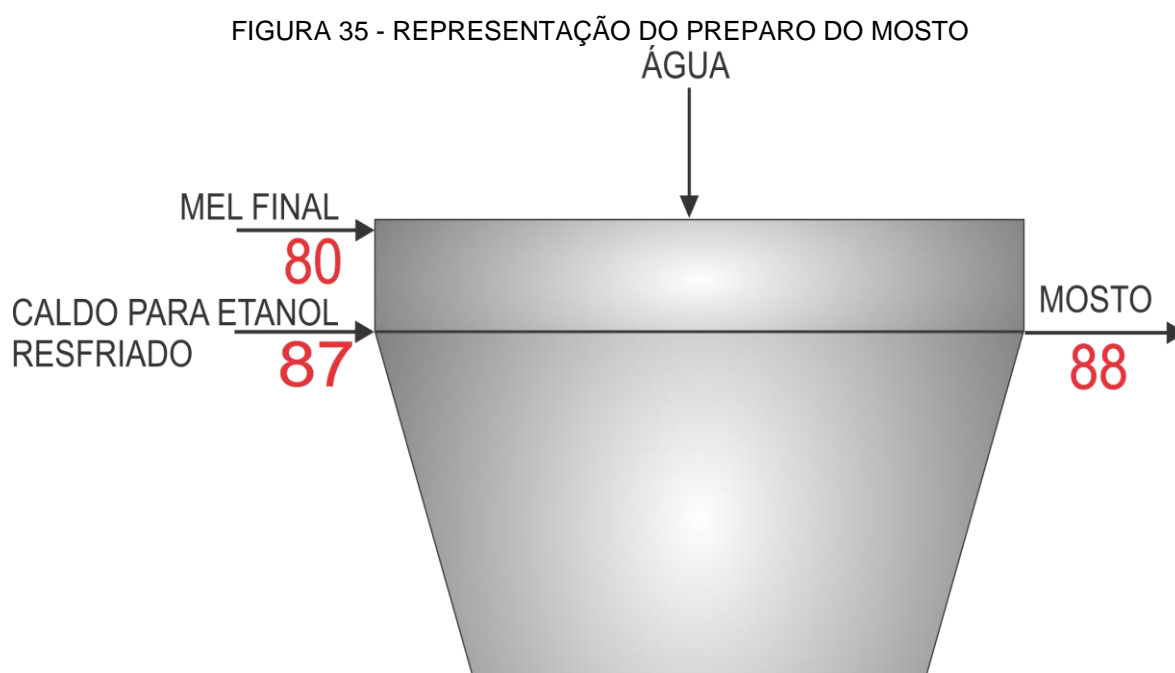
FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2018).

## 6.4 PROCESSO DE PRODUÇÃO DE ETANOL HIDRATADO - SEÇÃO 600

### 6.4.1 Preparo do Mosto

O mosto é composto por uma mistura de caldo clarificado, água e mel final proveniente da produção de açúcar. Idealmente, ele deve estar a uma temperatura média de 30°C e possuir um °Brix entre 16 e 23, sendo estabelecido para a Usina Rio Doce um °Brix de 20. A partir desse valor foi possível ajustar a composição final do mosto (BORZANI *et. al*, 2001; RIBEIRO; BLUMER; HORII, 1999).

A quantidade de água necessária para o preparo do mosto pode ser obtida a partir dos valores de ART e água conhecida na mistura e do valor de °Brix que se deseja atingir. Com base nessas informações, calculou-se a massa de água a ser adicionada no mosto pela Equação 2 que é de 68,242 t/h, a representação do preparo do mosto está ilustrado na Figura 35.



FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2017).

As composições dos insumos e do mosto estão apresentadas na Tabela 21 a seguir.

TABELA 21 - VAZÕES MÁSSICAS E COMPOSIÇÃO DOS COMPONENTES DAS CORRENTES DO PREPARO DO MOSTO

<b>Correntes</b>	<b>80</b>		<b>87</b>		<b>88</b>	
Temperatura (°C)	40		45		36,47	
Pressão (kgf/cm <sup>2</sup> )	1,03		1,03		1,03	
Componentes	Vazão mássica (t/h)	Fração mássica	Vazão mássica	Fração mássica (t/h)	Vazão mássica	Fração mássica
ART	22,23	0,83	15,93	0,17	38,16	0,20
Água	4,55	0,17	79,83	0,83	152,63	0,80
<b>Total</b>	<b>26,78</b>	<b>1</b>	<b>95,76</b>	<b>1</b>	<b>190,78</b>	<b>1</b>

FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2018).

Depois de pronto, o mosto passa por um trocador de calor para resfriamento até a temperatura ideal e é encaminhado às dornas de fermentação.

#### 6.4.2 Fermentação

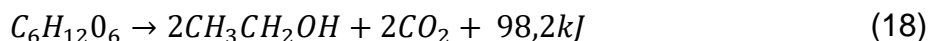
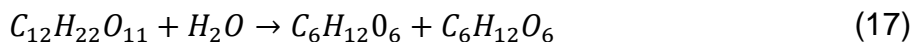
Nas dornas, o fermento tratado, também chamado de “pé de cuba”, é adicionado em proporção de 10 a 15% juntamente com dispersantes e antiespumantes, a fim de diminuir a formação de espuma, visto que a quantia formada na fermentação é muito grande, evitando assim, que a dorna transborde. O mosto é adicionado, dando início ao processo fermentativo como informa a empresa A.

É importante que as dornas sejam fechadas, pois, dessa forma, ter-se-ia uma fermentação anaeróbia, levando-a a atuar principalmente na produção do etanol, portanto, visando o máximo rendimento as dornas da Usina Rio Doce serão do tipo fechada. Além disso, utilizam-se sistemas de trocadores de calor (para resfriamento) a fim de manter a temperatura da dorna em torno dos 30°C, visto que esse processo libera grande quantia de calor (BORZANI *et. al*, 2001; CALLE; BAJAY; ROTHMAN, 2005; LORA; VENTURINI, 2012).

A fermentação chega ao fim quando o °Brix da solução chega próximo de zero, tendo um sistema mais homogêneo e sem a presença de espuma, ou seja, todo o açúcar foi consumido pelas leveduras.

A levedura utilizada na fermentação alcoólica é a *Saccharomyces cerevisiae*. Esta produz a enzima invertase, responsável pela inversão da sacarose em seus açúcares redutores, glicose e frutose. Na sequência, a própria levedura consome os açúcares, convertendo-os em etanol, conforme mostra a reação simplificada de Gay Lussac a seguir (CALLE; BAJAY; ROTHMAN, 2005):



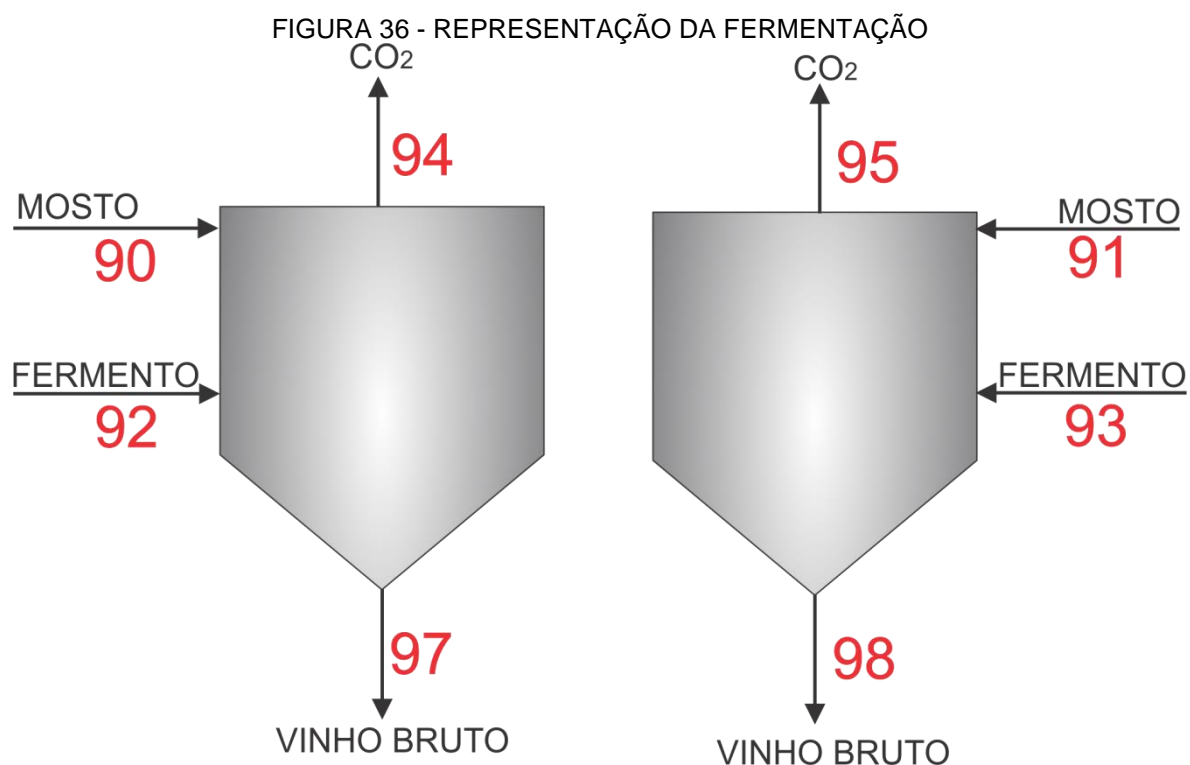


A fermentação a ser utilizada ocorre pelo processo de *Melle-Boinot*, método caracterizado por recuperar a levedura por meio da centrifugação do vinho bruto e além da levedura é captado 17,17t/h de CO<sub>2</sub> (CALLE; BAJAY; ROTHMAN, 2005).

Para realizar os balanços de massa nas dornas de fermentação, adotou-se uma proporção de 12% em massa, equivalente a 22,8941 t de fermento em 190,7844 t de mosto. Considerou-se também que as massas de dispersante e antiespumante são desprezíveis, já que representam um valor praticamente insignificante comparado ao montante (CALLE; BAJAY; ROTHMAN, 2005).

Na fermentação alcoólica anaeróbia alguns produtos secundários indesejados acabam sendo gerados em menores proporções, dentre estes, destacam-se o glicerol (subproduto gerado em maior quantidade), ácidos orgânicos como ácido acético e ácido succínico, álcoois superiores e inferiores. Também é produzida, na fermentação, certa quantidade de biomassa (multiplicação das leveduras). Segundo Pimenta *et. al* (2010, *apud* SANTOS E SOUZA, 2014), é possível obter as faixas de proporção para cada um dos componentes gerados na fermentação em g/g de glicose metabolizada por meio da relação de Jackman (1987).

Os produtos gerados na fermentação e suas respectivas vazões mássicas calculadas a partir das proporções escolhidas encontram-se na Tabela 22, na qual se tem a descrição das dornas. A representação da fermentação está ilustrada na Figura 36.



FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2017).

TABELA 22 - VAZÕES MÁSSICAS E COMPOSIÇÃO DOS COMPONENTES DAS CORRENTES DA DORNA (CONTINUA).

Correntes	90		92		94		97	
Temperatura (°C)	30		30		30		30	
Pressão	1,03		1,03		1,03		1,03	
Componentes	Vazão mássica (t/h)	Fração mássica	Vazão mássica (t/h)	Fração mássica	Vazão mássica (t/h)	Fração mássica	Vazão mássica (t/h)	Fração mássica
ART	19,08	0,20	-	-	-	-	-	-
Água	76,31	0,80	-	-	-	-	76,31	0,78
Etanol	-	-	-	-	-	-	8,97	0,09
	-	-	-	-	8,59	1	-	-
Fermento	-	-	11,45	1	-	-	11,45	0,12
Biomassa	-	-	-	-	-	-	0,19	1,9E-3
Glicerol	-	-	-	-	-	-	0,95	9,7E-3
Ácidos/Outros	-	-	-	-	-	-	0,38	3,9E-3
<b>Total</b>	<b>95,39</b>	<b>1</b>	<b>11,45</b>	<b>1</b>	<b>8,59</b>	<b>1</b>	<b>98,25</b>	<b>1</b>

FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2018).

TABELA 22 - VAZÕES MÁSSICAS E COMPOSIÇÃO DOS COMPONENTES DAS CORRENTES DA DORNA (CONCLUSÃO).

Correntes	91		93		95		98	
Temperatura (°C)	30		30		30		30	
Pressão	1,03		1,03		1,03		1,03	
Componentes	Vazão mássica (t/h)	Fração mássica	Vazão mássica (t/h)	Fração mássica	Vazão mássica (t/h)	Fração mássica	Vazão mássica (t/h)	Fração mássica
ART	19,08	0,2	-	-	-	-	-	-
Água	76,31	0,8	-	-	-	-	76,31	0,78
Etanol	-	-	-	-	-	-	8,97	0,09
CO2	-	-	-	-	8,59	1	-	-
Fermento	-	-	11,45	1	-	-	11,45	0,12
Biomassa	-	-	-	-	-	-	0,19	1,9E-3
Glicerol	-	-	-	-	-	-	0,95	9,7E-3
Ácidos/Outros	-	-	-	-	-	-	0,38	3,9E-3
<b>Total</b>	<b>95,39</b>	<b>1</b>	<b>11,45</b>	<b>1</b>	<b>8,59</b>	<b>1</b>	<b>98,25</b>	<b>1</b>

FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2018).

Para o balanço de energia nas dornas utilizou-se o valor da entalpia de reação de -196,46 kJ/mol de sacarose. Considerando que todo ART presente no mosto é sacarose e que a massa molar da sacarose é 0,342 kg/mol, encontrou-se que o calor total liberado por hora na fermentação é  $2,19 \cdot 10^7$  kJ/h.

Também se realizou o estudo do calor liberado por dorna, como o tempo de enchimento de cada dorna é de 3h e a vazão do mosto é dividida em duas dornas paralelas, tem-se em uma dorna 57,23 t de sacarose. Dessa forma, o calor total liberado em uma dorna durante a fermentação (8 horas) é  $3,29 \cdot 10^7$  kJ.

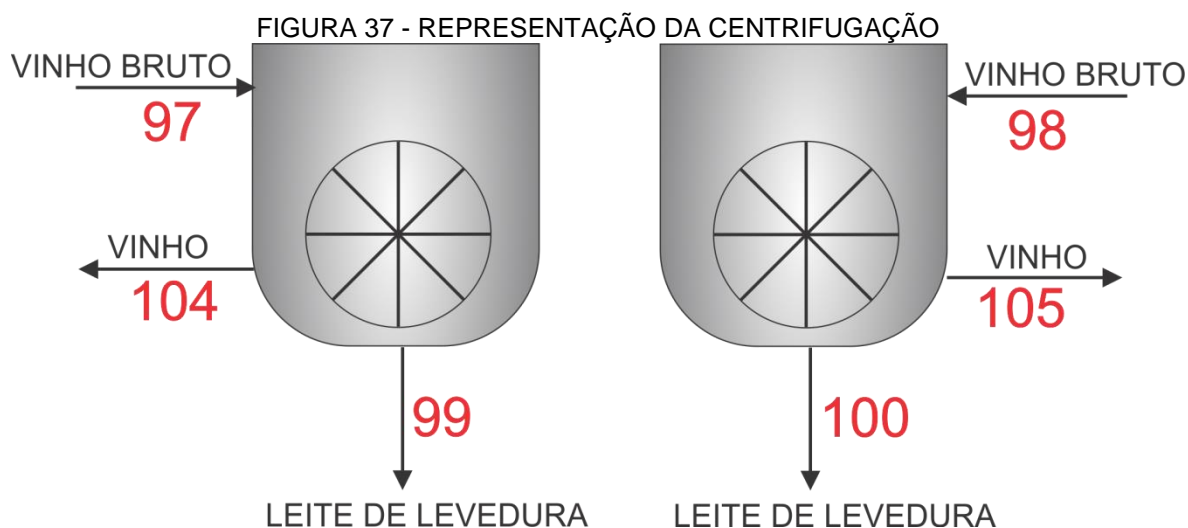
O produto da fermentação, chamado vinho bruto, é destinado às centrífugas ao final do processo (CALLE, BAJAY, ROTHMAN, 2005). A vazão mássica de vinho bruto produzido foi de 196,5078 t/h.

#### 6.4.3 Centrifugação

Nas centrífugas, o vinho bruto é separado da mistura fermento-biomassa, sendo que após ser centrifugado, este é denominado vinho final ou delevedurado, já que as leveduras (fermento) são removidas. Já a mistura fermento-biomassa diluída que sai do processo é denominada como leite de levedura.

Neste procedimento, um pouco de etanol é perdido no fermento, sendo encontrado em uma concentração no inóculo de no máximo 4°GL, assim como uma porcentagem em torno de 0,05% do fermento é perdido no vinho delevedurado conforme informado pela empresa A.

De acordo com os dados e, adotando uma perda de 2°GL de etanol no leite de levedura, foi possível encontrar a composição do vinho final e do fermento, que seguirá para o tratamento na cuba e, posteriormente, retornar ao processo. Os resultados estão na Tabela 23 na qual se tem a descrição dos dados das duas centrífugas que são iguais. A representação da centrifugação está ilustrada na Figura 37.



FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2017).

TABELA 23 - VAZÕES MÁSSICAS E COMPOSIÇÃO DOS COMPONENTES DAS CORRENTES DA CENTRIFUGAÇÃO.

Correntes	97		99		104	
Temperatura (°C)	30		30		30	
Pressão	1,03		1,03		1,03	
Componentes	Vazão mássica (t/h)	Fração mássica	Vazão mássica (t/h)	Fração mássica	Vazão mássica (t/h)	Fração mássica
Água	76,31	0,78	7,72	0,39	68,59	0,87
Etanol	8,97	0,09	0,31	0,02	8,66	0,11
Fermento	11,45	0,12	11,39	0,58	0,06	7,3E-4
Biomassa	0,19	19E-3	0,19	0,01	9,5E-4	1,2E-2
Glicerol	0,95	9,7E-3	-	-	0,95	1,2E-2
Ácidos/Outros	0,38	3,9E-3	-	-	0,38	4,9E-3
<b>Total</b>	<b>98,25</b>	<b>1</b>	<b>19,61</b>	<b>1</b>	<b>78,65</b>	<b>1</b>

FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2018).

O leite de levedura resultou em uma vazão mássica de 38,59 t/h e o vinho delevedurado de 157,29 t/h. Este último segue para as torres de destilação.

#### 6.4.4 Tratamento do Fermento

O fermento é destinado às cubas, nas quais, primeiro recebe um tratamento, para depois retornar às dornas e dar início a um novo processo de fermentação. Nesse tratamento, o fermento é diluído em uma solução de ácido sulfúrico para correção de pH (até atingir 2,4), há, ainda, a adição de nutrientes, para estimular a reprodução e crescimento da levedura, e de antibióticos, para eliminar bactérias infecciosas. Esse processo deve ser aeróbio para auxiliar na reprodução das moléculas (BORZANI *et. al*, 2001; MARAFANTE, 1993).

A solução aquosa com os componentes de tratamento é adicionada à cuba e após uma agitação é deixado em repouso, de forma que o fermento tratado se deposita no fundo da cuba, por onde é retirado, e o resíduo é retirado por cima e enviado para a ETE. Um possível destino para o excesso de fermento é vendê-lo para indústrias de rações animais. Além disso, análises laboratoriais serão feitas para estudar a necessidade de introdução de novas cepas, garantindo a eficiência da fermentação. Os resultados estão na Tabela 24. A representação da centrifugação está ilustrada na Figura 38.

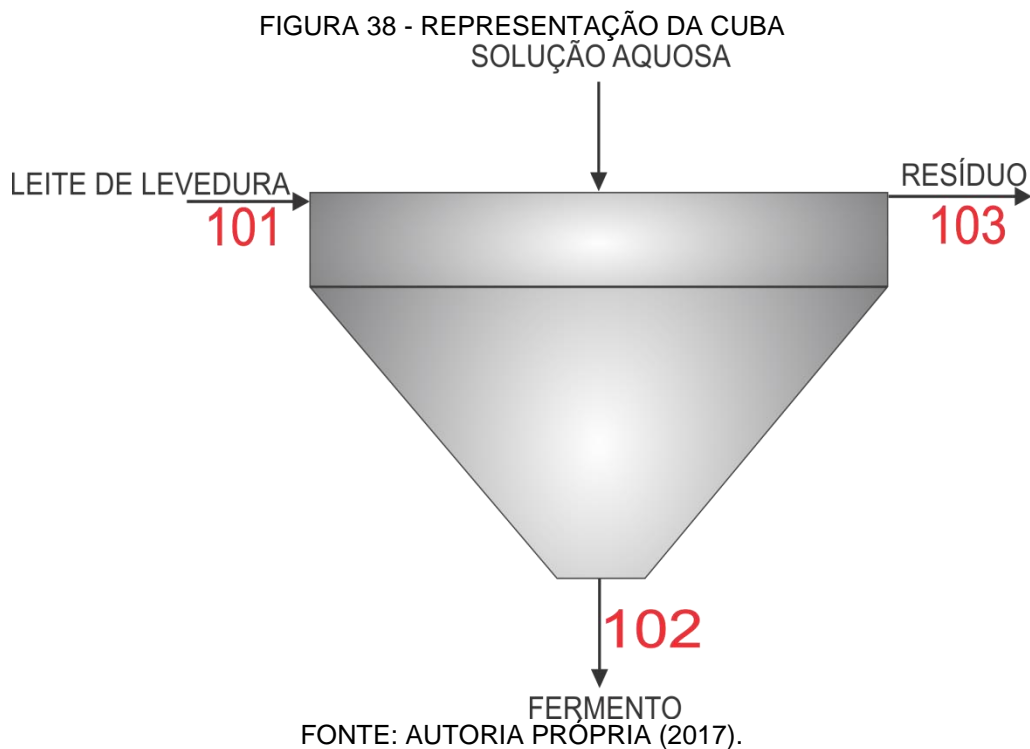


TABELA 24 - VAZÕES MÁSSICAS E COMPOSIÇÃO DOS COMPONENTES DAS CORRENTES DA CUBA.

<b>Correntes</b>	<b>101</b>		<b>102</b>		<b>103</b>	
Temperatura (°C)	30		30		30	
Pressão (kgf/cm <sup>2</sup> )	1,03		1,03		1,03	
Componentes	Vazão mássica (t/h)	Fração mássica	Vazão mássica (t/h)	Fração mássica	Vazão mássica (t/h)	Fração mássica
Água	15,44	0,39	-	-	23,16	0,96
Etanol	0,62	0,02	-	-	0,62	0,03
Fermento	22,78	0,58	22,89	1	-	-
Biomassa	0,38	0,01	-	-	0,38	0,02
<b>Total</b>	<b>39,22</b>	<b>1</b>	<b>22,89</b>	<b>1</b>	<b>24,16</b>	<b>1</b>

FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2018).

#### 6.4.5 Destilação

O vinho final é encaminhado para a destilação com o objetivo de separar o etanol dos outros componentes pela diferença de temperatura de ebulição (CALLE; BAJAY; ROTHMAN, 2005; MARAFANTE, 1993).

Na primeira coluna, o vapor d'água irá entrar a alta pressão e temperatura, trocando calor com a corrente de vinho e, conseqüentemente, fazendo com que o componente mais volátil (etanol) seja arrastado para parte superior da coluna, onde será removido posteriormente, já o componente menos volátil (vinhaça) seguirá para o fundo da coluna (CAMPOS, 2013).

O vinho é inicialmente aquecido e é alimentado na coluna de destilação a cerca de 60°C. Por baixo da coluna é alimentado vapor de escape, responsável por transferir calor para o vinho e promover a destilação. A parte mais volátil da primeira coluna é chamada de flegma, esta possui em torno de 50°GL de concentração, e é alimentada na segunda coluna. A vinhaça é encaminhada para um tanque de decantação, onde as partículas maiores e impurezas precipitarão enquanto ocorrerá o seu resfriamento. A vinhaça é rica em nutrientes e minerais importantes para o solo e o plantio, deste modo, será utilizada para a fertirrigação do solo da lavoura, além disso, o excedente de vinhaça pode se vendido para outras lavouras na região (CALLE; BAJAY; ROTHMAN, 2005; CAMPOS, 2013; MARAFANTE, 1993).

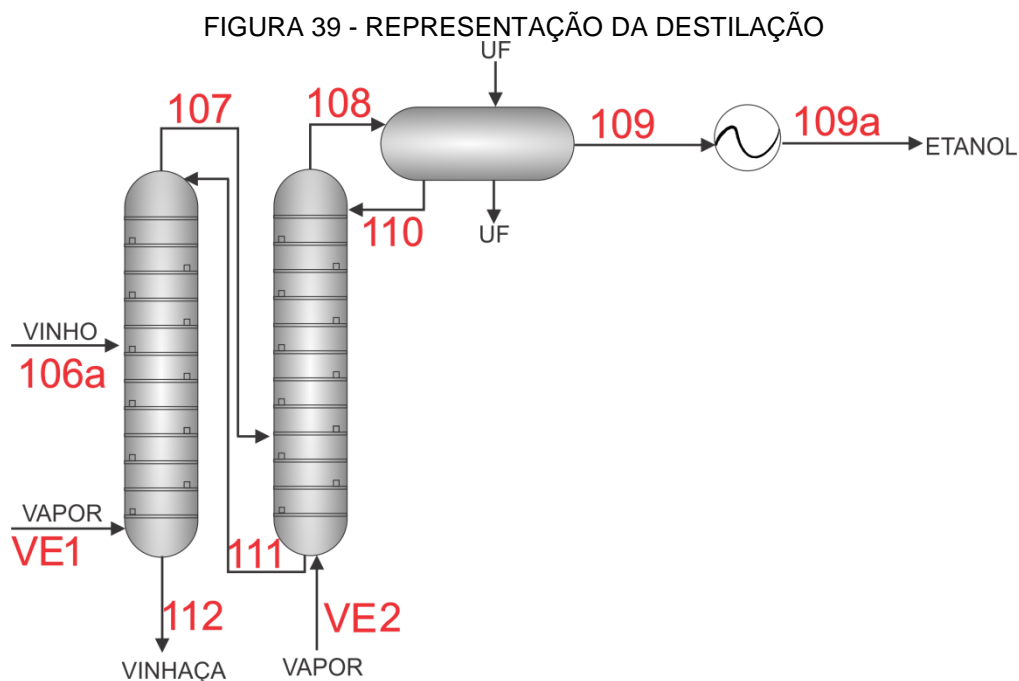
A segunda coluna também é alimentada com vapor de escape para promover a troca térmica. A parte mais densa dessa coluna é a flegmaça, que é

recirculada no topo da primeira coluna para otimizar a destilação desta. Já a porção mais volátil é o etanol hidratado, que segue para os condensadores. Boa parte deste etanol retorna para a coluna dois para aperfeiçoar a destilação, o restante é enviado para os tanques de armazenamento. Vale ressaltar que a primeira coluna é chamada de coluna de esgotamento de vinhaça, enquanto que a segunda é a de retificação de álcool (CALLE; BAJAY; ROTHMAN, 2005; MARAFANTE, 1993).

Segundo a legislação brasileira, o etanol hidratado deve possuir um teor mínimo de 92,6°INPM ao final do processo de destilação, portanto, foi adotado para este processo um valor de 93,8°INPM, o que corresponde a 96°GL, sendo que o restante de sua composição é água.

A perda de etanol na vinhaça é cerca de 0,01°INPM, não ultrapassando um máximo de 0,03°GL. Para determinar a quantidade em massa de vapor requerida utilizou-se a relação de 2,58 kg/ kg de etanol hidratado produzido (RIBEIRO,1999).

Para determinar a taxa de água necessária no condensador foi realizado um balanço energético global na destilaria, como indicado na Figura 39.



FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2018).

Os valores obtidos estão apresentados na Tabela 25 e 26 a seguir.

TABELA 25 - VAZÕES MÁSSICAS E COMPOSIÇÃO DOS COMPONENTES DAS CORRENTES DO BM DA DESTILAÇÃO

Correntes	106a		107		108		109	
Temperatura (°C)	60		90		80		80	
Pressão	1,03		1,03		1,03		1,03	
Componentes	Vazão mássica (t/h)	Fração mássica	Vazão mássica (t/h)	Fração mássica	Vazão mássica (t/h)	Fração mássica	Vazão mássica (t/h)	Fração mássica
Água	137,19	0,87	57,91	0,76	14,84	0,15	2,59	0,15
Etanol	17,32	0,11	17,79	0,24	84,08	0,85	14,71	0,85
Fermento	0,11	7,3E-04	-	-	-	-	-	-
Biomassa	1,9E-03	1,2E-05	-	-	-	-	-	-
Glicerol	1,91	1,2E-02	-	-	-	-	-	-
Ácidos/Outros	0,76	4,9E-03	-	-	-	-	-	-
<b>Total</b>	<b>157,29</b>	<b>1</b>	<b>75,70</b>	<b>1</b>	<b>98,92</b>	<b>1</b>	<b>17,3</b>	<b>1</b>

FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2018).

TABELA 26 - VAZÕES MÁSSICAS E COMPOSIÇÃO DOS COMPONENTES DAS CORRENTES DO BM DA DESTILAÇÃO

Correntes	110		111		112		109a	
Temperatura (°C)	80		85		90		29	
Pressão	1,03		1,03		1,03		1,03	
Componentes	Vazão mássica (t/h)	Fração mássica	Vazão mássica (t/h)	Fração mássica	Vazão mássica (t/h)	Fração mássica	Vazão mássica (t/h)	Fração mássica
Água	12,51	0,15	78,59	0,96	184,63	0,98	2,59	0,15
Etanol	70,89	0,85	3,11	0,04	0,37	2,0E-03	14,71	0,85
Fermento	-	-	-	-	0,11	6,1E-04	-	-
Biomassa	-	-	-	-	1,9E-03	1,0E-05	-	-
Glicerol	-	-	-	-	1,91	1,0E-02	-	-
Ácidos/Outros	-	-	-	-	0,76	4,1E-03	-	-
<b>Total</b>	<b>83,40</b>	<b>1</b>	<b>81,70</b>	<b>1</b>	<b>187,79</b>	<b>1</b>	<b>17,3</b>	<b>1</b>

FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2018).

Para simplificação da Equação global de energia (19), considerou-se o regime estacionário, sistema adiabático e negligenciou-se o trabalho e as variações de energias cinética e potencial. Resultando na Equação 20 ou no formato descompactado da Equação 21.

$$\frac{dE}{dt} = \dot{Q} + \dot{W} - \dot{m}(\Delta H + E_c + E_p) \quad (19)$$

$$\dot{m} \cdot \Delta H = 0 \quad (20)$$

$$\dot{m}_{b1} \cdot h_{b1} + \dot{m}_{d2} \cdot h_{d2} + \dot{m}_{ág} \cdot h_{ág} - (\dot{m}_f \cdot h_f + \dot{m}_{a1} \cdot H_{a1} + \dot{m}_{a2} \cdot H_{a2}) = 0 \quad (21)$$

Em que:

$\Delta E$  = variação de energia



$Q$  = calor

$W$  = trabalho

$Ec$  = energia cinética

$Ep$  = energia potencial

$m_{b1}$  = vazão mássica de vinhaça (t/h)

$m_{d2}$  = vazão mássica de etanol hidratado (t/h)

$m_{ág}$  = vazão mássica de água do condensador (t/h)

$m_f$  = vazão mássica da alimentação (t/h)

$m_{a1}$  = vazão mássica de vapor na 1<sup>o</sup> coluna (t/h)

$m_{a2}$  = vazão mássica de vapor na 2<sup>o</sup> coluna (t/h)

$h_{b1}$  = entalpia da vinhaça (kJ/h)

$h_{d2}$  = entalpia do etanol hidratado (kJ/h)

$h_{ág}$  = entalpia da água do condensador (kJ/h)

$h_f$  = entalpia da alimentação (kJ/h)

$H_{a1}$  = entalpia do vapor na 1<sup>o</sup> coluna (kJ/h)

$H_{a2}$  = entalpia do vapor na 2<sup>o</sup> coluna (kJ/h)

Para os cálculos de entalpia das correntes de entrada e saída utilizou-se as Equações 22, 23 e 24 a seguir.

$$h_F = x_e cp_e (T - T_R) + (1 - x_e) cp_a (T - T_R) \quad (22)$$

$$H_{A1} = \lambda_a + cp_a (T - T_R) \quad (23)$$

$$\lambda_a = cp_{a1} (T - T_0) + \lambda_{H_2O} - cp_{av} (T - T_0) \quad (24)$$

Em que:

$x_e$  = fração mássica de etanol

$cp_e$  = calor específico do etanol (kJ/kg.°C)

$T$  = temperatura da corrente (°C)

$T_R$  = temperatura de referência (°C)

$cp_a$  = calor específico de água (kJ/kg.°C)

$\lambda_a$  = calor de vaporização da água na temperatura de referência (kJ/kg)

$\lambda_{H_2O}$  = calor de vaporização da água (kJ/kg)

$cp_{av}$  = calor específico do vapor de água (kJ/kg.°C)

Substituindo os valores encontrados assim como as respectivas massas, obteve-se a taxa de 565,55 t/h de água para o condensador. Os cálculos realizados encontram-se no Apêndice D.

O total de etanol hidratado produzido na destilação é cerca de 17,32 t/h, ou seja, 21645,2 L/d.

#### 6.4.6 Lagoa da vinhaça

Nesta lagoa é depositada toda vinhaça proveniente da destilação. Esse efluente terá como destino a lavoura, por possuir um alto teor de potássio, nitrogênio e micronutrientes (RIBEIRO, 2011).

De acordo com a norma técnica da CETESB P4.231 de 2005, afim de proteger as águas subterrâneas os tanques de vinhaça devem ser impermeabilizados.

Como a vinhaça não passa por nenhum tratamento antes de ir para a lavoura, determinou-se que o tamanho da lagoa de vinhaça será de 4500 m<sup>3</sup>.

O diagrama PFD do processo da seção 600 pode ser esquematizado conforme Figura 40.



## 6.5 UTILIDADES - SEÇÃO 700

### 6.5.1 Cogeração

O processo de cogeração consiste na transformação da energia térmica proveniente do combustível em outras formas de energia. As mais comuns são a energia mecânica (utilizada no acionamento de equipamentos), a de energia elétrica (que pode ser vendida ou utilizada para consumo interno) e a própria energia térmica (utilizada nos processos que necessitem de calor) (COGEN, 2011).

A produção de biomassa por meio da cana-de-açúcar para cogeração é intensamente utilizada no estado de São Paulo, sendo, inclusive, o recurso com maior potencial para geração de energia elétrica no país. Ainda como vantagem dessa prática pode-se citar o fato de que o período de safra da cana-de-açúcar ocorre no de estiagem das principais bacias hidrográficas brasileiras (ANEEL, 2011).

O bagaço proveniente do processo de moagem é utilizado nas caldeiras para a geração de vapor, este segue por esteiras até às bicas, por onde entram na fornalha. Usualmente as caldeiras utilizadas são do tipo aquatubular. A temperatura da fornalha fica em torno dos 850°C, sendo esta suficiente para queimar todo o bagaço. Os gases formados na combustão trocam calor com os tubos de água da caldeira e promovem a formação do vapor (CALLE; BAJAY; ROTHMAN, 2005; MARAFANTE, 1993; PAYNE, 2010).

Do bagaço originário da moenda, 4% serão estocados, com o intuito de ser utilizado como uma fonte de alimentação de segurança em dias em que a moenda não pode operar, como no caso de manutenções e dias chuvosos. O restante será utilizado como alimentação da caldeira, ou seja, 120 t de bagaço serão queimados por hora. Sendo as composições da fibra representadas na Tabela 27.

TABELA 27 - COMPOSIÇÃO DA FIBRA DO BAGAÇO

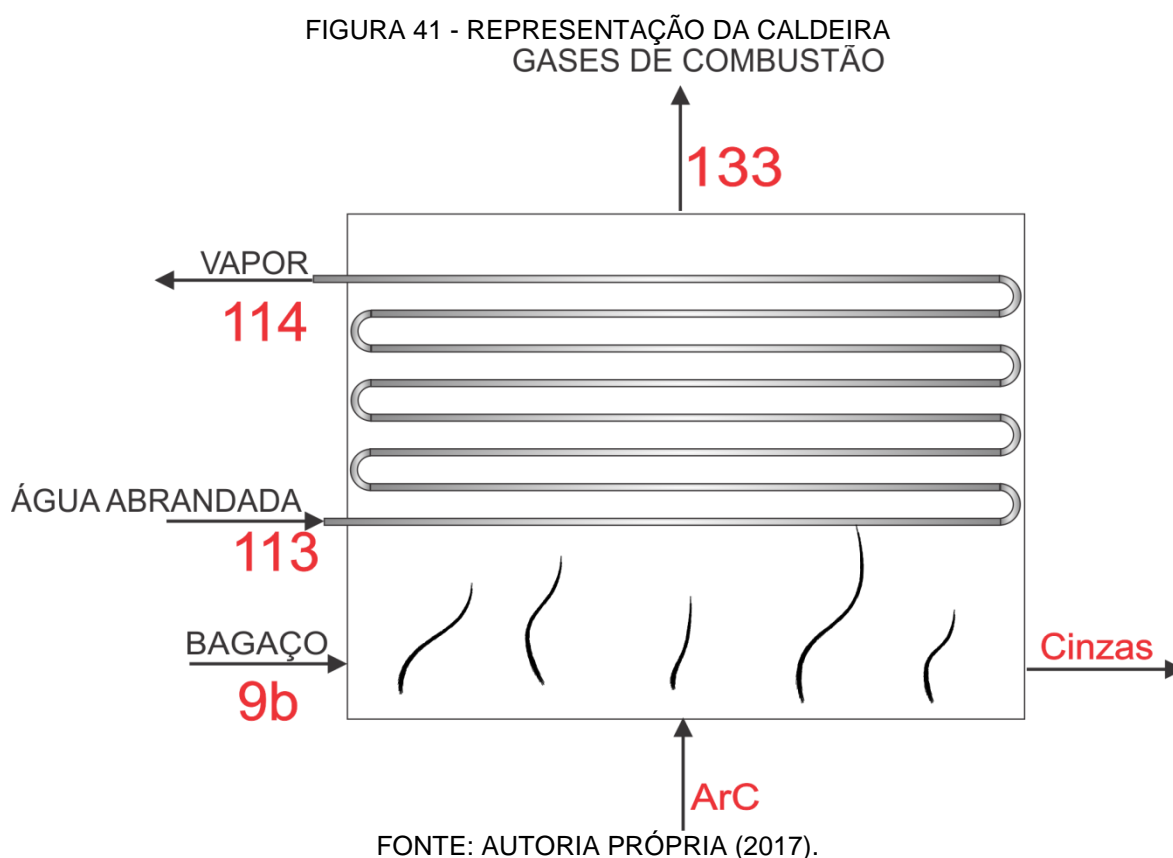
Componente	Celulose	Pentosana	Lignina	Organossolúveis
Porcentagem	46,60	25,20	20,70	7,50

FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2018).

A água que entra nas caldeiras para a geração de vapor é previamente tratada até atingir a condição de abrandamento. Para economia, esta pode ser captada da chuva e de rio e enviada para a estação de tratamento de água (MARAFANTE, 1993; PAYNE, 2010).

Por meio do estudo realizado por González (2015), no qual a influência de alguns parâmetros como bagaço, palha, umidade, relação entre fluxos de ar, entre outros fatores analisados no processo de combustão por meio de simulações utilizando a modelagem numérica CFD (Dinâmica de Fluidos Computacionais), foi possível encontrar relações tanto para o ar que entra em excesso quanto para os gases e as cinzas que deixam a caldeira, tomando como base a simulação em que as variáveis mais se aproximavam dos dados do presente trabalho.

A Figura 41 a seguir representa um esboço simplificado da caldeira, o balanço de massa é feito conforme a representação indicada.



A Tabela 28 apresenta os valores das relações encontradas e das massas obtidas para cada um dos componentes pelo balanço de massa, considerando o excesso de ar de 42% como sugerido por Payne (2010).

TABELA 28 - COMPOSIÇÃO DO AR DE ALIMENTAÇÃO E DOS PRODUTOS DE COMBUSTÃO NA CALDEIRA.

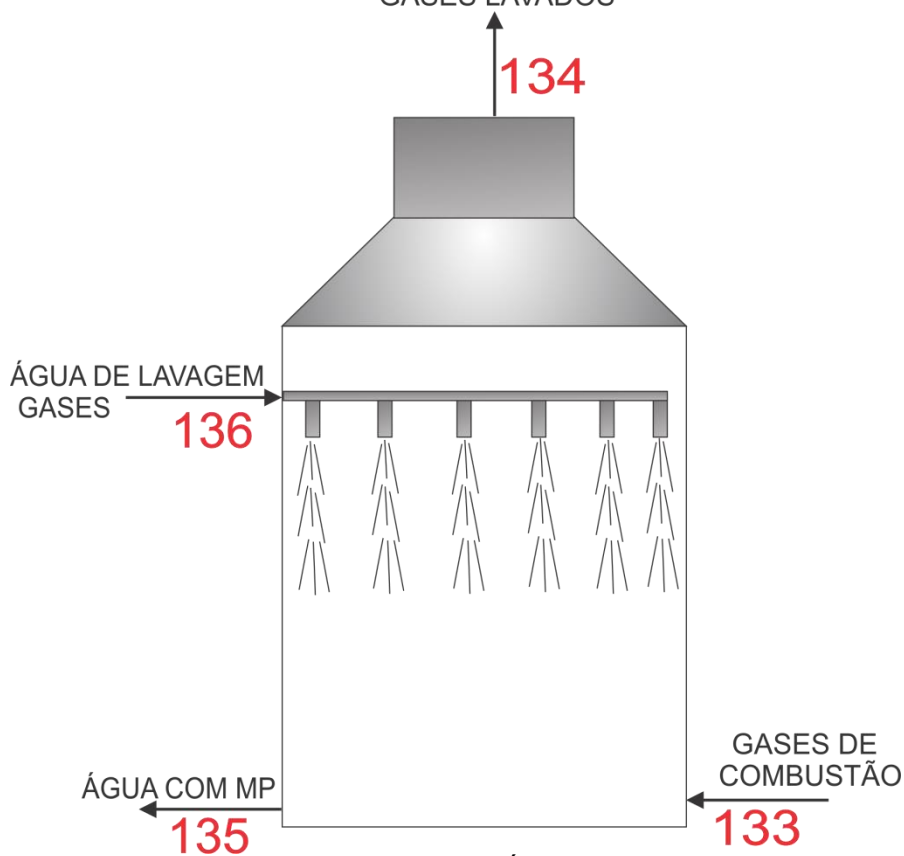
<b>Correntes</b>	<b>9b</b>		<b>113</b>		<b>114</b>		<b>133</b>	
Temperatura (°C)	30		105		520		~120	
Pressão (kgf/cm <sup>2</sup> )	1,03		67		67		~	
<b>Componentes</b>	<b>Vazão mássica (t/h)</b>	<b>Fração mássica</b>	<b>Vazão mássica (t/h)</b>	<b>Fração mássica</b>	<b>Vazão mássica (t/h)</b>	<b>Fração mássica</b>	<b>Vazão mássica (t/h)</b>	<b>Fração mássica</b>
Bagaço	120	1	-	-	-	-	-	-
Água	-	-	270	1	270	1	-	-
Cinzas	-	-	-	-	-	-	-	-
Fuligem	-	-	-	-	-	-	5,88	1,3E-2
Gases de Combustão	-	-	-	-	-	-	440,04	9,9E-1
Ar	-	-	-	-	-	-	-	-
Energia	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>Total</b>	<b>120</b>	<b>1</b>	<b>270</b>	<b>1</b>	<b>270</b>	<b>1</b>	<b>445,92</b>	<b>1</b>

FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2018).

(\*) Já contabilizando o excesso de ar de 42%.

Os gases emitidos na combustão apresentam um alto teor de material particulado (fuligem), sendo necessária a passagem destes por uma lavagem para o melhoramento das condições para lançamento na atmosfera. Segundo Lora (2000), a distribuição granulométrica de partículas sólidas nos gases com fração mássica de 0,117 apresentam tamanhos menores que 10 µm, e de acordo com a empresa B, um lavador de gases do tipo ciclônico tem uma eficiência de 98 a 99% na retenção de partículas acima deste tamanho. A partir desses dados é possível realizar o balanço de massa no lavador de gases, utilizando também os dados de quantidade de água necessária para lavagem (1 m<sup>3</sup>/t de cana), fornecidos por Paula (2010). O volume de controle da lavagem dos gases está representado na Figura 42. Os resultados obtidos para esse processo estão disponibilizados na Tabela 29.

FIGURA 42 - REPRESENTAÇÃO DA LAVAGEM DOS GASES  
GASES LAVADOS



FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2017).

TABELA 29 - VAZÕES MÁSSICAS E COMPOSIÇÃO DOS COMPONENTES DAS CORRENTES DA LAVAGEM DOS GASES.

Correntes	133		134		135		136	
Temperatura (°C)	~120		30		30		30	
Pressão (kgf/cm <sup>2</sup> )	~		1,03		1,03		1,03	
Componentes	Vazão mássica (t/h)	Fração mássica	Vazão mássica (t/h)	Fração mássica	Vazão mássica (t/h)	Fração mássica	Vazão mássica (t/h)	Fração mássica
Bagaço	-	-	-	-	-	-	-	-
Água	-	-	-	-	500	0,99	500	1
Cinzas	-	-	-	-	-	-	-	-
Fuligem	5,88	1,32E-2	0,79	1,79E-3	5,09	0,01	-	-
Gases de Combustão	440,04	9,87E-1	440,04	9,98E-1	-	-	-	-
Ar	-	-	-	-	-	-	-	-
Energia	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>Total</b>	<b>445,92</b>	<b>1</b>	<b>440,83</b>	<b>1</b>	<b>505,09</b>	<b>1</b>	<b>500</b>	<b>1</b>

FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2018).

A água utilizada na lavagem dos gases é enviada para as células sedimentadoras que separam as impurezas da água clarificada, dessa forma, a água retorna para a lavagem dos gases em um ciclo fechado (MARAFANTE, 1993; PAYNE, 2010).

Este tratamento opera por meio de floculação seguida de decantação em um decantador circular com fundo cônico. Neste é adicionado a água de lavagem dos gases de combustão e a água de lavagem da caldeira (contendo material não queimado, minerais e cinzas) (PICHINELLI, 2013; ZACURA PICCIRILLI, 2012).

O lodo formado no fundo do decantador escoar para um tanque onde ocorre um peneiramento. O material retido é transportado à lavoura em uma moega, enquanto que a água remanescente volta para o início do processo (PICHINELLI, 2013; ZACURA PICCIRILLI, 2012).

Considerando que o tempo de detenção da lavagem dos gases é o mesmo que o da lavagem da cana (2 horas) e que as contas realizadas foram análogas, o volume encontrado é  $1007,22 \text{ m}^3$ , desse modo, para segurança o volume necessário do decantador é  $1200 \text{ m}^3$ .

De acordo com a Tabela 24, a quantidade de material particulado que deixa o lavador de gás e é lançado à atmosfera pela chaminé é  $791,8 \text{ kg/h}$ , ou  $0,066 \text{ kg}$  de fuligem/ t de cana, que está abaixo do padrão indicado pela CETESB (2009), sendo este  $7 \text{ kg/t}$  de cana.

O vapor gerado nas caldeiras além de fornecer a energia mecânica que os equipamentos da usina necessitam, também é encaminhado para turbinas para a geração de energia elétrica. O vapor que deixa a turbina é conhecido como vapor de escape e é utilizado em diversos equipamentos como o evaporador e o destilador (MARAFAANTE, 1993).

Quando é analisada a viabilidade de um combustível o seu poder calorífico é a propriedade mais importante a ser avaliada. Este corresponde a energia liberada em forma de calor pela combustão completa de uma unidade de massa. No caso dos combustíveis que possuem hidrogênio em sua estrutura, ou seja, aqueles que produzem água como resultado da combustão pode-se dividir o poder calorífico em dois tipos: poder calorífico superior (PCS) e poder calorífico inferior (PCI), o primeiro considera que a água da combustão está condensada, enquanto que o segundo assume que a mesma está na forma de vapor. Sendo assim, o PCI sempre possuirá um valor menor comparado ao PCS, já que dele está deduzido o calor necessário para vaporizar a água (PAYNE, 2010).

Segundo Payne (2010) o PCS para o bagaço de cana-de-açúcar seco é  $19422 \text{ kJ/kg}$ , entretanto, sabemos que a biomassa possui cerca de 50% de umidade, então, este valor deve ser considerado, assim como as cinzas e POL



presentes na mesma. O cálculo do PCS para essas condições pode ser feito utilizando a Equação 22 a seguir.

$$PCS = 19422 * (100 - U - C - POL)/100 \quad (22)$$

Sendo:

U = Umidade do bagaço em porcentagem (%);

C = Cinzas presentes no bagaço em porcentagem (%);

POL = POL no bagaço em porcentagem (%);

Desta forma, o PCS do bagaço da Usina Rio Doce pode ser calculado da seguinte maneira:

$$PCS = 19422 * (100 - 50 - 2 - 2,5)/100$$

$$PCS = 8837,01 \text{ kJ/kg}$$

Segundo TEC (2018), o PCI para um bagaço de cana-de-açúcar com 50% de umidade é equivalente a 1800 kcal/kg ou 2524 kJ/kg.

Atualmente, as usinas sucroenergéticas brasileiras têm investido em caldeiras de média pressão (40-120 bar), possibilitando, além da autossuficiência, a venda de eletricidade excedente (DIAS *et. al*, 2011).

De acordo com Calmada (2018) o vapor que é produzido em uma caldeira aquatubular Monodrum tipo AMD-107-9GI e pode chegar em uma razão de 2,3 kg vapor por kg de bagaço, com pressão de 67 kgf/cm<sup>2</sup> e temperatura do vapor de 520 °C. Para a realização dos cálculos deste projeto adotou-se uma razão de 2,25 kg de vapor por kg de bagaço.

Segundo a Nova Cana (2018) um processo produtivo de açúcar e etanol necessita de vapor de baixa pressão, geralmente a 2,5 kgf/cm<sup>2</sup>, para atuar como fonte de calor no tratamento e evaporação do caldo e destilação do etanol, por exemplo. O consumo de vapor pode variar em função do tipo de equipamento utilizado e da integração energética da planta, o consumo de vapor de escape encontrado para a Usina Rio Doce é de 240,73 t/h, considerando uma pressão de 2,5 kgf/cm<sup>2</sup> e temperatura de 136,84 °C correspondente a 11,4 °C acima da temperatura de saturação, de acordo com Zacura e Piccirilli (2012).

Ainda segundo Nova Cana (2018), pode-se citar outras fontes de consumo de vapor no processo industrial, tais como, o sistema de preparo da cana e a extração do caldo nas moendas. Este vapor é utilizado nos turboacionadores que através da energia mecânica produzida, movimentam os equipamentos. Geralmente, a extração desse vapor ocorre a 21 kgf/cm<sup>2</sup> de pressão.

Antigamente eram utilizadas turbinas de simples estágio nos sistemas de geração de energia das usinas, porém, com o avanço dos conhecimentos e da tecnologia, essa vem sendo substituídas por turbinas de multiestágio que operam com maior eficiência e possibilitam o aumento da geração de excedentes de eletricidade no sistema de cogeração (NOVA CANA, 2018).

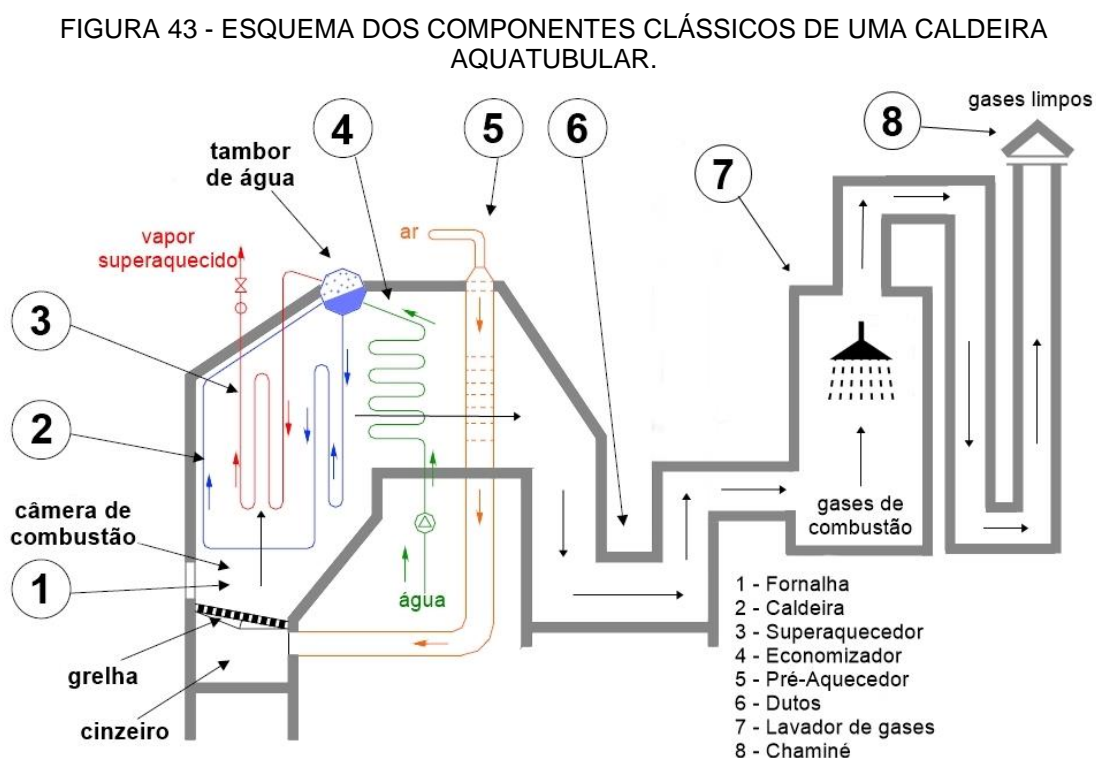
As turbinas a vapor podem ser divididas basicamente em turbinas de contrapressão e turbinas de condensação, sendo que no primeiro tipo o vapor é extraído em uma pressão maior que a atmosférica, enquanto que na segunda a pressão do vapor na saída da turbina está abaixo da pressão atmosférica (vapor exausto). As turbinas, com exceção dos turboacionadores, geralmente estão ligadas a um gerador, que irá transformar a energia mecânica desenvolvida nas mesmas em energia elétrica, nesses casos, o conjunto dessas máquinas pode ser chamado de turbogeradores (OLIVEIRA, 2014).

No processo de geração de energia da Rio Doce, serão utilizados os dois tipos de turbina, assim, o vapor vivo oriundo da caldeira será enviado primeiramente para uma turbina de contrapressão, onde sofrerá uma expansão até uma pressão intermediária (21 kgf/cm<sup>2</sup>), este vapor por sua vez, será enviado para os turboacionadores (responsáveis pelo acionamento dos equipamentos) e para a turbina de condensação, o restante do vapor na primeira turbina (vapor de escape) sai em uma pressão menor (2,5 kgf/cm<sup>2</sup>) e segue diretamente para o processo industrial, onde atua como utilidade quente. Nos turboacionadores também sai vapor de escape nas mesmas condições requeridas pelo processo. Já na turbina de condensação, o vapor é comprimido até 0,15 kgf/cm<sup>2</sup> e sai como vapor saturado (sem que ocorra nenhuma condensação) e logo após é enviado ao condensador.

Após a condensação, a água resultante é misturada com a água proveniente da ETA (água abrandada) e então, são bombeadas até o desaerador. Este equipamento tem a finalidade de remover o oxigênio dissolvido na água antes de enviá-la de volta para caldeira, já que este nas condições de

operação do gerador de vapor poderia danificar e oxidar as tubulações. O desaerador opera a pressões por volta de 1,3 bar e consome cerca de 5% do vapor vivo gerado (NOVA CANA, 2018)

A água que sai do desaerador é bombeada até a pressão de 67 kgf/cm<sup>2</sup> e enviada para a caldeira, antes de entrar na fornalha, a corrente passa pelo economizador, que nada mais é do que um acoplado da caldeira que fica no tubulão, onde o calor sensível dos gases de combustão é utilizado para elevar a temperatura da água de alimentação para cerca de 105°C. Ainda no tubulão da caldeira, existe um outro equipamento, o chamado pré-aquecedor ou pré-ar, este irá utilizar o restante do calor dos gases de combustão para aquecer o ar que será alimentado na fornalha, otimizando assim, o processo e aumentando sua eficiência. Na Figura 43 a seguir estão representadas as partes de uma caldeira aquatubular clássica (ZACURA E PICCIRILLI, 2012).



FONTE: ADAPTADO DE SILVA (20--).

Para a realização do balanço de energia da cogeração utilizou-se a Equação 19, a qual realizando as considerações de regime permanente, sistema adiabático e desprezando as energias cinética e potencial, é simplificada conforme a Equação D:

$$\dot{W} = \dot{m} \cdot (h_e - h_s) \quad (D)$$

Sabendo que o consumo médio de energia pelos turboacionadores em uma usina é em média de 12 kWh/t de cana (ENSINAS, 2008; SEABRA, 2008), calculou-se que o consumo da Usina Rio Doce será de aproximadamente 20.000 kWh. Além disso, reservou-se uma quantia de 8.000 kWh para o autoconsumo da indústria (iluminação, acionamentos elétricos, funcionamento de escritórios e pátios, entre outros) (SEABRA, 2008).

A Tabela 30 com os dados utilizados nos balanços de energia encontra-se a seguir.

TABELA 30 - DADOS PARA O BALANÇO DE ENERGIA NA GERAÇÃO DE VAPOR

	Vazão mássica (t/h)	Pressão (kgf/cm <sup>2</sup> )	Temperatura (°C)	Entalpia (kJ/kg)	Estado do fluido
Entrada caldeira	270	67	105,00	440,17	líquido
Saída caldeira	270	67	520,00	3463,35	vapor superaquecido
Vapor vivo para o desaerador	13,5	67	520,00	3463,35	vapor superaquecido
Entrada turbina de contrapressão	256,5	67	520,00	3463,35	vapor superaquecido
Extração turbina de contrapressão	231,5	21	320,00	3067,95	vapor superaquecido
Escape turbina de contrapressão	25	2,5	136,84	2737,25	vapor superaquecido
Entrada turbina de condensação	13,5	21	320,00	3067,95	vapor superaquecido
Exaustão turbina de condensação	13,5	0,15	52,52	2596,47	vapor saturado
Entrada turboacionadores	218	21	320,00	3067,95	vapor superaquecido
Escape turboacionadores	218	2,5	136,84	2737,25	vapor superaquecido

FONTE: AUTORIA PRÓPRIA. (2018).

Por meio da Equação do balanço de energia simplificado e com os dados da Tabela 30, calculou-se a energia gerada em cada uma das turbinas. Os resultados estão apresentados na Tabela 31.

TABELA 31 - ENERGIAS ENVOLVIDAS NA COGERAÇÃO

	Energia gerada nas turbinas	
	kWh	MWh
Extração na turbina de contrapressão	25426,6600	25,4266
Escape da turbina de contrapressão	5042,3960	5,0424
Exaustão da turbina de condensação	1768,03100	1,7680
Escape dos turboacionadores	20025,8000	20,0258

FONTE: AUTORIA PRÓPRIA, 2018.

Pela Tabela 31 é possível notar que os 20.000 kWh necessários para a movimentação dos equipamentos são alcançados pelo trabalho dos turboacionadores, sendo assim, a energia excedente é a soma do trabalho das turbinas com exceção dos turboacionadores e descontando-se os 8000 kWh (que são reservados para autoconsumo), portanto, a energia livre para venda é de 24237,09 kWh.

O cálculo da eficiência da caldeira pode ser realizado relacionando a potência térmica gerada pela queima do bagaço com a potência térmica de vaporização da água na caldeira. A Equação 23 abaixo representa a eficiência (ARAÚJO, 2014).

$$\eta_c = \frac{\dot{m}_{vapor} \cdot (h_{vapor} - h_{\acute{a}gua})}{\dot{m}_{bag} \cdot PCI_{bag}} \quad (23)$$

Em que:

$h_{vapor}$ : entalpia específica do vapor superaquecido na saída da caldeira (kJ/kg);

$h_{\acute{a}gua}$ : entalpia específica da água na entrada da caldeira (kJ/kg);

$\dot{m}_{vapor}$ : vazão mássica de vapor superaquecido na saída da caldeira (kg/s);

$\dot{m}_{bag}$ : vazão mássica de bagaço consumido na caldeira (kg/s);

$PCI_{bag}$ : poder calorífico inferior do bagaço (kJ/kg).

Deste modo, a eficiência encontrada foi de:

$$\eta_c = \frac{75 \cdot (3463,35 - 440,17)}{33,33 \cdot 7524}$$

$$\eta_c = 0,904062 \text{ ou } 90,4062\%$$

A eficiência das caldeiras Monodrum do tipo AMD-107-9GI pode chegar até cerca de 88% segundo Caldema (2018), sendo assim, é possível verificar que o valor calculado está pouco acima do indicado pelo fabricante, isso pode se justificar pelo fato de não se considerar nos cálculos perdas de vapor nas tubulações, equipamentos, purgas, entre outros. Ainda assim, o valor encontrado está bem próximo do valor real.

### 6.5.2 Lagoa aspersora

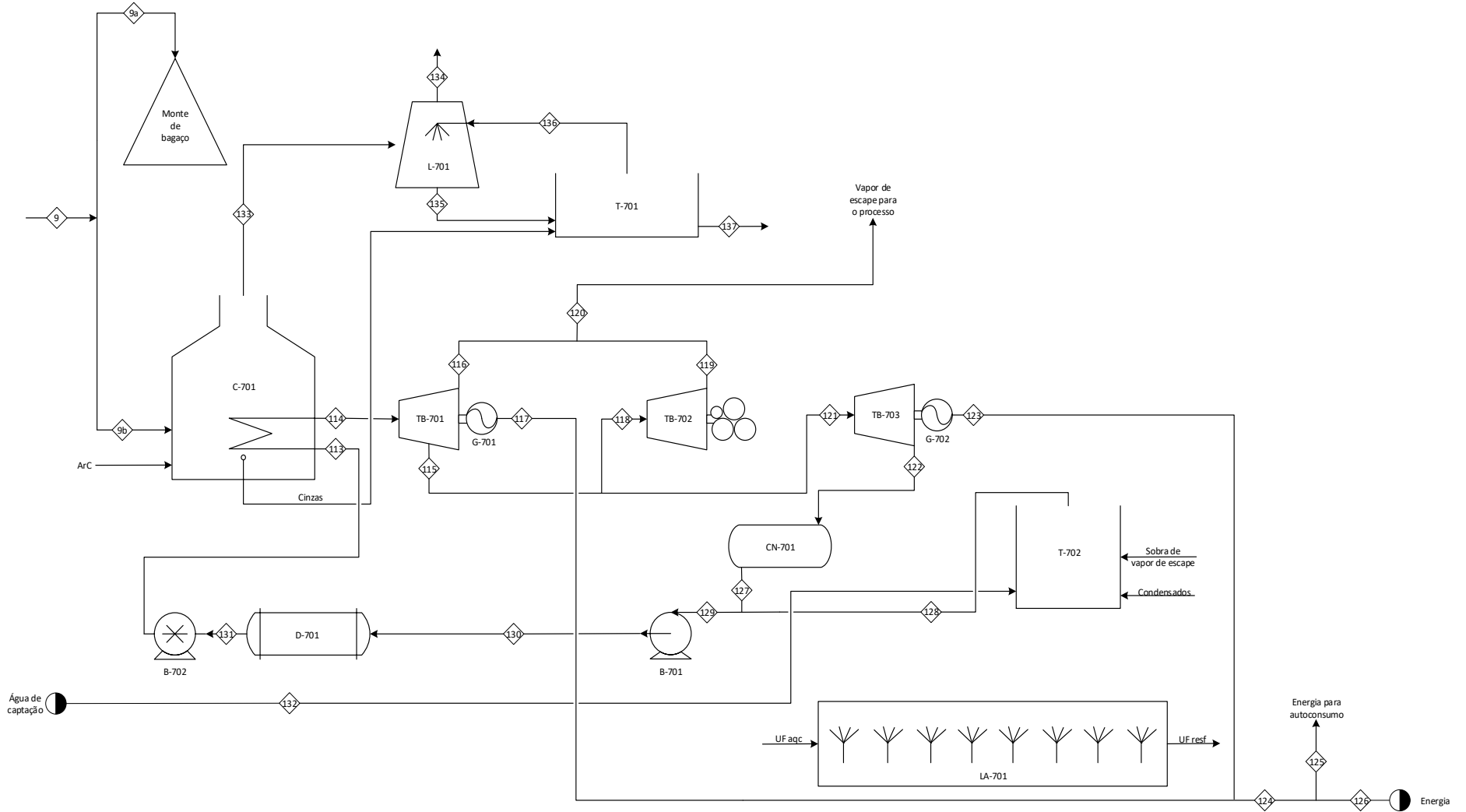
Para a lagoa aspersora serão encaminhadas todas as utilidades frias, que não entram em contato com os produtos, tais como: água proveniente dos condensadores, trocadores de calor, cristalizadores, resfriamento de dornas (PICHINELLI, 2013; ZAKURA; PICCIRILLI, 2011).

Nesse processo ocorre apenas o resfriamento das águas por meio de aspersores, o efluente resfriado volta para o processo (PICHINELLI, 2013).

Considerando que o volume do corpo receptor é muito maior que a vazão de efluente, de modo que a carga térmica proveniente da utilidade fria não altere significativamente a temperatura da lagoa, estimou-se um volume de 50000 m<sup>3</sup> para uma vazão mássica de 2030,57 t/h.

O diagrama de fluxo de processo está representado na Figura 44 a seguir.

FIGURA 44 - DIAGRAMA PFD DA SEÇÃO 700.



FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2018).

## 6.6 ESTAÇÃO DE TRATAMENTO DE EFLUENTES (ETE) – SEÇÃO 800

A ETE é composta por uma lagoa facultativa onde são depositadas as utilidades quentes e demais águas empregadas no processo. Estes efluentes tem como destino final um corpo hídrico, entretanto, é necessário um tratamento prévio para seu despejo. O tratamento utilizado é a sedimentação (CALLE; BAJAY; ROTHMAN, 2005).

De acordo com o CONAMA resolução Nº 430, de 13 de maio de 2011, todo efluente a ser lançado em corpos hídricos deve ter sua DBO reduzida no mínimo em 60%. Sabendo que uma lagoa facultativa com tempo de detenção de 15 a 45 dias possui uma eficiência de 75 a 85% (GONÇALVES, [20--]), fez-se o dimensionamento dessas lagoas multiplicando a vazão de afluente (~275 t/h) pelo tempo de detenção (considerado de 15 dias), obtendo-se então um valor de 99000 m<sup>3</sup>, este volume foi dividido em cinco lagoas de tamanhos iguais, sendo cada uma de 19800 m<sup>3</sup>.



## 7 CONTROLE DE QUALIDADE

O controle de qualidade na usina sucroenergética é de extrema importância e se encontra em todas as etapas do processo, desde o plantio da matéria prima até a qualidade dos produtos finais e tratamento dos resíduos gerados (MARAFANTE, 1993).

Dessa forma, a Usina Rio Doce possuirá um laboratório na planta industrial para realizar as análises necessárias para o controle do processo. Esse controle consiste, em sua maioria, em análises qualitativas e/ou quantitativas, entre as quais, destacam-se as análises de °Brix, pol, pureza, quantidade de fibras, teor de impurezas minerais, sólidos totais dissolvidos, umidade, acidez, pH, dureza, alcalinidade, teor alcoólico, cor, teor de cinzas, condutividade, densidade, quantidade de matéria seca, análises microbiológicas (quantificação de açúcares redutores, porcentagem de fermento, concentração de leveduras, infecção bacteriana e viabilidade celular). Realiza-se também análises e quantificação de acidez sulfúrica, pentóxido de fósforo ( $P_2O_5$ ), cal, iodo, sulfitos, hidroxilas, sílicas, fosfatos e a quantidade perdida de sacarose (ALBUQUERQUE, 2011; CALLE; BAJAY; ROTHMAN, 2005).

Com essas análises é possível determinar informações importantes para o controle do processo, como a maturação da cana-de-açúcar para colheita, visando um melhor aproveitamento da sacarose, determinação da quantidade de álcool perdida na vinhaça, estabelecer o melhor tratamento para os resíduos gerados, otimizar o processo, entre outros (MARAFANTE, 1993).

## 8 DIMENSIONAMENTO DOS EQUIPAMENTOS

Nas próximas seções estão desenvolvidas e descritas as especificações de cada equipamento, com o maior detalhamento possível. As especificações foram feitas baseadas na capacidade produtiva da Usina Rio Doce e o dimensionamento de alguns equipamentos foi realizado com base no balanço de massa e energia para que a capacidade de produção estabelecida seja atendida.

### 8.1 RECEBIMENTO, EXTRAÇÃO E TRATAMENTO DO CALDO - SEÇÃO 400

#### 8.1.1 Hilo

A cana, ao ser recebida pela usina, tanto picada quanto inteira é descarregada pelo hilo (tombador), ou seja, um guincho mecânico. Este equipamento é composto por tambor, mancais, redutor, motor, inversor de frequência, fim de curso e freio e deve ser instalado sobre uma robusta fundição de concreto armado com dimensões de 6m x 6m x 4m de profundidade (FILHO, 2012). Possui as seguintes especificações:

- Capacidade de descarga de 50 toneladas por movimento;
- Capacidade de elevação da lança de 15 m, constituída por 8 cabos de aço com diâmetro de 1" e com velocidade de elevação de 16 m/min.

FIGURA 45 - TOMBADOR LATERAL HILO



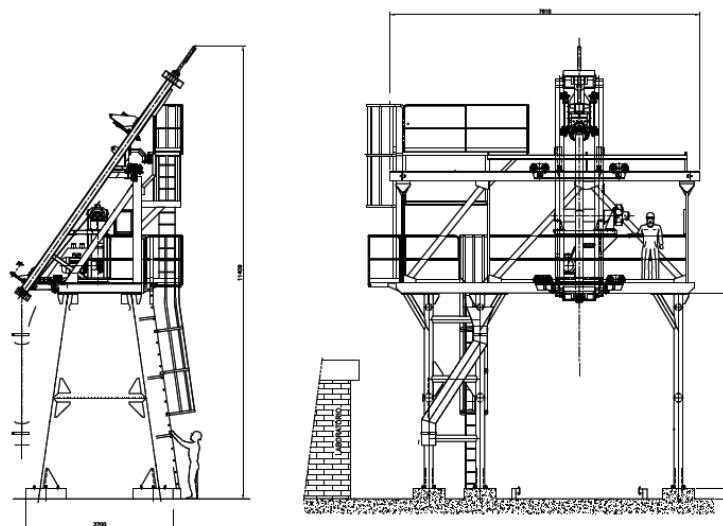
FONTE: ZBN, INDÚSTRIA MECÂNICA Ltda. (2018).

### 8.1.2 Sonda rotativa oblíqua

A sonda rotativa oblíqua ou tomador de amostra oblíqua hidráulica escolhida para o dimensionamento foi a do tipo TAO – 03, sendo esta constituída de um motor hidráulico, cilindro hidráulico, cabos de aço, tubo porta sonda, sensores, plataformas e escadas e um sistema de translação que permite a amostragem em qualquer ponto. Possui as seguintes especificações:

- Altura total de 11,4 m;
- Largura de operação de 6,7 m;
- Tempo para completar um ciclo de 110 s, realizando um número médio de amostras de 30 amostras/h, sendo o peso médio da amostra de 19 kg;
- Diâmetro do tubo da sonda de 200 mm;
- Potência elétrica total instalada de 64 CV.

FIGURA 46 - TOMADOR DE AMOSTRAS OBLÍQUO HIDRÁULICO.



FONTE: DEDINI INDÚSTRIA DE BASE (2010).

### 8.1.3 Sistema de Separação e Limpeza da Cana

A cana colhida mecanicamente por sua vez já se encontra picada dessa forma, passa por um processo de limpeza diferenciado que não envolve a utilização de água, esta limpeza é feita por meio do sistema de separação e limpeza da cana. Este equipamento é constituído por duas câmaras de separação de palha e terra que apresentam controle de pressão internas e filtros.

FIGURA 47 - SEPRAÇÃO E LIMPEZA DA CANA.



FONTE: DEDINI INDÚSTRIA DE BASE (2010).

### 8.1.4 Mesa Alimentadora

A limpeza da cana proveniente do processo de corte manual ocorre por meio da lavagem, que faz utilização de mesa alimentadora simples ou dupla que possuem inclinação de 45 ° para fornecer uma camada uniforme de pouca espessura, proporcionar uma alimentação mais eficiente e fácil, sendo constituída por engrenagens, rodas dentadas, eixo mancais e reforma em redutores e pinhões. Possui as seguintes especificações:

- Comprimento de 0,9 m a 17 m;
- Formada por um plano horizontal que facilita a limpeza, onde a cana se apoia;

- Formada por infraestrutura de laminas de aço, com reforços e intertravamento, eixo de tração e esticador em planos diferentes. Podendo apresentar de 15 a 18 linhas de correntes interligadas por taliscas de chapa laminada;
- A lateral é constituída de chapas de aço laminado possuindo portas para inspeção e visores de acrílico ao lado do desfibrador e picador que possibilita o monitoramento das cargas de cana;
- Revestimento acústico constituído de parede dupla e elemento abafador, nas regiões que apresentam elevado teor de ruídos como picador e desfibrador;
- Recobrimento superior (teto) iniciando-se antes da inclinação da esteira e reforçado por cantoneiras;
- Acionamento realizado através de motor elétrico, redutor e conversor de frequência, para a variação da velocidade.

FIGURA 48 - MESA ALIMENTADORA



FONTE: FUNDIÇÃO MORENO (2018).

### 8.1.5 Picador

O picador escolhido a ser utilizado, como mencionado anteriormente, é do tipo facas oscilantes, formado por um conjunto de facas que possui velocidade periférica de 60 m/s, potência específica de 28 a 32 cv/tch e sentido de rotação correspondente as da esteira metálica, sendo assim, instalado no sentido

horizontal e constituído de lâminas, eixo principal, luva, volante, rotor, redutores, suporte e caixas de mancal. Possui as seguintes especificações:

- Bitola de 72”;
- Picador de cana com facas oscilante modelo COP-9;
- Facas formadas por chapas ASTM A-36, com bucha de bronze SAE 620;
- Capacidade giratória do eixo de 10 voltas/s.

FIGURA 49 - PICADOR DE CANA.



FONTE: FUNDIÇÃO MORENO (2018).

#### 8.1.6 Desfibrador

Este é formado por um tambor alimentador e um rotor formado por um conjunto de martelos que oscilam em sentido contrário a esteira com velocidade periférica de 60 m/s e sua alimentação ocorre no sentido horizontal. Possui as seguintes especificações:

- Modelo de desfibrador COP5;
- Bitola de 72”;
- Martelos formados por chapas ASTM A-36, com bucha de bronze SAE 620, com revestimento de solda dura;
- Placa desfibradora do tipo nervuras altas em construção sólida, fabricada em chapa de aço;

- Constituído por suporte, martelos, buchas, eixo principal, eixos de oscilação, tampas, laterais, rotor, redutor, placa desfibradora e tambor alimentador.

### 8.1.7 Esteira Rápida de Borracha

Esta é responsável por conduzir a cana até a moenda, possui um ângulo de inclinação de 20°, que apresenta velocidade de 90 m/s, largura de 1000 mm, e é constituída por tambores, mancais, motor, redutor, lençol de borracha e roletes de apoio. No ponto inicial da esteira encontra-se localizado o espalhador responsável por uniformizar o material, este é um equipamento do tipo giratório com braços de acionamento.

FIGURA 50 - ESTEIRA RÁPIDA DE BORRACHA



FONTE: FUNDIÇÃO MORENO (2018).

### 8.1.8 Moagem

Para o suprimento da demanda de moagem o sistema utilizará 4 ternos do tipo 42” – 78”.

#### 8.1.8.1 Calha de Alimentação ou Chute Connelly

O Chute Connelly é a calha de alimentação dos ternos da moenda, onde a alimentação é realizada por cima, este equipamento possui as seguintes especificações:

- Altura de 4,25 m e largura interna de 2,1 m;

- Peso total de 3,1 toneladas;
- Apresenta visores de acrílico na tampa de regulagem que desce sobre o rolo superior;
- Sensores de nível;
- Sua estrutura é formada por chapa de aço inoxidável de 6,3 mm com reforço de cantoneiras.

#### 8.1.8.2 Moenda

A moenda escolhida foi do modelo MCD/01, a qual apresenta dimensões de 2295 x 2355 x 2854 mm, rotação de 7 rpm e peso de 128 t. A estrutura principal desta moenda é composta por: castelo, mancais, cabeçotes hidráulicos e laterais, rolos de pressão que contém mancais, eixo, camisa, rodetes, sistema de bagaceira e regulagem, pentes, indicadores de flutuação e de refrigeração dos mancais da moenda, sistema de pressão hidráulica e complementos. As principais especificações são:

- Castelos são fornecidos em aço fundido de grande robustez e geometria ampliada, o revestimento é em inox para evitar a corrosão e as partes não revestidas são protegidas com fundo em epóxi. Esta parte é apoiada diretamente sobre o concreto;
- Mancais possuem caixas fabricadas em aço fundido com casquilhos de bronze e serpentina interna para refrigeração que é realizada com água. Possui vedação especial composta por retentores de borracha com molas, anéis em aço inoxidável revestível com cromo duro;
- Cabeçotes Laterais do tipo articulado que possibilitam rapidez na montagem e desmontagem e servem de base para a manutenção e montagem quando articulados na posição horizontal;
- Cabeçotes hidráulicos que são fixados aos castelos por meio de chavetas paralelas, pistão longo revestido de cromo duro com retentor especial para altas pressões. Sendo fabricada em rótulas de compensação ou tipo haste guiada;



- Sistema de regulagem da bagaceira possui duas linhas de parafusos para fixação com revestimento em inox nas fases de apoio da bagaceira e nas faces inferiores de apoio. Sistema de proteção em inox, contra a ação do caldo para os parafusos de regulagem e suporte de sustentação;
- Rolos com eixo forjado, camisas em ferro fundido cinzento ou nodular e flanges para o rolo superior fabricado em chapas de aço carbono ou aço fundido com revestimento de antidesgaste na face em contato com a cana;
- Rolos de pressão que possuem caixa e eixo de aço carbono fundido, camisas em ferro fundido cinzento ou nodular, sistema de parafusos de regulagem, bagaceira em aço fundido e sistema de pressão hidráulica composto por hidropneumáticos, tubulações, mangueira de alta pressão e manômetros.

FIGURA 51 - TERNOS DA MOENDA.



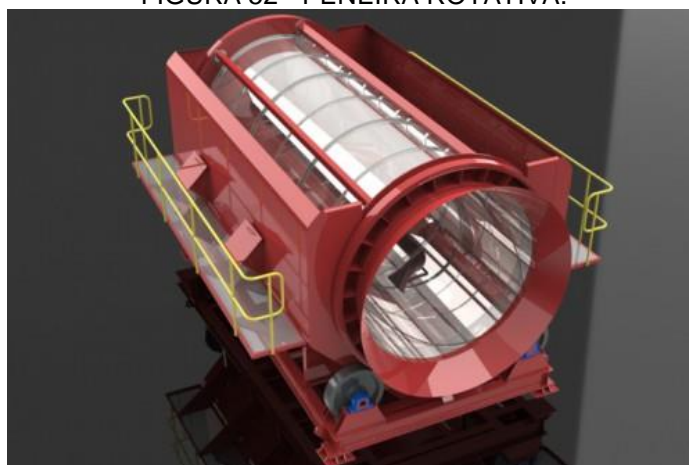
FONTE: FUNDIÇÃO MORENO (2018).

### 8.1.9 Peneira Rotativa

De posse das estimativas do balanço de massa o filtro rotativo para caldo bruto escolhido para atender as especificações é o modelo PRP- 2X6, que apresenta capacidade de filtrar 600 tc/h, peso de 7000 kg, tubulação de entrada de 14" e tubulação de saída de 18". Este equipamento apresenta as seguintes especificações:

- Cesto filtrante com hélices internas em aço inoxidável AISI - 304, formado por módulos que possuem acabamento em perfil “L” inteiriço;
- Telas constituídas pela combinação de perfil triangular e varetas suporte;
- Rodas de entrada e saída em aço carbono com revestimento em aço inox AISI – 304;
- Coletor de caldo simples ou duplo, em aço inox AISI – 304 parafusado e totalmente desmontável;
- Sistema de limpeza externo ao rotor e alimentação interna;
- Sustentação do movimento para cesto filtrante feita por meio de 4 rodas de atrito, acionamento do sistema feito por dois motores com potência de 10 CV, rotação de 1.760 rpm e tenção 220/380/440V.

FIGURA 52 - PENEIRA ROTATIVA.



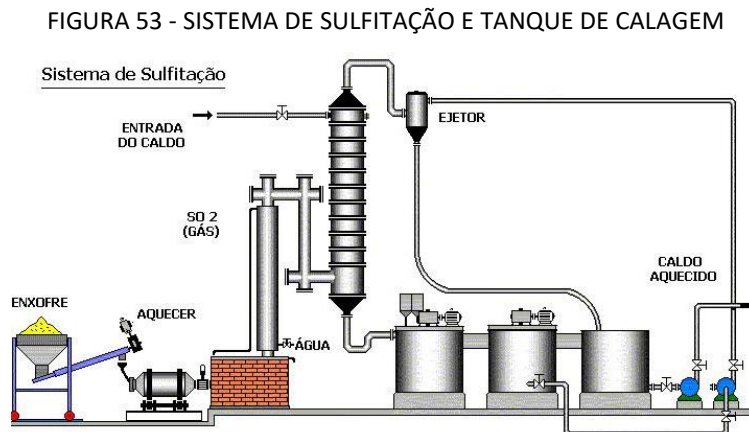
FONTE: JMS EQUIPAMENTOS INDUSTRIAIS (2018).

#### 8.1.10 Sulfitação

O sistema de sulfitação é composto por um forno fixo que por sua vez contém entrada de ar, válvula borboleta, cilindro alimentador, porta, bandeja de enxofre, motor e uma coluna de sulfitação de pratos que apresenta entrada do caldo na parte superior e a de gás na parte inferior. Este equipamento apresenta as seguintes especificações:

- Forno fabricado em ferro fundido;

- Área de combustão do forno de 10 m<sup>2</sup>;
- Volume da coluna de sulfitação de 63,2 m<sup>3</sup>, de acordo com o site SUGARTEC.



FONTE: SILVA et al. (2008).

#### 8.1.11 Calagem

O dimensionamento do tanque de calagem foi realizado considerando-se o balanço de massa que apresenta uma vazão de entrada de 503,22 t/h e 16 °Brix aproximadamente, assim por meio de tabelas disponibilizadas pela Sucrana (2009a), teve-se conhecimento da densidade de 1,06542 Kg/L, o que resulta em uma vazão de aproximadamente 476,21 m<sup>3</sup>/h de caldo. Segundo informações e pesquisa de campo, o caldo permanece 12 minutos no tanque e este terá uma capacidade de 100 m<sup>3</sup>.

#### 8.1.12 Aquecedor

O dimensionamento do trocador de calor, necessário para aquecer o caldo, foi realizado por auxílio de simulações disponíveis pela Sucrana (2009b) tendo como base os dados fornecidos pelo balanço de massa e energia e considerando-se que o caldo entra a 40 °C e sai a 110 °C, sendo assim a área requerida de troca térmica é de 456,56 m<sup>2</sup>.

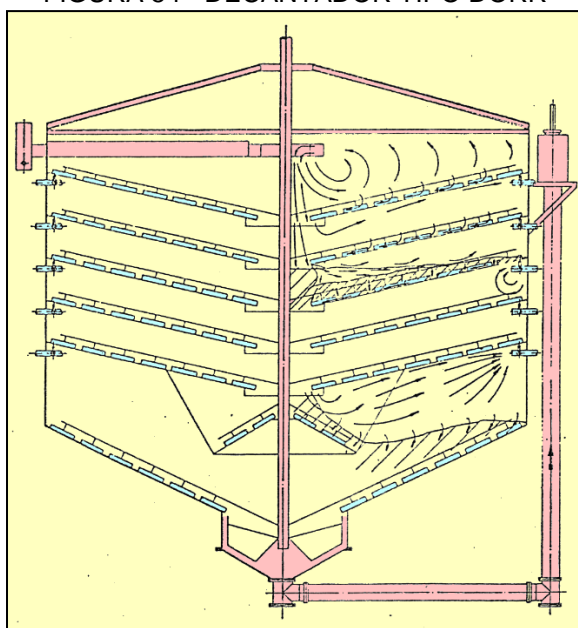
### 8.1.13 Decantador

O tipo de decantador mais utilizado no país em usinas de açúcar e álcool é o do tipo Dorr que apresenta várias bandejas para elevar a área de decantação. Assim, de acordo com o balanço de massa e um coeficiente de segurança de 0,8, o decantador deve possuir uma capacidade de 725 m<sup>3</sup>/h. Este decantador é composto por: balão flash, câmara de coagulação, câmara de caldo clarificado e câmara concentradora de lodo, caixa de lodo e caixa de caldo decantado, apresenta as seguintes especificações:

$$\frac{580 \frac{m^3}{h}}{0,8} = 725 \frac{m^3}{h} \quad (24)$$

- Tempo de retenção de 1 hora;
- Sistema de raspagem interna simples;
- Fabricado em aço inox;
- Sistema de decantação totalmente automatizado que apresenta controle de malha de temperatura e vazão de alimentação, controle de dosagem de polímeros e controle da retirada de lodo por densidade e torque.

FIGURA 54 - DECANTADOR TIPO DORR

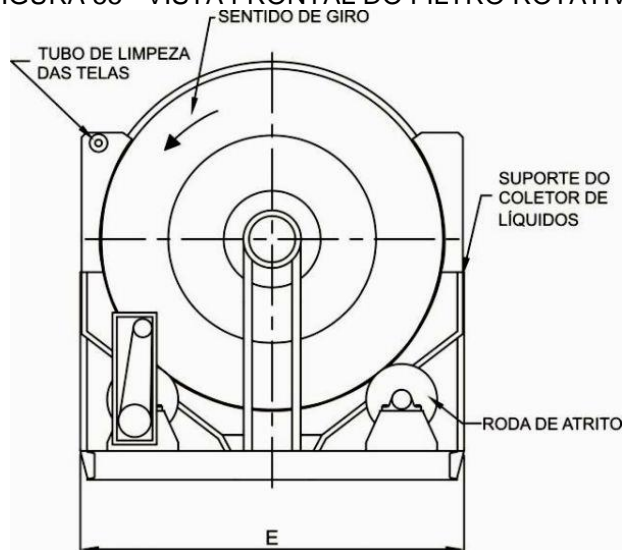


FONTE: DEDINI INDÚSTRIA DE BASE (2010).

### 8.1.14 Filtro de Lodo

Os filtros rotativos a vácuo devem apresentar uma relação média de áreas de filtração de lodo de caldo para cada filtro entre 0,25 a 0,8 m<sup>2</sup>/tch. Então, com base no balanço de massa, há necessidade de 20 m<sup>2</sup> de meio filtrante, e o tambor do filtro pode ser de 7x10 ft.

FIGURA 55 - VISTA FRONTAL DO FILTRO ROTATIVO



FONTE: PROMINAS (2018).

### 8.1.15 Peneira

Por meio das estimativas do balanço de massa, a peneira rotativa para caldo clarificado, escolhida para atender as especificações é a do modelo PRP-2,5X6 que apresenta capacidade de filtrar 480 m<sup>3</sup>/h, peso de 10000 kg, tubulação de entrada de 14" e tubulação de saída de 18". Este equipamento apresenta as seguintes especificações:

- Cesto filtrante fabricado por meio de um processo de eletrofusão em aço inox AISI – 304 ou 316L;
- Telas do cesto filtrante de 165 mesh montadas e quadros disposto no interior do rotor de secção octogonal;
- Sistema de limpeza externo ao rotor e alimentação interna;
- Retenção de 70 a 80% dos sólidos insolúveis não retidos no tanque de decantação.

## 8.2 PROCESSO DE PRODUÇÃO DO AÇÚCAR VHP - SEÇÃO 500

### 8.2.1 Evaporadores

Para o projeto dos evaporadores utilizou-se a Equação 25 para calcular as áreas de cada evaporador.

$$A_i = \frac{\dot{Q}_i}{U_i \cdot \Delta T_i} \quad (25)$$

Em que:

$A_i$  = área de troca térmica do evaporador  $i$ ;

$\dot{Q}_i$  = calor necessário no evaporador  $i$ ;

$U_i$  = coeficiente global de transferência de calor do evaporador  $i$ ;

$\Delta T_i$  = Diferença entre a temperatura que a solução vaporiza e a temperatura que o vapor condensa no evaporador  $i$ .

De acordo com Mendrone e Sousa (2012), o pré-evaporador possui em média um coeficiente global de transferência de calor de 2500 kcal/m<sup>2</sup>h°C, valor adotado para o pré-evaporador da Usina Rio Doce. Já para os demais evaporadores utilizou-se os coeficientes encontrados em uma simulação a partir dos dados do presente trabalho no Sugartech.co.za [19--] para um conjunto de evaporadores de 5 efeitos. Os cálculos da diferença entre a temperatura que a solução vaporiza e a temperatura que o vapor condensa em cada evaporador encontra-se no Apêndice A. Os resultados encontram-se na Tabela 32.

TABELA 32 - ÁREAS DE TROCA TERMICA DOS EVAPORADORES

	$\dot{Q}_i$ (kW)	$U_i$ (kW/m <sup>2</sup> .°C)	$\Delta T_i$ (°C)	$A_i$ (m <sup>2</sup> )
Pré-evaporador	73,24E3	2,9	5,27	4787,7
Evaporador 1	44,97E3	2	6	3747,5
Evaporador 2	27,09E3	1,5	5	3612
Evaporador 3	15,25E3	1,2	6	2117,4
Evaporador 4	7,09E3	0,8	8	1108,4
Evaporador 5	7,36E3	0,5	12	1226,7

FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2018).

O sistema de evaporação faz uso de um pré-evaporador e mais um conjunto de evaporadores de 5 efeitos, sendo fabricados em aço carbono ou aço inoxidável AISI 304/444/439.

### 8.2.2. Cozedor

Os equipamentos utilizados serão cozedores contínuos a vácuo de duas massas sendo um processo de evaporação a baixa pressão e temperatura operado por meio de calandras. Esse tipo de cozedor é composto por vários tubos fabricados em aço AISI 304 ou 444. Tendo as seguintes especificações:

- Área do cozedor A de 1806 m<sup>2</sup> e pressão de 0.19305 kgf/cm<sup>2</sup>;
- Área do cozedor B de 1475 m<sup>2</sup> e pressão de 0.19305 kgf/cm<sup>2</sup>;
- Comprimento do tubo de 1400 – 2500 mm;
- Espessura do tubo de 1,2 – 2,6 mm;
- Pressão da calandra de 0.815705 kgf/cm<sup>2</sup>.

### 8.2.3 Cristalizador

O sistema de cristalização será composto por 21 cristalizadores, 10 destinados à cristalização da massa A e 11 destinados a cristalização da massa B, e seus dimensionamentos foram realizados considerando-se o balanço de massa. Assim, a vazão mássica dos cristalizadores A é de 82 t e seu tempo de retenção é de 9 horas e os cristalizadores B a vazão é de 44,69 t e seu tempo de retenção é de 10 horas.

A densidade da massa é de 1,49022 kg/L para a massa A e de 1,48022 kg/L para a massa B e deste modo os cristalizadores A apresentaram uma capacidade de 55,02 m<sup>3</sup> e os cristalizadores B apresentaram uma capacidade de 30,20 m<sup>3</sup>, sendo estes fabricados em aço inoxidável (SUCRANA, 2009).

#### 8.2.4. Centrífuga

O sistema de centrifugação utilizado será composto por 3 centrífugas automáticas do modelo Mac 1800, sendo constituídas por cesto, descarregador de coluna com guia linear, raspadeira, amortecedor de pendulação, cubo, separador de méis, sensor ultrassônico, freios de emergência e motor. Sendo as especificações deste produto.

- Capacidade de 1800 Kg por ciclo, realização de 28 ciclos por hora, capacidade máxima de 50 t/h;
- Volume do cesto de 1090 litros, velocidade máxima de 1200 rpm;
- Espessura da camada de produto de 230 mm;
- Motor com potência de 315 kW, controlado por inversor de frequência;
- Cesto fabricado totalmente em aço inoxidável Duplex sem anéis de reforço, costado, com tampa e fundo;
- Cubo fabricado totalmente em aço inoxidável maciço;
- Sistema de lavagem composto por bicos spray para água ou para méis.



FIGURA 56 - CENTRÍFUGA AUTOMÁTICA DA SÉRIE MAC



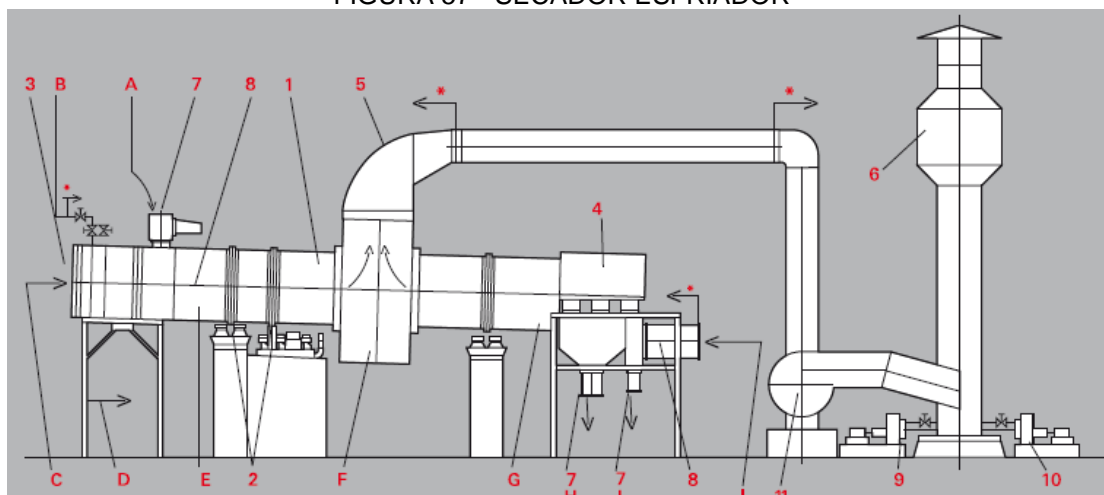
FONTE: MAUSA (2018).

### 8.2.5 Secador

O secador escolhido para o dimensionamento foi do modelo secador esfriador tipo colmeias. Neste equipamento a secagem é realizada com o uso de um fluxo de ar concorrente e o resfriamento de um fluxo contra corrente, evitando, assim, o rompimento dos cristais pelo choque térmico. O secador é composto por tambor secador com sistema de espirais para a saída de ar, tambor esfriador, colmeia, anéis de rodagem, coroa dentada do acionamento, quatro rodas, motor elétrico trifásico, redutor de velocidade, transmissor de carreias trapezoidais, válvula rotativa de alimentação e ventilador centrífugo. Sendo as características específicas deste equipamento:

- Capacidade de 25.000 sacas/dia ou 52 t/h;
- Diâmetro de 2.700 mm e comprimento de 15.600 mm
- Motor elétrico trifásico de 160 CV de potência;
- Tambor do tipo ZT 27156/2;
- Colméias formadas por múltiplas placas defletoras cruzadas entre si.

FIGURA 57 - SECADOR ESFRIADOR



FONTE: MAUSA (2018).

### 8.3 PROCESSO DE PRODUÇÃO DE ETANOL HIDRATADO - SEÇÃO 600

#### 8.3.1 Tanque de Preparo do Mosto

O dimensionamento do tanque de preparo do mosto foi realizado de acordo com o balanço de massa onde há a formação de 190,78 t/h de mosto com um °Brix de 20, segundo a Sucrana (2009) a densidade de soluções açucaradas de 1,08297 kg/L. Sendo assim necessário um tanque de 190 m<sup>3</sup> de capacidade.

#### 8.3.2 Dorna

O sistema de fermentação utilizado foi dimensionado sabendo-se que o tempo de enchimento, fermentação, esvaziamento e limpeza de cada dorna levam em média 11,25 h e que a vazão é dividida em duas dornas. O volume da dorna deve ser capaz de conter a vazão de entrada composta por mosto e fermento mais 20 % do volume necessário para contenção de gases e espuma além de conter um fator de segurança. Assim o volume final de cada dorna foi calculado pela Equação 24.

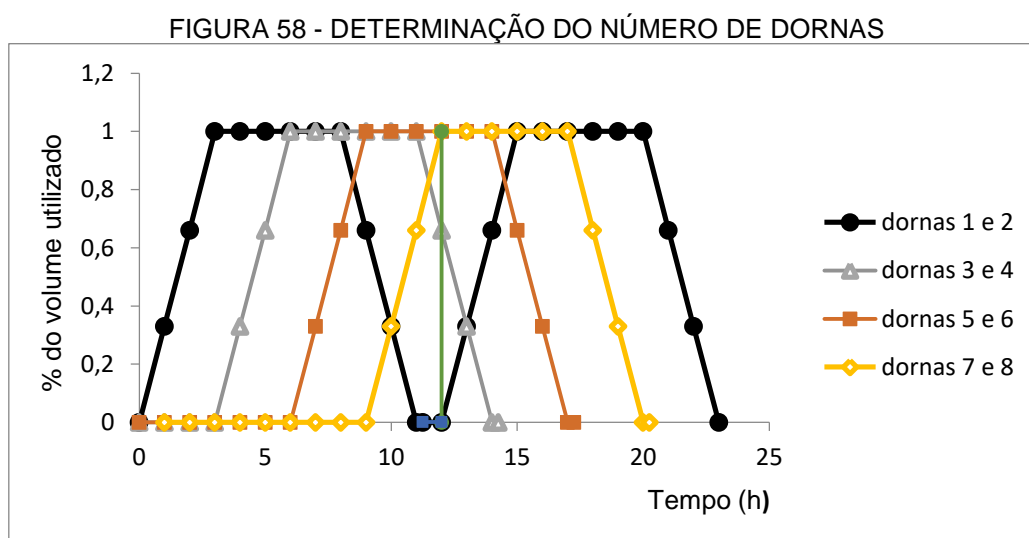
$$V_{dorna} = (V_{mosto} + V_{ferm}) \quad (24)$$

$$V_{dorna} = \left( \frac{m_{mosto}}{\rho_{mosto}} + \frac{m_{mosto}}{\rho_{mosto}} \cdot 0.12 \right)$$

$$V_{dorna} = \left( \frac{95392}{1060} + \frac{95392}{1060} \cdot 0.12 \right)$$

$$V_{dorna} = 302,37 \text{ m}^3$$

Levando em conta um fator de segurança e ao volume destinado para contenção o volume da cada dorna será de 400 m<sup>3</sup>. A determinação do número de dornas necessárias levou em consideração que as 11,25h de fermentação são divididas em 3h para o enchimento e esvaziamento respectivamente, 8 h de fermentação que começar a ser contados a partir do início o enchimento da dorna e mais 25 minutos de limpeza e que a vazão de alimentação é dividida para duas dornas por hora. Assim, construiu-se a Figura 58 em sequência (AMORIM, 2005).



FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2018).

Por meio da Figura 58 verifica-se que são necessárias 8 dornas para o processo de fermentação da Usina Rio Doce, porém, devido a fatores de segurança a usina contará com duas dornas a mais de segurança, sendo assim, tem-se um conjunto de 10 dornas com um volume de 400 m<sup>3</sup> cada. As especificações deste equipamento são listadas a baixo.

- Chapas de aço carbono ou aço inoxidável;
- Tanque vertical cônico no fundo com válvula para auxiliar o processo;

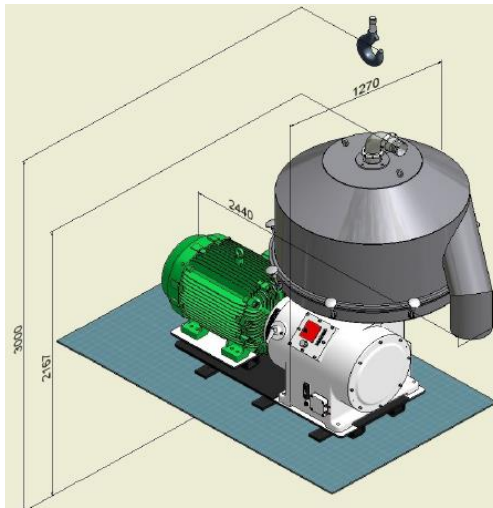
- Instalação sobre um suporte metálico com 80 a 120 cm de altura;
- Dornas em formato cilíndrico com altura igual a duas vezes o seu diâmetro em média;
- Enchimento simultâneo de fermento e mosto
- Tempo de fermentação de 8h, contando este desde o primeiro contato do fermento e do mosto;
- Tempo de enchimento e descarga 3 h cada;
- Tempo total de processo de cada dorna de 11h.

### 8.3.3 Centrífuga para a Produção de Álcool

O sistema de centrifugação do vinho bruto utilizado será composto por 3 centrífugas separadoras do tipo SCM 200, sendo constituídas por motor elétrico, rotor do tipo de boquilhas, sistema de auto limpeza, sistema de monitoramento de vibrações e de temperatura, sensor de rotação, válvula três vias, refrigeração à água. Sendo as especificações deste produto.

- Capacidade de 200 m<sup>3</sup>/h;
- Peso total de 3650 kg;
- Espessura da alimentação de 100 mm, saída do vinho e de fermento de 254 mm;
- Motor elétrico com potência de 150 CV/ 110 kW, 1775 rpm e inversor de frequência;
- Estrutura fabricada em ferro fundido, rotor em aço inoxidável forjado do tipo Duplex e coletores, discos, sistemas de admissão e de descarga e anel de fechamento em aço inoxidável.

FIGURA 59 - CENTRIFUGA SEPARADORA DE FERMENTO



FONTE: MAUSA (2018).

### 8.3.4 Cubas

O sistema de tratamento do fermento utilizado será composto de 5 cubas, pois normalmente utiliza-se uma cuba para cada 2 dornas. Sendo as especificações deste equipamento.

- Capacidade de 150 t/h de leite de levedurado;
- Fabricada em aço carbono.

### 8.3.5 Destilação

Para o dimensionamento de ambas as torres de destilação foi aplicado o método de McCabeThiele.

Primeiramente calculou-se o refluxo com o auxílio dos dados do balanço de energia, por meio da Equação 25, que representa um balanço de energia para o condensador, considerando que o mesmo é adiabático.

$$\text{calor latente de condensação do etanol} = \text{calor sensível da água de resfriamento} \quad (25)$$

Substituindo-se as variáveis no balanço de energia tem-se a Equação 26, pela qual se calculou a vazão de água das colunas de destilação.

$$m_{\dot{a}g} h_{\dot{a}g} = m_e \lambda_e \quad (26)$$

Em que:

$m_e$  = vazão mássica de etanol que entra no condensador (t/h)

$\lambda_e$  = calor de vaporização do etanol (kJ/kg)

Inserindo os valores já adquiridos na equação acima, determinou-se a taxa de etanol que deixa o topo da segunda coluna e entra no condensador, ou seja, o etanol utilizado em refluxo que é de 98,92 t/h. Com isso, estipulou-se a taxa de refluxo com o uso das Equações 27 e 28.

$$L = m_e - D_2 \quad (27)$$

$$R_D = \frac{L}{D_2} \quad (28)$$

Em que:

$L$  = vazão mássica de etanol que retorna a segunda coluna;

$D_2$  = vazão mássica de etanol produzido;

$R_D$  = taxa de refluxo.

Em posse dos dados de composição das correntes que entram e saem de cada torre, foi possível calcular suas respectivas frações molares, os resultados estão expressos na Tabelas 33 e 34, assim como o coeficiente angular da linha de operação da alimentação e o coeficiente linear da linha de operação de retificação de cada uma deduzidas no Apêndice D.

TABELA 33 - FRAÇÕES MOLARES E COEFICIENTES DA COLUNA 1

Variáveis	
$x_F$	0,045
$x_{B1}$	0,002
$x_{D1}$	0,235
Coef. Lin.	0,190
Coef. Ang.	1,000

FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2018)

TABELA 34 - FRAÇÕES MOLARES E COEFICIENTES DA COLUNA 2

Variáveis	
$X_{F2}$	0,235
$X_{B2}$	0,038
$X_{D2}$	0,850
Coef. Lin.	0,150
Coef. Ang.	31,30

FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2018)

Introduzindo os elementos das Tabelas acima no diagrama de equilíbrio água-etanol e traçando-se as linhas de operações de acordo com o método de McCabeThiele, obteve-se para primeira coluna 4 pratos teóricos, no entanto, segundo Zacura e Piccirilli (2012) o número real de pratos é 22. Já para a segunda coluna obteve-se 17 pratos teóricos, enquanto segundo estes autores o número adequado é 45 pratos reais. Esta divergência decorre do baixo tempo de residência em cada prato, não havendo interação suficiente entre as correntes e não atingindo o equilíbrio entre as fases. No projeto da usina Rio Doce foi utilizado os dados de Zacura e Piccirilli (2012) para o dimensionamento das torres de destilação.

Para determinar o prato de alimentação em cada coluna, aplicou-se a eficiência de Murphree no método de McCabe Thiele considerando a eficiência necessária para alcançar o número de pratos apresentados na literatura, traçando-se novamente os pratos teóricos. Desse modo, a alimentação da primeira coluna será realizada no décimo nono prato, ao passo que na segunda torre a alimentação será no quarto prato.

## 8.4 UTILIDADES - SEÇÃO 700

### 8.4.1 Caldeira

O sistema de geração de vapor utilizado contará com uma Caldeira Monodrum do tipo AMD-107-9GI. Esse modelo possui grelhas do tipo *pin-hole* e tiragem das cinzas tanto por via úmida, quanto pela seca, pode ser suportada pela base ou suspensa e opera com circulação natural e tiragem balanceada. A caldeira suporta biomassas com até 54% de umidade e tem capacidade de produzir até 420 t de vapor por hora em condições de até 560°C e 150 kgf/cm<sup>2</sup> conforme informado pela empresa C.

Sua ampla câmara de combustão permite uma maior eficiência, fazendo com que as partículas sejam queimadas em suspensão. Também contam com a instalação de um tubulão de vapor único, assegurando maior estabilidade no controle de nível da água e garantindo segurança nas partidas e paradas, elevando assim, sua confiabilidade operacional.

FIGURA 60 - CALDEIRA MONODRUM AMD-107-9GI.



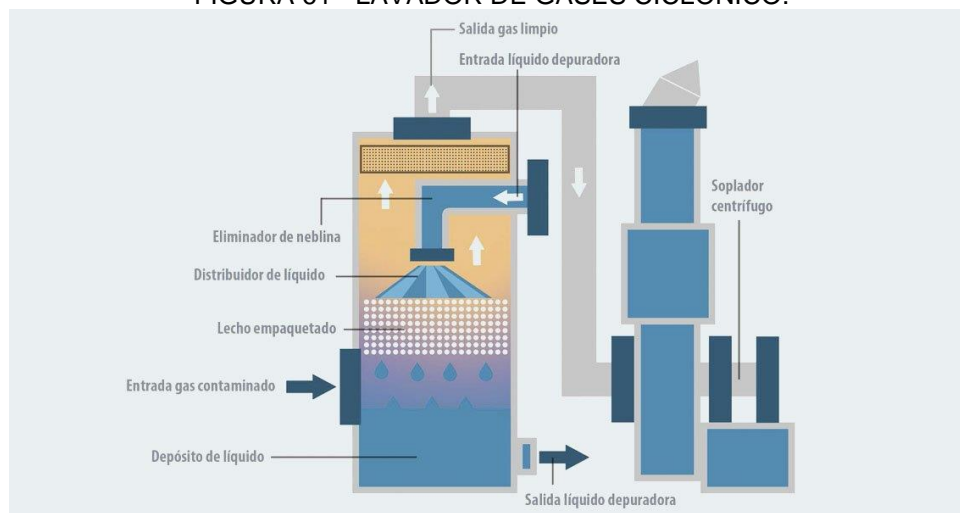
FONTE: CALDEMA (2018).

#### 8.4.2 Lavador de Gases

O lavador de gases utilizado é do tipo ciclônico e possui elevada eficiência, podendo alcançar 99% para partículas maiores que  $1 \mu\text{m}$  com perda de carga de  $1000 \text{ N/m}^2$ . E segundo informações da empresa B possui baixo consumo de energia e devido sua construção em PP (polipropileno) tem uma longa vida útil.



FIGURA 61 - LAVADOR DE GASES CICLÔNICO.

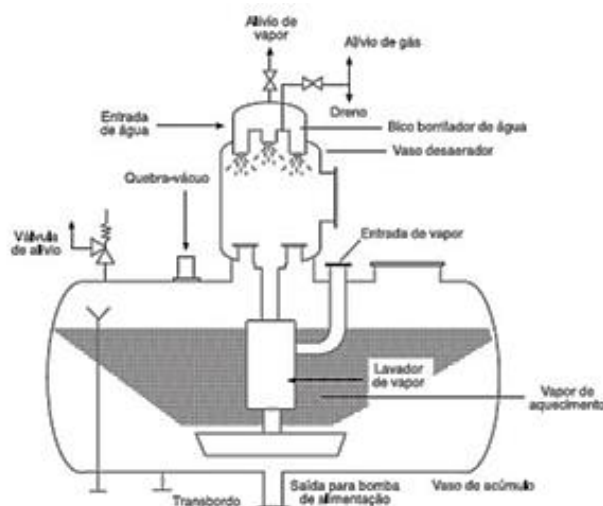


FONTE: CONDORCHEM (2018).

### 8.4.3 Desaerador

Para garantir a qualidade da água enviada para a caldeira um desaerador será utilizado para remover o oxigênio da água. Desta forma, o equipamento é alimentado com vapor vivo, que entra em contato com a água pulverizada, aquecendo-a. Parte do vapor é condensado e parte sai pelo alívio de vapor. A temperatura da água condensada pode atingir de 105 a 120°C e a pressão de operação pode variar de 1,2 a 6 bar.

FIGURA 62 - ESQUEMA DE FUNCIONAMENTO DE UM DESAERADOR



FONTE: TOGAWA ENGENHARIA (2018).

FIGURA 63 - DESAERADOR



FONTE: CALDEMA (2018).

## 9 INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA

A atual competitividade, as oscilações do preço do petróleo e do combustível e a preocupação da sociedade com os impactos ambientais tem levado as empresas a otimizarem a eficiência energética, por meio de técnicas que promovam a melhoria do consumo das utilidades, que são necessárias para o aquecimento ou resfriamento de correntes ao longo do processo produtivo (FREITAS, 2014).

A potencialização do uso de utilidades resulta na redução de efluentes líquidos e gasosos gerados o que, conseqüentemente, minimiza os custos operacionais e impactos ambientais. Por isso, com o intuito de diminuir o consumo de utilidades na indústria foi aplicado a integração energética com base na técnica conhecida como análise Pinch (FREITAS, 2014).

Realizou-se a integração das correntes 36 (caldo para produção de etanol que deve ser resfriado) e 19 e 13 (caldo para o flasheamento e para sulfitação, respectivamente) que devem ser aquecidas. Na Tabela 35, encontram-se as temperaturas, vazões e cps das correntes analisadas.

TABELA 35 - TEMPERATURA, VAZÃO E CP DAS CORRENTES

Tipo	Nº corrente	Temperatura Inicial (°C)	Temperatura Final (°C)	Vazão (t/h)	cp (kJ/kg.°C)	Q (kJ/h)	Utilidades
Quente	36	95	45	95,76	3,76	$1,80 \cdot 10^7$	-
Fria	19	70	73,93	509,75	3,78	$7,57 \cdot 10^6$	$5,98 \cdot 10^7$
	13	40	45,51	501,36	3,78	$1,04 \cdot 10^7$	$4,64 \cdot 10^7$

FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2018).

A corrente 36 esgotou-se na troca com as correntes 19 e 13. Enquanto que as correntes frias 19 e 13 ainda utilizam utilidade quente para chegar nas condições do processo, 105 e 70° C, respectivamente. Com essa integração foi possível economizar 14% da energia necessária para aquecer as correntes 19 e 13.

Também se realizou a integração das correntes 106 (vinho para destilação que deve ser aquecido) e 109 e 112 (etanol e vinhaça, respectivamente) que devem ser resfriados. Na Tabela 36, encontram-se as temperaturas, vazões e cp's das correntes analisadas.

TABELA 36 - TEMPERATURA, VAZÃO E CP DAS CORRENTES.

Tipo	N° corrente	Temperatura Inicial (°C)	Temperatura Final (°C)	Vazão (t/h)	cp (kJ/kg.°C)	Q (kJ/h)	Utilidades
Quente	109	80	34	17,32	2,95	$2,35 \cdot 10^6$	$2,55 \cdot 10^5$
	112	90	68,35	184,65	4,18	$1,67 \cdot 10^7$	-
Fria	106	30	60	157,29	4,04	$1,91 \cdot 10^7$	-

FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2018).

A corrente 106 esgotou-se na a troca com as correntes 109 e 112. Enquanto que a correntes 109 ainda utiliza utilidade fria para chegar nas condições do processo, 29°C. A corrente 112 é encaminhada para lagoa de vinhaça a 68,35°C. Com essa integração foi possível economizar 99% da energia necessária para esfriar as correntes 109 e 112.

As correntes que necessitam de utilidades estão na Tabela 37, assim como a quantia necessária de calor.

TABELA 37 - CORRENTES E EQUIPAMENTOS QUE USAM UTILIDADES

N° corrente	Temperatura Inicial (°C)	Temperatura Final (°C)	Vazão (t/h)	cp (kJ/kg.°C)	Q (kJ/h)	Tipo de Utilidade
35	95	100	383,04	3,76	$7,21 \cdot 10^6$	Quente
71	52,8	64	50,19	2,25	$1,26 \cdot 10^6$	
81	30	90	83,65	1,01	$5,04 \cdot 10^6$	
'cozedor A'	64	65,64	106,22	1,52	$5,72 \cdot 10^7$	
'cozedor B'	64	65,51	60,95	1,55	$3,83 \cdot 10^7$	
88	36,47	30	190,78	3,68	$4,54 \cdot 10^6$	Fria
'Dorna'	30	30	-	-	$2,19 \cdot 10^7$	
15	250	70	1,87	1,00	$3,36 \cdot 10^5$	
'cristalizador A'	65,64	40	81,98	1,52	$3,19 \cdot 10^6$	
'cristalizador B'	65,51	40	44,69	1,55	$1,76 \cdot 10^6$	
19	73,93	105	509,75	3,78	$5,98 \cdot 10^7$	Quente
13	45,51	70	501,36	3,78	$4,64 \cdot 10^7$	
109	34	29	17,32	2,95	$2,55 \cdot 10^5$	Fria

FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2018).

As utilidades quentes do processo são os vapores de escape e vegetais dos evaporadores e os condensados dos evaporadores que se encontram a altas temperaturas. A utilidade fria é a água a 25 °C proveniente da lagoa aspersora. Os condensados também são utilizados na alimentação das águas de embebição, do filtro e da centrífuga.

## 10 SEGURANÇA DO TRABALHO

No setor sucroenergético ocorrem, aproximadamente, 5300 acidentes por ano, devido este ser responsável pelas condições mais precárias quando em relação a outros ramos da agroindústria. Uma parte destes acidentes ocorre no campo, onde é realizado o corte da cana-de-açúcar (VILELA, 2010; NETO, [20-?]).

No setor agrícola há também os riscos de lesões por movimentos repetitivos (LER), distúrbios osteomusculares relacionados ao trabalho (DORT) e exposição excessiva ao sol causando doenças de pele (DIEESE, 2007).

A fim de evitar os possíveis acidentes do setor, a Usina Rio Doce disponibilizará para seus colaboradores vários EPI's (Equipamentos de Proteção Individual), vestimenta com manga de helanca, botina com biqueira de aço, óculos de segurança, boné árabe e luvas. Ribeiro (2010) relata que devido à alta exposição ao sol e ao calor há um alto índice de desidratação dos trabalhadores, devido à isso fica como responsabilidade da empresa a disponibilização de soro no refeitório de forma a repor os sais minerais perdidos, além da empresa se responsabilizar a fornecer ginástica laboral antes da jornada de trabalho a fim de evitar LER e DORT. Para garantir à saúde mental do trabalhador rural a empresa dispõe de psicólogos contratados.

Segundo estudos o setor agrícola é onde ocorre o maior número de acidentes dentro de uma usina. Mesmo que os outros setores possuam menor número de acidentes não podem ser negligenciados. No setor da moenda serão disponibilizados protetores auriculares devido ao intenso ruído e capacete. Na destilaria, devido ao fato da presença de grande quantidade de inflamáveis, os equipamentos de combate a incêndio estarão distribuídos além da brigada de incêndio que é de fundamental importância (CHALE, 2013; NETO, 20-?).

Além de todos esses EPI's, EPC's (Equipamentos de Proteção Coletiva) também serão implantados, como por exemplo, sinalização de segurança nas dependências da indústria, proteção de partes móveis de máquinas e equipamentos, corrimão de escadas e capelas químicas no setor laboratorial. Os EPC's proporcionam melhor comodidade, melhoria nas condições, melhor eficiência e eficácia nas atividades e, também, redução de acidentes no local de trabalho (INBEP, 2017).

## 10.1 MAPA DE RISCO

O mapa de risco consiste na representação gráfica dos riscos existentes no local de trabalho por meio de círculos de diferentes cores e tamanhos, com o objetivo de facilitar a instrução e conscientização do funcionário dos possíveis riscos do local, ajudando na diminuição do número de acidentes dentro da usina.

Existem três diferentes tamanhos para os círculos utilizados no mapa de risco, o maior indica risco grande, o médio risco médio e o pequeno risco pequeno. Na Figura 64 estão discriminados as cores e os respectivos agentes causadores.

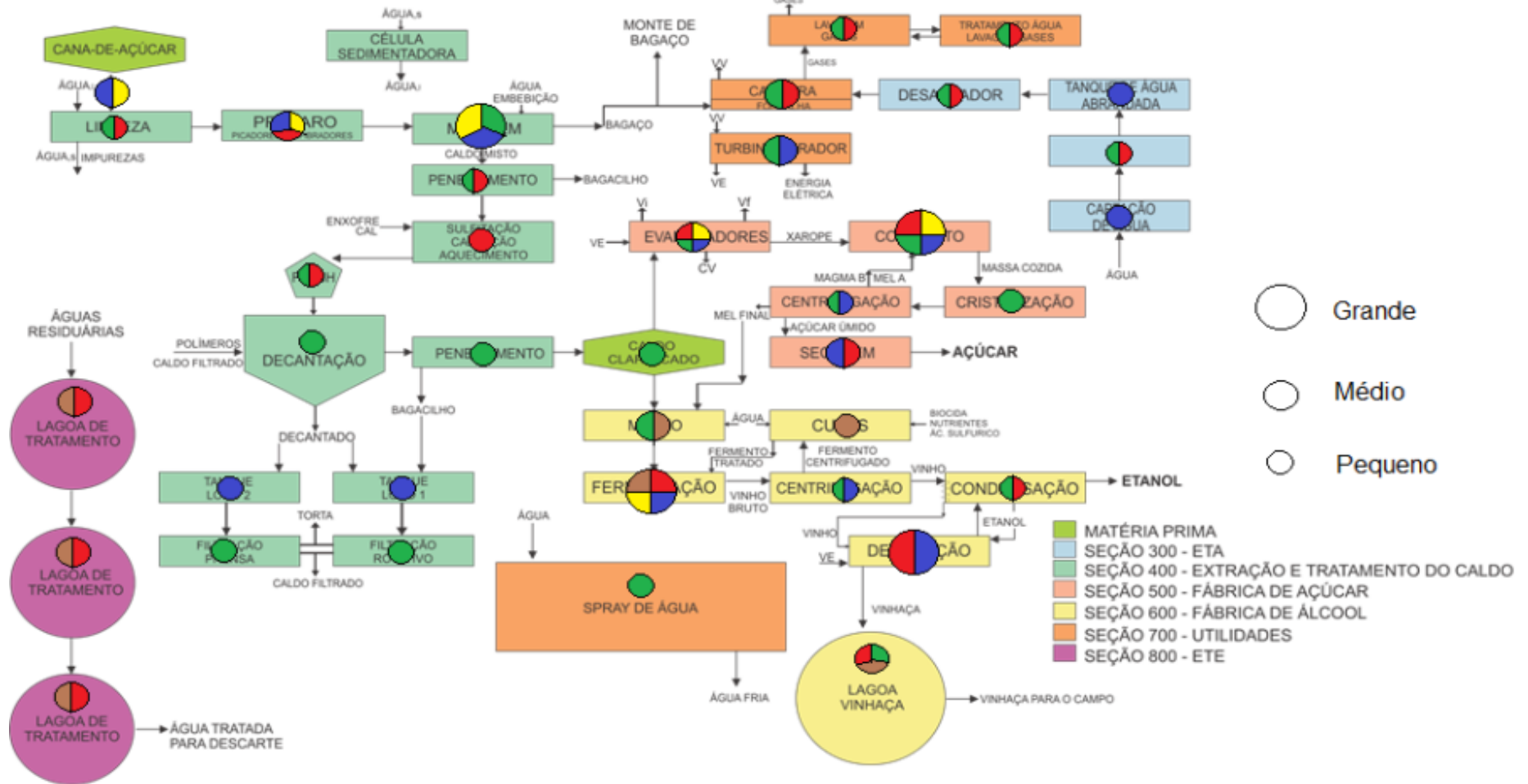
FIGURA 64 - CLASSIFICAÇÃO DO MAPA DE RISCO

Riscos Ambientais				
Grupo I	Grupo II	Grupo III	Grupo IV	Grupo V
Agentes Químicos	Agentes Físicos	Agentes Biológicos	Agentes Ergonômicos	Agentes Mecânicos
Poeira	Ruído	Vírus	Trabalho físico pesado	Arranjo físico deficiente
Fumos Metálicos	Vibração	Bactéria	Posturas incorretas	Máquinas sem proteção
Névoas	Radiação ionizante e não ionizante	Protozoários	Treinamento inadequado/inexistente	Matéria-prima fora de especificação
Vapores	Pressões anormais	Fungos	Jornadas prolongadas de trabalho	Equipamentos inadequado-defeituosos ou inexistentes
Gases	Temperatura extrema	Bacilos	Trabalho noturno	Ferramentas defeituoso-inadequadas ou inexistentes
Produtos químicos em geral	Frio Calor	Parasitas	Responsabilidade e Conflito, Tensões emocionais	Iluminação deficiente Eletricidade
Substâncias, compostos ou produtos químicos em geral	Umidade	Insetos, cobras, aranhas, etc.	Desconforto Monotonia	Incêndio Edificações Armazenamento
Outros	Outros	Outros	Outros	Outros
VERMELHO	VERDE	MARROM	AMARELO	AZUL

FONTE:CYRINO, 2016.

De acordo com dados apresentados na Figura 64 elaborou-se o mapa de risco da Usina Rio Doce como demonstrado pela Figura 65.

FIGURA 65 - MAPA DE RISCO DA USINA RIO DOCE.



FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2018).



## 11 ANÁLISE FINANCEIRA

Com o intuito de verificar se o projeto da Usina Rio Doce será economicamente viável foram realizadas diversas análises que consideram fatores como mão de obra, terreno de construção da unidade fabril, custo com a compra de equipamentos industriais e agrícolas, custo das construções civis, custo da terra onde será cultivado a cana-de-açúcar e custos de plantio, custos dos recursos humanos e custo com bens de transporte como caminhões, automóveis e rodotrens.

### 11.1 MÃO DE OBRA

De acordo com o Dicionário Aurélio o termo mão de obra descreve uma atividade manual ou braçal que um operário realiza na indústria, ou seja, os empregados que contribuem com a produção de açúcar e álcool. Os empregados utilizados na produção podem ser divididos em mão de obra direta e indireta.

A mão de obra direta está relacionada aos funcionários que trabalham diretamente na confecção do produto, contanto que seja possível a determinação do tempo expendido e a definição de qual funcionário executa o serviço (IGEPP, 2018).

A mão de obra indireta por sua vez está relacionada com funcionários que executam tarefas inseparáveis, ou seja, empregados que são responsáveis pela supervisão, manutenção, limpeza e vigilâncias. Este tipo de mão de obra ainda pode ser dividido entre aqueles funcionários que podem ser designados para produção direta com o menor grau de erro e arbitrariedade como um operador de máquinas e aqueles funcionários que somente são adequados por meio de elementos de rateio e elevado grau de chefia como chefes de departamento (IGEPP, 2018).

### *11.1.1 Composição da mão de obra e encargos sociais*

No Brasil ao contrário do que ocorre em muitos países a mão de obra é contratada por hora de trabalho e têm na legislação trabalhista a obrigatoriedade de pagar-se o referente a um mínimo de 220 horas por mês. Assim mesmo que o funcionário tenha trabalhado um tempo inferior ao definido como mínimo, mas esteja à disposição da empresa todo o tempo definido em contrato e legalmente, ele continua e ter direito ao pagamento das 220 horas (IGEPP, 2018).

De acordo com a legislação trabalhista brasileira no cálculo dos custos da mão de obra além do valor referente ao contrato devem ser inclusos os gastos com encargos sociais, no qual o pagamento é tanto de responsabilidade do empregador quanto do empregado. Assim, o custo da mão de obra se alude a fração equivalente ao trabalho realizado pelos funcionários sobre o custo total dos produtos comercializados incluindo-se os gastos com salários e encargos sociais como INSS, FGTS, férias, 13º salário, vale transporte e acréscimos.

#### 11.1.1.1 INSS

O Instituto Nacional de Seguro Social (INSS) é um órgão do Ministério da Previdência Social e o responsável pelo pagamento da aposentadoria e outros benefícios ao trabalhador brasileiro, ou seja, o pagamento deste encargo tem por finalidade garantir que o trabalhador receba a aposentadoria (CAIXA, 2018).

Este encargo social é de direito do trabalhador e tanto a empresa quanto o empregado devem pagar mensalmente um percentual para o INSS. O recolhimento deste benefício é de responsabilidade da empresa que deve pagar 20 % (INSS patronal) sobre o total das remunerações pagas aos trabalhadores. A alíquota de dever do trabalhador é descontada diretamente na folha de pagamento e o desconto varia de acordo com o salário do contribuinte (ENDEAVOR, 2015).

TABELA 38 - CONTRIBUIÇÃO DO SEGURADO PARA PAGAMENTO DE REMUNERAÇÃO PARA EMPREGADO, EMPREGADO DOMÉSTICO E TRABALHADOR AVULSO 2018.

<b>Salário de contribuição (R\$)</b>	<b>Alíquota</b>
Até 1399,12	8 %
De 1399,13 até 2331,88	9 %
De 2331,88 até 4663,75	11 %

FONTE: ENDEAVOR (2015).

#### 11.1.1.2 FGTS

O Fundo de Garantia por Tempo de Serviço (FGTS) é de obrigação da empresa, devendo ser depositado todo mês em nome do empregado, incidindo também sobre férias 13º salário e aviso prévio. Seu objetivo é auxiliar o trabalhador caso ele seja demitido (ENDEAVOR, 2015).

A alíquota de desconto corresponde a 8 % do salário nominal, quando se trata de um menor aprendiz a alíquota se reduz para 2 % e no caso de demissão sem justa causa o empregador deve pagar uma multa ao funcionário em 40 % dos depósitos efetuados ao FGTS no período de trabalho. A empresa deve informar mensalmente no holerite o valor depositado na conta do beneficiado (ENDEAVOR, 2015).

#### 11.1.1.3 13º Salário

O 13º salário corresponde a uma gratificação salarial que é paga ao empregado todo final de ano, independentemente da remuneração a que fizer jus. Este benefício é referente ao mês trabalhado, ou fração do mês igual ou superior a 15 dias, sendo o valor do 13º salário correspondente a 1/12 avos de cada mês trabalhado (FERREIRA, 2017; GUIA TRABALHISTA, 2016).

Os adicionais noturnos, horas extras, insalubridade e comissões devem ser considerados no cálculo do 13º salário, contudo as faltas justificadas não devem ser levadas em conta no cálculo (FERREIRA, 2017).

De acordo com a Lei 4.749 de 12/08/1965 o pagamento pode ocorrer em duas parcelas, sendo que a primeira corresponde a um adiantamento e deve ser paga entre fevereiro e novembro correspondendo à metade do salário recebido no mês anterior e a segunda parcela deve ser paga até dia 20 de dezembro.

#### 11.1.1.4 Férias

As férias representam um período de descanso anual a que todo funcionário tem direito após o exercício do trabalho na empresa pelo período de um ano denominado período aquisitivo. As férias podem ter duração de até 30 dias sendo de responsabilidade da empresa definir o período e comunicar ao funcionário com antecedência, contudo, se o funcionário apresentar faltas sem justificativa este número é decrescido dos 30 dias de férias (BIGARELLI, 2016).

O funcionário que se encontra no período de férias deve receber remuneração normalmente acrescido no valor de 1/3 sobre o seu salário. O período de férias pode ser reduzido de 30 para 20 dias por meio do abono peculiar (venda das férias), onde o trabalhador descansa 20 dias e trabalha 10 de forma remunerada. O pagamento deste período deve ocorrer até dois dias antes do início das férias (BIGARELLI, 2016).

#### 11.1.1.5 Acréscimos ao Salário

Os acréscimos ao salário se darão para funcionários que exerçam suas funções no período noturno, aqueles que executem tarefas consideradas perigosas ou além do horário de expediente.

O adicional noturno é garantido pela Constituição Federal no artigo 7º, inciso IX e estabelece que é direito de todo trabalhador que execute suas atividades no período compreendido entre as 22h da noite e as 5h do dia seguinte um acréscimo de 20 % sobre a hora de trabalho diurno e em caso de trabalhadores rurais esse acréscimo é de 25 %. Esse acréscimo deve ser considerado no cálculo de encargos sociais como FGTS, INSS, 13º e férias (EGESTOR, 2017).

Em casos que o trabalhador tenha que cumprir hora extra, ou seja, permanecer em local de trabalho por um período maior que a carga horária de trabalho, estas não devem ultrapassar 2 horas diárias sob o acréscimo de 50 % sobre a hora normal (GUIA TRABALHISTA, 2016).

De acordo com a Constituição Federal artigo 7, inciso XXII todo trabalhador que durante seu turno de trabalho esteja exposto a atividades ou operações

perigosas, ou seja, tenha contato permanente com agentes inflamáveis ou cm explosivos em condições de risco acentuado deve receber um adicional de 30 % sobre o salário sem os acréscimos resultantes de gratificações (PEREIRA, 2017).

#### 11.1.1.6 Vale Transporte

O vale transporte concede benefício no qual o empregador antecipará ao trabalhador para custear despesas relacionadas ao deslocamento residência-trabalho e vice-versa, como estabelecido pela Lei nº 7.619. Contudo, a lei, por sua vez, não estabelece uma distância mínima para a qual seja obrigatório o fornecimento de vale transporte, assim, empregados que utilizem transporte coletivo por menor que seja a distância devem receber o beneficiado por parte do empregador (GUIA TRABALHISTA, 2015).

#### 11.1.1.7 Refeição

Segundo a legislação, não é de obrigação da empresa fornecer refeição ao empregado, no entanto a NR-24 exige a existência de um refeitório caso haja mais de 300 funcionários. Se os funcionários residirem em outra cidade, pode ser negociada no contrato a possibilidade do fornecimento de refeições.

#### 11.1.1.8 Treinamentos

O empregador tem como responsabilidade a integridade física e mental do empregado desde a sua residência até as áreas de dependência da empresa, dessa forma os treinamentos de segurança e de manuseio dos equipamentos durante o exercício do trabalho, é custeado pelo empregador.

### 11.1.1.9 EPC's e EPI's

Os fornecimentos dos equipamentos de proteção individuais e coletivos são de responsabilidade do empregador, assim como a fiscalização e orientação do uso, treinamento, substituição ao ser danificado e higienização dos mesmos, segundo as leis trabalhistas.

### 11.1.2 Gastos com mão de obra

A mão de obra utilizada na Usina Rio Doce foi dividida de acordo com as funções realizadas, sendo assim, os funcionários distribuídos dentro de três setores.

- Setor Administrativo;
- Setor de Produção Industrial;
- Setor Agrícola.

Devido à sazonalidade de produção da usina, ou seja, a existência de um período de entressafra em que não é realizado a colheita de cana-de-açúcar, alguns funcionários do setor agrícola são considerados temporários e assim seu pagamento remete apenas aos 9 meses de safra.

Assim a remuneração e o gasto com a mão de obra em cada setor foram calculados de acordo com as determinações trabalhistas, cargas tributárias adequadas e tempo trabalhado sendo descritas nas Tabelas 39, 40, e 41.

TABELA 39 - CÁLCULOS DE CUSTO DO SETOR ADMINISTRATIVO

PARÂMETRO	REMUNERAÇÃO (R\$)
Salários	111.022,76
INSS	22.204,55
FGTS	9.897,58
Férias (30 dias+1/3)	9.251,90
13º Salário	9.251,90
Vale Transporte	15.100
Alimentação	9.240
Custo total mensal de Mão de Obras	189.422,61
Custo total anual	2.273.071,30

FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2018).

TABELA 40 - CÁLCULOS DE CUSTO DO SETOR DE PRODUÇÃO INDUSTRIAL.

<b>PARÂMETRO</b>	<b>REMUNERAÇÃO (R\$)</b>
Salários	566.015,50
INSS	113.203,10
FGTS	56.132,94
Férias (30 dias+1/3)	47.167,95
13º Salário	47.167,95
Vale Transporte	1.028.700
Alimentação	58.674
Custo total mensal de Mão de Obras	1.000.774,74
Custo total anual	12.009.296,90

FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2018).

TABELA 41 - CÁLCULOS DE CUSTO DO SETOR AGRÍCOLA.

<b>PARÂMETRO</b>	<b>REMUNERAÇÃO (R\$)</b>
Salários	901.655,10
INSS	180.331,02
FGTS	89.946,40
Férias (30 dias+1/3)	75.137,92
13º Salário	75.137,92
Vale Transporte	3.300
Alimentação	109.032
Custo total mensal de Mão de Obras	1.431.534,81
Custo total anual	12.587.430,20

FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2018).

Os cargos, salários e encargos sociais para cada setor da usina encontram-se detalhados nas Tabelas 42, 43 e 44.

TABELA 42 - GASTOS MENS AIS DISCRIMINADOS COM O SETOR ADMINISTRATIVO

<b>Cargo</b>	<b>Remuneração Base (8h)</b>	<b>INSS</b>	<b>FGTS</b>	<b>Férias*</b>	<b>13º Salário*</b>	<b>Custo Unitário por Mês</b>	<b>Vagas</b>	<b>Custo Total</b>
Diretor	10000	2000	800	840,48	833,33	14473,81	4	43421,44
Contador	2790,24	558,048	223,21	264,10	232,52	4068,12	2	8136,26
Gerente de RH	2141,08	428,216	171,28	207,74	178,42	3126,75	1	3126,75
Psicólogo	1908,82	381,764	152,70	190,42	159,06	2792,78	2	5585,58
Recepcionista	954	190,8	76,32	97,52	79,5	1398,14	4	5592,56
Auxiliar de escritório	963,96	192,792	77,11	97,82	80,33	1412,02	16	22592,34
Representante Comercial	2021,02	404,20	161,68	200,08	168,41	2955,40	10	29554,04
Porteiro	954	190,8	76,32	97,52	79,5	1398,14	6	8388,84
Zelador	954	190,8	76,32	97,52	79,5	1398,14	5	6990,70
Cozinheiro	954	190,8	76,32	97,52	79,5	1398,14	10	13981,40

FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2018).

\* O valor referente as férias e ao 13º Salário estão diluídos para os 12 meses

TABELA 43 - GASTOS MENS AIS DISCRIMINADOS COM O SETOR DE PRODUÇÃO INDUSTRIAL.

<b>Cargo</b>	<b>Remuneração Base (8h)</b>	<b>INSS</b>	<b>FGTS</b>	<b>Férias</b>	<b>13º Salário</b>	<b>Custo Unitário por Mês</b>	<b>Vagas</b>	<b>Custo Total</b>
Engenheiro Químico	8000	1600	640	679,37	666,67	11586,03	3	34758,11
Engenheiro Mecânico	8000	1600	640	679,37	666,67	11586,03	3	34758,11
Engenheiro de Segurança	8000	1600	640	679,37	666,67	11586,03	3	34758,11
Técnico de Manutenção Industrial	1621,03	324,20	129,6	163,51	135,08	2373,51	20	47470,32
Técnico de Segurança	2908,10	581,62	232,64	274	242,34	4238,71	10	42387,19
Encarregados	1600	320	128	161,54	133,34	2342,88	22	51543,30
Químico	3142	628,40	251,36	293,67	261,84	4577,26	5	22886,31
Auxiliar de Laboratório	1340,26	268,05	107,22	135,51	111,68	1962,76	15	29441,04
Operadores	1205	241	96,4	123,17	100,41	1765,99	300	529798,25

FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2018).

\* O valor referente as férias e ao 13º Salário estão diluídos para os 12 meses



TABELA 44 - GASTOS MENSAIS DISCRIMINADOS COM O SETOR AGRÍCOLA.

<b>Cargo</b>	<b>Remuneração Base (8h)</b>	<b>INSS</b>	<b>FGTS</b>	<b>Férias</b>	<b>13º Salário</b>	<b>Custo Unitário por Mês</b>	<b>Vagas</b>	<b>Custo Total</b>
Engenheiro Agrônomo	8000	1600	640	679,37	666,67	11586,03	3	34758,11
Engenheiro Ambiental	8000	1600	640	679,37	666,67	11586,03	3	34758,11
Técnico Ambiental	1474,56	294,91	117,96	149,09	122,88	2159,41	5	10797,05
Motorista	1249,23	249,84	99,93	127,69	104,10	1830,81	100	183081,60
Operador de Colheitadeira	1205,26	241,052	96,42	123,20	100,43	1766,37	42	74187,70
Operário Temporário da Colheita	1200	240	96	120	100	1756	500	878000
Mecânico	1181,38	236,27	94,51	120,76	98,45	1731,38	22	38090,32
Eletricista	1356	271,2	108,48	137,10	113	1985,78	33	65530,96

FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2018).

\* O valor referente as férias e ao 13º Salário estão diluídos para os 12 meses

## 11.2 TERRENO DA PLANTA INDUSTRIAL

Conforme determinado por meio do estudo de mercado a usina será estabelecida na cidade de Rio Claro no estado de São Paulo. Devido à programas de desenvolvimento o terreno para a instalação da unidade foi doado pela prefeitura municipal, sendo assim desconsiderado o custo deste item.

De acordo com informações obtidas por meio de pesquisa de campo a área deste terreno será aproximadamente de 80.000 m<sup>2</sup>.

## 11.3 TERRENO E CUSTOS PARA CULTIVO

De acordo com a necessidade de moagem diária de 12.000 t e o funcionamento efetivo de 167 dias no ano a Usina Rio Doce apresenta a demanda de 26.720 hectares cultiváveis, considerando-se que a produtividade média de cada hectare é de 75 toneladas de cana-de-açúcar de acordo com informações fornecidas pela revista Nova Cana. De acordo com pesquisa de campo além da área de plantio são necessários mais 5 mil hectares destinados ao plantio e preparo de mudas (NOVACANA, 2018).

Os gastos com arrendamento de terras para o cultivo de cana-de-açúcar segundo o Instituto de Economia Agrícola do estado de São Paulo (IEA) foi em média de 1.235,00 R\$/hectare no período de 2015 a 2017 na região de Escritório de Desenvolvimento Rural (EDR) de Limeira que abrange a cidade de Rio Claro, onde se localiza a indústria (CIAGRI, 2018).

Para o plantio e cultivo da cana-de-açúcar faz-se necessário a utilização de alguns insumos agrícolas como mudas calcário, fosfato natural, fertilizante, fungicida, glifosato, gesso e 2,4 D. Segundo o SENAR Goiás o gasto com estes insumos é de 3442,36 R\$/hectare, porém, devido a utilização de resíduos do processo (vinhaça) para fins de fertilização da lavoura estas despesas tornam-se cerca de 90 % menor, ou seja, passam a ser 516,35 R\$/hectare. Vale ressaltar que a compra de mudas ocorrerá somente na primeira plantação, devido à reserva de 5 mil hectares para a cultivo de mudas posteriormente. As informações foram resumidas na Tabela 45 abaixo.

TABELA 45 - CUSTO DA TERRA E PLANTIO

<b>Parâmetro</b>	<b>Valor</b>
Produtividade/hectare (t/hectare)	75
Área de cultivada (hectare)	26.720
Área de produção de mudas (hectare)	5.000
Gasto com Arrendamento (R\$/hectare)	1.235,00
Gasto com insumos (R\$/hectare)	516,35
Gastos totais anuais (R\$/ano)	52.971.178,88

FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2018).

#### 11.4 EQUIPAMENTOS/ CONSTRUÇÃO CIVIL

O orçamento dos equipamentos foi fornecido pela empresa D, na qual foram cotados os equipamentos referentes aos setores apresentados na Tabela 46 a seguir, juntamente ao valor total de construção de cada setor.

O espaço destinado à construção foi dividido em administrativo e industrial, este foi orçado na Tabela 46, já para o cálculo do custo da construção do setor administrativo que inclui refeitório e vestiários, foi necessária uma área de 2500 m<sup>2</sup> sendo o valor do m<sup>2</sup> de R\$ 1126,22 de acordo com o IBGE em 2018, totalizando, assim, 2.815.550 reais. Dessa forma, o total gasto em construções civis foram 80.395.925,72 reais.

TABELA 46 - CUSTOS PARA CONSTRUÇÃO DAS INSTALAÇÕES.

<b>Despesas</b>	<b>Valor</b>
Recepção e preparo de cana	R\$ 15.685.096,91
Extração	R\$ 42.496.371,88
Geração de vapor e eletricidade	R\$ 58.092.006,54
Serviços gerais	R\$ 2.661.028,84
Pré-fermentação e fermentação	R\$ 14.028.283,67
Destilação	R\$ 4.231.775,90
Tratamento e evaporação do caldo para etanol	R\$ 12.26.177,16
Tratamento e evaporação do caldo para açúcar	R\$ 11.435.740,04
Cozimento e centrifugação	R\$ 10.416.551,11
Secagem e armazenamento do açúcar	R\$ 5.300.067,54
Estocagem e carregamento de etanol	R\$ 4.744.122,76
Captação e distribuição de água	R\$ 10.951.927,62
Sistema de combate a incêndio	R\$ 4.358.058,05
Laboratório industrial	R\$ 945.076,02
Laboratório para pagamento de cana pelo teor de sacarose	R\$ 643.740,11
Rede elétrica industrial	R\$ 48.810.250,15
Sistema de controle e automação	R\$ 6.972.892,88
Estruturas metálicas	R\$ 14.202.020,20
Interligação e isolamento	R\$ 12.448.541,79
Peças de reposição	R\$ 1.743.223,22
Oficina mecânica e elétrica	R\$ 1.040.953,29
Construção civil	R\$ 77.580.375,72
Montagem mecânica	R\$ 72.038.920,31
Gerenciamento	R\$ 17.023.285,98
Comissionamento	R\$ 7.395.408,35
Retoque e pintura no campo	R\$ 1.656.062,06
Engenharia	R\$ 21.359.728,06
Frete	R\$ 22.545.191,61
Data book	R\$ 554.145,54
Seguros/Contingências	R\$ 16.513.537,12
<b>Total</b>	<b>R\$ 520.138.560,43</b>

FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2018).

## 11.5 VEÍCULOS AGRÍCOLAS E AUTOMOBILÍSTICOS

O transporte da cana-de-açúcar será realizado por meio de super rodotrens que apresentam capacidade de 91 t. Quanto ao número de veículos adquiridos estes serão divididos em 20 caminhões dos quais 15 são destinados ao transporte de cana-de-açúcar entre a usina e o campo, 3 caminhões extras para períodos de manutenção e 2 caminhões para o deslocamento interno do estoque e 30 rodotrens dos quais 24 serão utilizados em transporte da cana-de-açúcar entre a usina e o campo e os outros 6 permanecem estagnados localizados no pátio para descarga e atender a demanda de moagem por hora.

Como 70% da colheita será realizada de forma mecânica são necessárias 7 colheitadeiras para atender a demanda de moagem diária, considerando-se que cada colheitadeira necessita de 2 tratores utilizados no reboque dos rodotrens,

sendo necessários outros tratores para a colheita manual, de forma que serão adquiridos 20 tratores.

O transporte dos trabalhadores será realizado por meio de 3 ônibus e o deslocamento interno será realizado por meio de 2 Fiat Uno e 2 Strada. A discriminação do preço de cada veículo foi realizada na Tabela 47.

TABELA 47 - CUSTOS COM VEÍCULOS.

<b>Veículo</b>	<b>Preço Unitário (R\$)</b>	<b>Unidades</b>	<b>Preço Total (R\$)</b>
Colheitadeira	1.100.000,00	7	7.700.000,00
Rodotren	100.000,00	30	3.000.000,00
Caminhão	250.000,00	20	5.000.000,00
Tratores	200.000,00	20	4.000.000,00
Ônibus	250.000,00	3	750.000,00
Uno	42.980,00	2	85.960,00
Strada	66.000,00	2	132.000,00
<b>Total</b>	-	94	23.167.960,00

FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2018).

## 11.6 CAPITAL DE GIRO

Capital de giro consiste no capital necessário para o movimento da empresa, recursos para manter estoques além dos custos operacionais, impostos e salários (SEBRAE, 2017).

Ainda segundo o SEBRAE um bom capital de giro para empresas iniciantes é equivalente a dívidas de 3 meses, dessa forma, calculou-se o capital de giro como sendo 25% das dívidas do terceiro ano que corresponde ao primeiro ano de operação, resultando em R\$ 65.496.874,98. A planilha encontra-se no Apêndice E.

## 11.7 RECEITA BRUTA

A receita da Usina Rio Doce é proveniente da venda do açúcar VHP, etanol hidratado, CO<sub>2</sub> resultante da fermentação e energia elétrica excedente gerada a partir do vapor da caldeira. De acordo com o Centro de Estudos Avançados em Economia Aplicada (CEPEA - USP) a saca de açúcar equivalente a 50 kg é vendida no estado de São Paulo em média a R\$ 57,48 e o etanol hidratado a 1,65 R\$/L.

O gás carbônico é comercializado em uma faixa variada de 0,75 a 5,00 R\$/kg de gás e o preço da energia elétrica foi definida de acordo com a Portaria Nº 65 onde o Valor Anual de Referência Específico (VRES) para energia proveniente de biomassa residual foi de 349,00 R\$/MWh. O resumo da receita bruta anual de

operação encontra-se discriminado na Tabela 48. (NOVA CANA, 2018; SANTOS, REBELATO, RODRIGUES, 2012).

TABELA 48 - RECEITA BRUTA COM A VENDA DOS PRODUTOS ANUALMENTE

<b>Produto</b>	<b>Vendas Unitárias</b>	<b>Preço de Venda (R\$)</b>	<b>Faturamento Bruto (R\$)</b>
Açúcar (50 kg)	3325986,55	57,48	191.177.706,60
Etanol Hidratado (L)	86754200,31	1,65	143.005.623,79
Gás Carbônico (CO <sub>2</sub> )	68819963,23	2,00	137.639.926,46
Eletricidade (MWh)	97142,24	349,00	33.902.641,27
<b>Total</b>	-	-	505.725.898,13

FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2018).

## 11.8 IMPOSTOS

A cidade de Rio Claro possui um programa de incentivo a implantação e crescimento de indústrias na cidade, o Programa de Desenvolvimento de Rio Claro (Proderc), que proporciona a empresa isenção parcial ou total de alguns impostos, tais como: Imposto Sobre Propriedade Predial e Territorial Urbana, isenção total do preço público, referente à obtenção da Licença para construção de obras particulares, isenção total ou parcial do Imposto Sobre Serviços de Qualquer Natureza, (ISSQN ou ISS), isenção da Taxa de Alvará de utilização, bem como de todos os Impostos e Taxas para legalização da inscrição junto ao Cadastro Municipal, isenção total do imposto sobre transmissão de Bem Imóvel adquirido para fins exclusivos de acomodações e instalações operacionais da empresa. Além disso, a Prefeitura pode fornecer equipamentos e mão-de-obra para serviços iniciais de terraplanagem da obra necessária à instalação ou ampliação de empresas participantes do programa.

Desse modo, os impostos incidentes sobre os produtos são ICMS, PIS E COFINS. Os valores a pagar em impostos estão dispostos na Tabela 49, com os dados obtidos por meio da plataforma busca legal para o etanol, açúcar e CO<sub>2</sub>, e do trabalho realizado por Filho (2009) para a energia.

TABELA 49 - IMPOSTOS

Impostos	Açúcar		Etanol		CO <sub>2</sub>		Energia	
	%	R\$	%	R\$	%	R\$	%	R\$
COFINS	7,60	14529505,70	6,9	9867388,04	7,60	10460634,41	3,65	1237446,41
PIS	1,65	3154432,16	1,5	2145084,36	1,65	2271058,787	0,65	220367,17
ICMS	0	0	12,0	17160674,86	18,00	24775186,76	18,00	6102475,43

FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2018)

## 11.9 FINANCIAMENTO

O financiamento da Usina Rio Doce será realizado pelo banco que possui uma taxa anual 10,5%, com carência de 2 anos e 10 anos para prazo de pagamento.

Para o cálculo do financiamento somou-se os gastos para aquisição dos equipamentos, automóveis, construção do setor administrativo, despesas dos dois primeiros anos e capital de giro, mobiliário administrativo e refeitório totalizando R\$ 718.774.700,66.

Devido ao alto valor requerido para financiamento e o aumento dos juros, será financiado R\$ 500.000.000,00, enquanto os outros R\$ 218.774.700,66 serão fornecidos pelos acionistas que corresponde a 30,44% do valor total necessário para implementação da empresa. De posse dos valores dos juros e amortização foi possível construir a Tabela 50 apresentada a seguir.

TABELA 50 - SIMULAÇÃO DO PAGAMENTO DO FINANCIAMENTO

Ano	Amortização (R\$)	Juros (R\$)	Parcela (R\$)	SD (R\$)
0	-	-	-	500.000.000,00
1	-	52.500.000,00	-	552.500.000,00
2	-	58.012.500,00	-	610.512.500,00
3	61.051.250,00	64.103.812,50	125.155.062,50	549.461.250,00
4	61.051.250,00	57.693.431,25	118.744.681,25	488.410.000,00
5	61.051.250,00	51.283.050,00	112.334.300,00	427.358.750,00
6	61.051.250,00	44.872.668,75	105.923.918,75	366.307.500,00
7	61.051.250,00	38.462.287,50	99.513.537,50	305.256.250,00
8	61.051.250,00	32.051.906,25	93.103.156,25	244.205.000,00
9	61.051.250,00	25.641.525,00	86.692.775,00	183.153.750,00
10	61.051.250,00	19.231.143,75	80.282.393,75	122.102.500,00
11	61.051.250,00	12.820.762,50	73.872.012,50	61.051.250,00
12	61.051.250,00	6.410.381,25	67.461.631,25	-

FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2018).

## 11.10 DRE

A Demonstração do Resultado do Exercício (DRE) consiste em um documento contábil que tem como objetivo um maior detalhamento dos resultados da empresa, possibilitando uma melhor visão dos lucros e despesas sabendo, assim, a viabilidade do negócio e quais fatores proporcionam riscos para a empresa (RODRIGUES, [20-?]).

O fluxo de caixa permite o controle da movimentação financeira resumindo as entradas e saídas de capital ao longo do tempo da empresa, permitindo, assim, medir a rentabilidade de investimento e planejar as decisões a serem tomadas quanto à capacidade de pagamento das dívidas. O DRE e o fluxo de caixa completos e totalmente descritos encontram-se demonstrados no Apêndice E. (SEBRAE, 2018; SAMANEZ, 2009; ANDRADE, 2017).

O payback é utilizado para analisar o tempo de recuperação do investimento, de forma que é possível analisar em quantos anos o valor presente dos fluxos se igualará ao investimento inicial. Na Tabela 51 a seguir é possível observar a análise do payback até o 13º ano (SAMANEZ, 2009).

TABELA 51 - FLUXO DE CAIXA E PLAYBACK

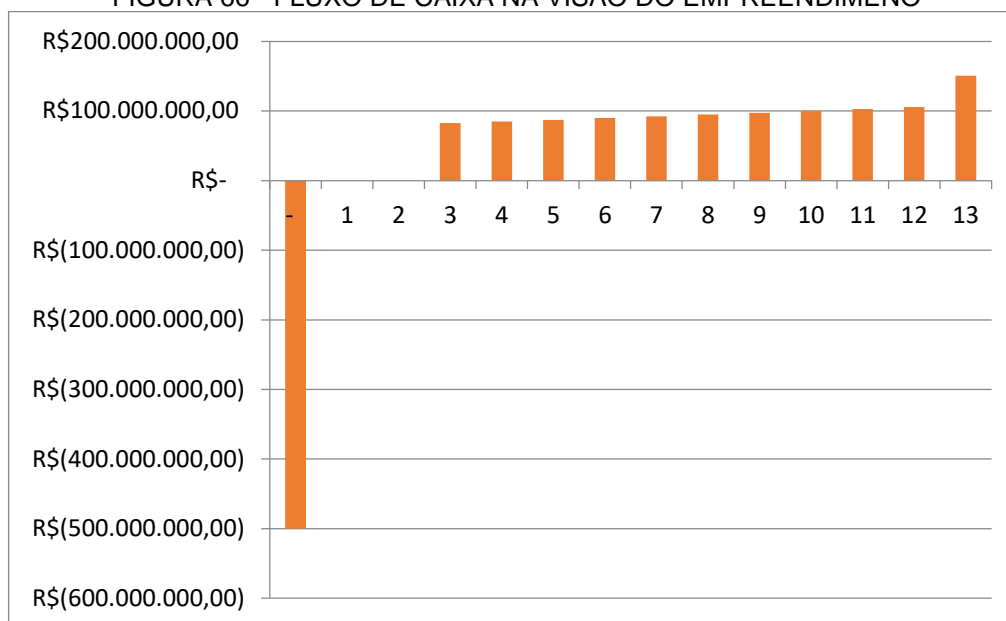
Ano	Lucro líquido (R\$)	Valor presente (R\$)	Payback (R\$)
-	-500.000.000,00		- 500.000.000,00
1		0,00	- 500.000.000,00
2		0,00	- 500.000.000,00
3	82.489.920,41	65.301.597,05	-434.698.402,95
4	84.854.659,14	62.140.238,73	-372.558.164,22
5	87.223.489,35	59.088.775,04	- 313.469.389,18
6	89.671.418,55	56.195.284,77	- 257.274.104,41
7	92.185.118,82	53.441.785,81	- 203.832.318,60
8	94.753.949,56	50.814.981,26	- 153.017.337,34
9	97.369.350,11	48.304.882,02	- 104.712.455,31
10	100.024.377,75	45.903.829,60	- 58.808.625,71
11	102.713.355,50	441.191.374,29	382.382.748,58
12	105.431.602,62	882.382.748,58	1.264.765.497,16
13	150.600.810,23	1.764.765.497,16	3.029.530.994,31

FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2018)

A partir da Tabela 51 é possível observar que a partir do décimo primeiro ano o valor inicial é igualado ao valor presente. A representação gráfica do fluxo de caixa líquido da empresa esta demonstrada na Figura 66.



FIGURA 66 - FLUXO DE CAIXA NA VISÃO DO EMPREENDIMENO

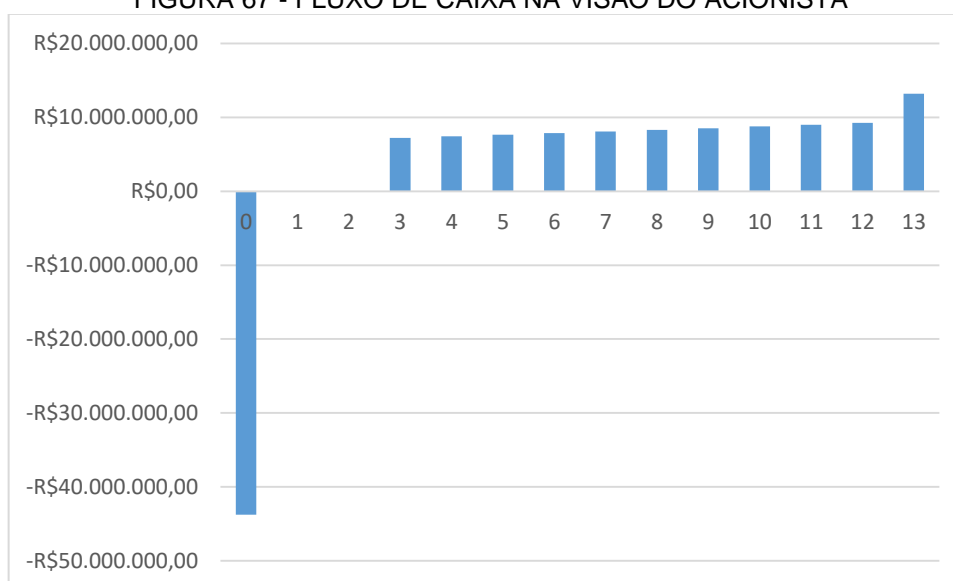


FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2018).

Por meio da Figura 66 verifica-se a ausência de caixa nos dois primeiros anos, pois nestes a usina ainda não está em funcionamento e a partir do terceiro ano é possível verificar a projeção do lucro líquido obtido anualmente pela usina, sendo que no 13º tem-se um salto neste lucro devido à quitação da dívida inicial.

O fluxo de caixa por parte dos acionistas foi representado graficamente pela Figura 67.

FIGURA 67 - FLUXO DE CAIXA NA VISÃO DO ACIONISTA



FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2018).

Na Figura 67 também é possível analisar o lucro líquido anual que cada acionista possuirá devido o seu investimento a partir do terceiro ano, sendo que no 13º tem-se um salto neste lucro devido à quitação da dívida inicial.

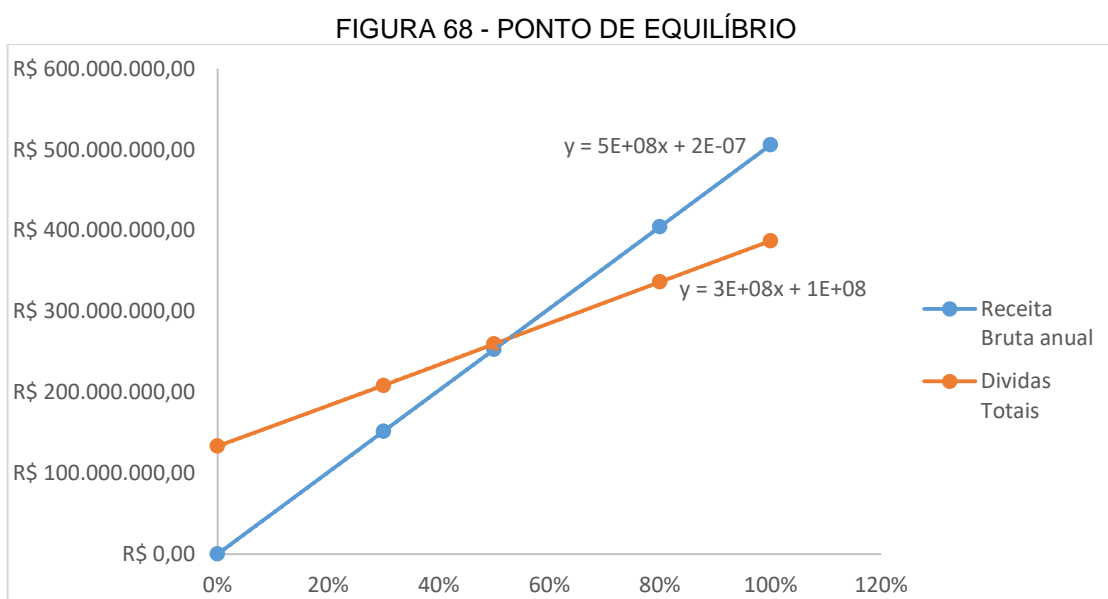
### 11.11 TIR

A taxa interna de retorno (TIR) tem como objetivo resultar em uma taxa inerente de rendimento, e consiste na taxa de retorno do investimento (SAMANEZ, 2009).

A TIR obtida para usina Rio Doce foi 10,27%, valor superior à taxa mínima de atratividade (TMA) que foi 8,1% o que indica a viabilidade do investimento (MOREIRA, 2006).

### 11.12 PONTO DE EQUILÍBRIO

O ponto de equilíbrio é definido como a quantia mínima de produto a ser produzido e vendido para que todos os custos e despesas fixas e variáveis sejam cobertos, de forma que o resultado seja zero, dessa forma variaram-se os custos de produção para as capacidades de 0, 30, 50, 80 e 100% de produção (ASSEINFO, 2016).



FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2018).

O ponto de equilíbrio obtido a partir do gráfico foi 50%, indicando que a usina deve produzir no mínimo a metade da produção por ano, para que a empresa não tenha prejuízo.

## 12 CONTROLE E AUTOMAÇÃO

Desde a revolução industrial o homem tenta otimizar os processos e tornar a produção mais rápida. Com a melhoria do sistema computacional o setor industrial vem passando por mudanças e trazendo uma nova perspectiva de automação integrada que é formada por um sistema de informação e controle integrado que é responsável por tomar as decisões ligadas a operação industrial (SILVEIRA, 2013; RODEGHER, 2011).

Por isso a automação passou a ser fundamental no projeto de uma indústria e seu bom funcionamento garante eficiência, segurança, confiabilidade e qualidade da produção (RODEGHER, 2011).

O sistema de automação industrial consiste na transferência das ações realizadas pelos operadores para um conjunto de elementos tecnológicos, que tem por objetivo a produção de produtos de melhor qualidade com menor custo. O funcionamento do sistema de automação ocorre por meio de um sensor que encaminha o sinal da variável analógica para um transmissor, o qual envia o sinal convertido para o sistema digital do controlador (SILVEIRA, 2013).

Esses sistemas de controle possuem operação em sincronia com a produção, sendo utilizados na coordenação, monitoramento, alteração e registro das condições das máquinas, produtos e processos. Para a automação de um processo se faz fundamental a utilização de recursos mecânicos, elétricos e eletrônicos que executam funções correspondentes às humanas em supervisão e controle, desenvolvendo-se, assim, os sensores ou instrumentos de medição e os controladores (SANTOS *et. al*, 2014).

Ao contrário do que ocorre na maioria das indústrias no setor sucroenergético o controle é realizado por meio de um sistema de controle do tipo PI ao invés de um sistema PID. A ineficácia do sistema PID se deve ao fato de o termo diferencial desviar significativamente a variável do set point, uma vez que este é utilizado para realizar o controle com antecipação e isso não é ideal para variáveis que possuem grandezas em módulo muito grande, como no caso das usinas.

## 12.1 CONTROLE E AUTOMAÇÃO DAS SEÇÕES

O sistema de controle e automação da Usina Rio Doce fará uso de diversos instrumentos que devem auxiliar o correto desenvolvimento do processo e tem por finalidade medir temperatura, pressão, níveis, velocidade e outras variáveis necessárias de acordo com a função desenvolvida em cada seção.

### 12.1.1 Seção 400

#### 12.1.1.1 Moagem

- Controle de velocidade das turbinas das moendas;
- Controle de vazão de água e embebição;
- Controle de nível da caixa de caldo;
- Painel inteligente;
- Controle de sincronia da mesa alimentadoras;
- Limpeza automática;
- Monitoração e alarme de variáveis auxiliares.
- Automação da alimentação de cana;
- Sistema de supervisão;
- Comando e intertravamento de motores.

#### 12.1.1.2 Tratamento do Caldo

- Controle de nível da caixa de caldo bruto e da caixa de lodo do filtro;
- Controle de pH da sulfitação e calagem;
- Controle de temperatura do caldo;
- Controle de dosagem de polímero;
- Controle de extração de lodo dos decantadores;
- Controle de velocidade do filtro rotativo;
- Controle de preparo da torta.

## 12.1.2 Seção 500

### 12.1.2.1 Evaporadores

- Controle de nível da caixa de caldo clarificado, do pré-evaporador, das caixas da evaporação dos múltiplos efeitos e na entrada e saída dos evaporadores;
- Controle de vazão na entrada e saída do pré-evaporador e evaporadores;
- Controle do °Brix na saída do último efeito;
- Controle de temperatura do caldo;
- Controle do vácuo dentro do último efeito da evaporação;
- Controle de nível das caixas de condensado;
- Monitoramento de alarme;
- Sistema de supervisão.

### 12.1.2.2 Cozedores

- Controle de temperatura e pressão dentro do cozedor;
- Controle de vácuo dentro do cozedor;
- Controle de nível e concentração de massa dentro do cozedor;
- Controle da vazão de alimentação;
- Controle de nível da caixa de condensado;
- Comando das válvulas on/off;
- Comando de intertravamento de motores;
- Medição de alarmes e variáveis auxiliares;
- Sistema de supervisão.

### 12.1.2.3 Cristalizadores e Centrifuga

- Controle da temperatura e nível dos cristalizadores;
- Controle de velocidade das centrífugas;
- Controle de vazão de água para as centrifugas;
- Controle de nível das caixas de mel e magma;
- Controle de vazão de água para preparo do magma;

- Comando e intertravamento de motores.

#### 12.1.2.4 Secadores do Açúcar

- Controle de temperatura do açúcar;
- Controle da umidade do açúcar;
- Abertura dos damper de ar quente, ar frio e exaustor;
- Monitoramento e alarme de variáveis auxiliares;

#### 12.1.3 Seção 600

##### 12.1.3.1 Fermentação

- Controle do °Brix do mosto;
- Controle da vazão de mosto e de água para a cuba;;
- Controle de nível, pressão e temperatura das dornas;
- Controle de pH do fermento;
- Controle de vazão de fermento para fermentação;
- Monitoramento e alarmes de variáveis auxiliares.

##### 12.1.3.2 Destilação

- Controle de pressão das colunas de destilação;
- Controle de alimentação de vinho para a coluna A;
- Controle de retirada de álcool hidratado por meio do grau alcoólico;
- Controle de pH do álcool hidratado;
- Controle de nível do tanque de refluxo da coluna B;
- Controle de temperatura dos condensados;
- Monitoramento e alarme de variáveis auxiliares;
- Sistema de supervisão.

#### 12.1.4 Seção 700

##### 12.1.4.1 Caldeira

- Controle da pressão de vapor e da fornalha;
- Controle de temperatura do vapor superaquecido;
- Controle de nível e pressão do desaerador;
- Controle da redução de pressão de vapor direto para escape e para vapor vegetal;
- Controle de descarga de fundo automático;
- Controle de sopragem de fuligem automática;
- Controle de limpeza automático das grelhas;
- Sistema de segurança da caldeira;
- Monitoramento e alarmes de variáveis auxiliares;
- Sistema de supervisão.



## 13 CONCLUSÃO

A partir dos dados apresentados no presente projeto é possível observar que a microrregião de Rio Claro se apresenta como uma boa opção para a instalação da usina Rio Doce, devido as suas características, como: clima, solo, localização, projetos de incentivo, entre outros fatores.

A empresa terá foco na produção de açúcar, que será destinado á exportação, pois o mercado internacional tem crescido continuamente, enquanto que o mercado interno encontra-se estagnado. O etanol produzido em menor escala terá como destino o mercado interno, devido à alta demanda no país.

Para o balanço de massa realizado na indústria obteve-se para o açúcar uma produção de 41,5 t/h, enquanto que, para o etanol, foi de 17,32 t/h. Além disso, quantificou-se a produção de CO<sub>2</sub> em 17,18 t/h, sendo esse outro produto comercializado pela empresa.

Com o auxílio do balanço de energia e integração energética determinou-se as utilidades necessárias para atingir a condições do processo, assim como todos os resíduos gerados. Estes passam pelos devidos tratamentos e recebem o destino adequado, sendo a maioria reutilizada pela própria indústria. Além disso, encontrou-se o total de 27,24 MW/h de energia excedente produzida na cogeração (destinada a venda), sendo o consumo interno da usina cerca de 28 MW/h, incluindo o acionamento de equipamentos, turbinas, etc.

Analisando financeiramente o projeto, nota-se que o valor a ser investido é alto (R\$718.774.700,66), entretanto, devido à alta produtividade da indústria, com uma receita bruta de R\$505.725.898,13, este valor é totalmente ressarcido em 12 anos, tornando este um ponto crucial para a viabilidade do empreendimento. Outro ponto importante é superioridade da TIR (10,27) frente à TMA (8,1).

## REFERÊNCIAS

- ABRAMOVAY, R. **Biocombustíveis: a energia da controvérsia**. São Paulo, SP: SENAC São Paulo, 2009. 184 p.
- ALBUQUERQUE, F. M. de. **Processo de fabricação do açúcar**. 3. ed. rev. ampl. Recife, PE: Editora Universitária - UFPE, 2011. 443 p.
- AMORIM, H. V. de (Org.) **Fermentação alcoólica: ciência & tecnologia**. Piracicaba: Fermentec, 2005. 434 p.
- ARAÚJO, B. C. **Simulação de uma usina sucroenergética utilizando uma ferramenta na plataforma matlab**. TCC – Engenharia Mecânica. UFRJ. Rio de Janeiro. 2014.
- ARAÚJO, E. D. S; SANTOS, J. A. P. **O desenvolvimento da cultura da cana-de-açúcar no Brasil e sua relevância na economia nacional**. *Facider Revista Científica, Colíder* v.4, n. 4, 2013.
- ARISA F.; BUZATTO, R. **História - Agricultura**. 2013. Disponível em: <<http://www.visiterioclaro.com.br/interna.php?idm=10&coract=1&mat=69>>. Acesso em: 24 set. 2017.
- ASSEINFO. **Entenda o que é ponto de equilíbrio**. Disponível em: <<https://asseinfo.com.br/blog/ponto-de-equilibrio/>>. Acesso em 25 de mai. 2018.
- ASSOCIAÇÃO NACIONAL DE ENERGIA ELÉTRICA (ANEEL). **Atlas de Energia Elétrica do Brasil: Biomassa**. Brasil, 2011. 65 p. e 71 p.
- BENÍCIO, D. **Densidade da água**. Disponível em <<https://www.todoestudo.com.br/quimica/densidade-da-agua>>. Acesso em: 25 de mai. 2018.
- BERNARDES, W. **Cenário completo da exportação de açúcar em 2016**. 2017. Disponível em: <<https://www.infocana.com.br/interativo-cenario-completo-da-exportacao-de-acucar-em-2016/>>. Acesso em 20 set. 2017.
- BIGARELLI, B. **Direito do trabalhador: entenda como funcionam as férias**. Disponível em: <<https://epocanegocios.globo.com/Carreira/noticia/2016/10/vai-sair-de-ferias-tire-duvidas-sobre-seus-direitos.html>>. Acesso em: 25 de mi. 2018.
- BIODIESELBR. **PróAlcool - Programa Brasileiro de Álcool**. 2006. Disponível em: <<https://www.biodieselbr.com/proalcool/pro-alcool/programa-etanol.htm>>. Acesso em 10 out. 2017.
- BORZANI, W. et al. **Biotecnologia industrial**. São Paulo, SP: E. Blücher, 2001. 3 v.
- BRADESCO. **Açúcar e Etanol**. DEPEC - Departamento de Pesquisas e Estudos Econômicos. 2017. Disponível em: <[https://www.economiaemdia.com.br/EconomiaEmDia/pdf/infset\\_acucar\\_etanol.pdf](https://www.economiaemdia.com.br/EconomiaEmDia/pdf/infset_acucar_etanol.pdf)>. Acesso em: 21 set. 2017.
- BRASIL ENGENHARIA. **Rodovia dos Bandeirantes é eleita a melhor rodovia do país, pela 9ª vez consecutiva**. 2014. Disponível em: <<http://www.brasilengenharia.com/portal/noticias/destaque/10054-rodovia-dos-bandeirantes-e-eleita-a-melhor-rodovia-do-pais-pela-9o-vez-consecutiva>>. Acesso em: 23 set. 2017.
- BRASIL. Comissão Nacional de Normas e Padrões para Alimentos. **Resolução CNNPA nº 12 de 1978 - Açúcar**. Diário Oficial, Brasília, DF, 24 jul. 1978.
- BRASIL. **Lei nº 4.749, de 12 de agosto de 1965**. Dispõe sobre o Pagamento da Gratificação Prevista na Lei n.º 4.090, de 13 de julho de 1962. **Lex: Coletânea de Legislação e Jurisprudência**, v. 5, p. 140, 1995. Legislação Federal.
- BRASIL. Ministério do Trabalho e Emprego. **NR-13 Caldeiras e Vasos de Pressão**. Brasília, DF. 1978.

CAIXA ECONOMICA FEDERAL. **Previdência social.** Disponível em: <<http://www.caixa.gov.br/beneficios-trabalhador/inss/Paginas/default.aspx>> Acesso em: 24 de mai. 2018.

CALDEMA. **Caldeiras monodrum® AMD.** Disponível em: <<https://www.caldema.com.br/produtos/geradores-de-vapor-caldeiras/caldeiras-monodrum-amd>>. Acesso em: 21 de mai. 2018.

CALLE. F. R.; BAJAY. S. V.; ROTMAN. H. **Uso da biomassa para produção de energia na indústria brasileira.** Campinas: CLE/UNICAMP, 2005. 447 p.

CAMARGO, C. A.; **Conservação de Energia na Indústria do Açúcar e do Alcool: Manual de Recomendações,** IPT – Instituto de Pesquisas Tecnológicas; São Paulo, 1990; p 693.

CAMPOS, E. N. **Desempenho da recentrifugação celular no processo de fermentação de etanol biocombustível em escala industrial.** Palotina, 2013. Trabalho de Conclusão de Curso (Curso Superior de Tecnologia em Biocombustíveis). Universidade Federal do Paraná, Campus Palotina, PR.

CARDOSO, B. M. **Uso da Biomassa como Alternativa Energética.** Rio de Janeiro: UFRJ/ Escola Politécnica, 2012.

CETESB. Companhia Ambiental do Estado de São Paulo. **Fatores de Emissão por Tipo de Combustível.** Disponível em: <[http://sistemasinter.cetesb.sp.gov.br/inventariofontes/Manual\\_de\\_Preenchimento.pdf](http://sistemasinter.cetesb.sp.gov.br/inventariofontes/Manual_de_Preenchimento.pdf)>. Acesso em: 5 out. 2017.

CGEE - Centro de Gestão e Estudos Estratégicos. **Bioetanol combustível: uma oportunidade para o Brasil** - Brasília, DF: 2009.

CHERUBIN<sup>a</sup>. N. **Ásia: o futuro do açúcar brasileiro.** 2015. Disponível em: <<http://revistarpanews.com.br/69-edicao2015/edicao-184/1937-asia-o-futuro-do-acucar-brasileiro>>. Acesso em: 20 set. 2017.

CHERUBIN<sup>b</sup>. N. **Os desafios da limpeza a seco.** 2015. Disponível em: <<http://revistarpanews.com.br/69-edicao2015/edicao-184/1937-asia-o-futuro-do-acucar-brasileiro>>. Acesso em: 20 set. 2017.

COMUSA. **Tratamento de água.** Disponível em <<http://www.comusa.rs.gov.br/index.php/saneamento/tratamentoagua>>. Acesso em: 29 mai. 2017.

Conceito e Tecnologias. Disponível em: <[http://www.cogen.com.br/cog\\_conceito.asp](http://www.cogen.com.br/cog_conceito.asp)>. Acesso em: 15 mai. 2018.

CONDORCHEM. **Smart ideas for wastewater and air treatment.** Disponível em: <<https://condorchem.com/es/lavadores-de-gases-scrubbers/>>. Acesso em: 15 mar. 2018.

CORTEZ, L. A. B. **Bioetanol de cana-de-açúcar: P&D para produtividade e sustentabilidade.** 1. ed. São Paulo, SP: Blucher: FAPESP, 2010. xxxviii, 954 p.

COSTA, B. P. C. **Aspectos logísticos do escoamento do açúcar paulista: trecho usina – porto de Santos.** Dissertação (Mestrado em Engenharia de Produção) - Universidade Federal de São Carlos. São Carlos: UFSCar, 2007.

COUTO, V. ASSIS, L. **Estação de tratamento de água – ETA.** Disponível em: <<http://aimportanciadaaguaemnossasvidas.blogspot.com/2008/09/estao-de-tratamento-da-gua-eta.html>>. Acesso em: 10 de jun. 2018.

CARVALHO et. al. **Variabilidade da umidade relativa do ar na bacia de barra dos Coqueiros - CAÇU-GO.** Revista Geonorte, Ed. Especial 2,v.2, n.5, p.1173 – 1180, 2012.

CRQ - Conselho Regional de Química. **A química do açúcar**. 2011. Disponível em: <[http://www.crq4.org.br/quimicaviva\\_acucar](http://www.crq4.org.br/quimicaviva_acucar)>. Acesso em: 15 set. 2017.

CRUZ, M. G. da; GUERREIRO, E.; RAIHER, A. P. **A Evolução da Produção de Etanol no Brasil, no Período de 1975 a 2009**. Volume 43, Nº 04, Outubro – Dezembro, 2012. Disponível em: <[https://www.bnb.gov.br/projwebren/Exec/artigoRenPDF.aspx?cd\\_artigo\\_ren=1342](https://www.bnb.gov.br/projwebren/Exec/artigoRenPDF.aspx?cd_artigo_ren=1342)> Acesso em: 19 set. 2017.

CYRINO, L. **Mapa de Risco**. Disponível em: <<https://www.manutencaoemfoco.com.br/mapa-de-risco/>>. Acesso em: 10 de jun. 2018.

DEDINI INDÚSTRIA DE BASE. 2010. Disponível em: <[http://www.codistil.com.br/index.php?option=com\\_docman&task=cat\\_view&gid=22&Itemid=40](http://www.codistil.com.br/index.php?option=com_docman&task=cat_view&gid=22&Itemid=40)>. Acesso em: 19 de abr. 2018.

DEPOSITPHOTOS. **Estrutura molecular de etanol isolada no branco**. 2017. Disponível em: <<https://pt.depositphotos.com/51264029/stock-photo-ethanol-molecular-structure-isolated-on.html>>. Acesso em: 15 set. 2017.

DIAS, M. O. S. *et. al.* **Second generation ethanol in Brazil: Can it compete with electricity production?** Bioresource Technology, v. 102, n. 19, p. 8964-8971. 2011.

EGESTOR. **Adicional noturno: O que é e como calcular?**. Disponível em: <<https://blog.egestor.com.br/como-calcular-adicional-noturno/>>. Acesso em: 24 de mai. 2018.

EMBRAPA - Empresa Brasileira de Pesquisa Agropecuária. **Argissolos Vermelho-amarelos**. 2011. Disponível em: <[http://www.agencia.cnptia.embrapa.br/gestor/territorio\\_mata\\_sul\\_pernambucana/arvore/CONT000gt7eon7k02wx7ha087apz2axe8nfr.html](http://www.agencia.cnptia.embrapa.br/gestor/territorio_mata_sul_pernambucana/arvore/CONT000gt7eon7k02wx7ha087apz2axe8nfr.html)>. Acesso em 25 set. 2017.

EMBRAPA - Empresa Brasileira de Pesquisa Agropecuária. **Tratamento do Caldo**. 20---. Disponível em: <[http://www.agencia.cnptia.embrapa.br/gestor/cana-de-acucar/arvore/CONTAG01\\_104\\_22122006154841.html](http://www.agencia.cnptia.embrapa.br/gestor/cana-de-acucar/arvore/CONTAG01_104_22122006154841.html)>. Acesso em 3 out. 2017.

ENDEAVOR BRASIL. **Encargos Sociais: já que você não pode vencê-los, conheça-los melhor**. Disponível em: <<https://endeavor.org.br/encargos-sociais/>>. Acesso em: 24 mai. 2018.

ENSINAS, A.V., **Integração térmica e otimização termo econômica aplicadas ao processo industrial de produção de açúcar e etanol a partir da cana-de-açúcar**, 2008. 207p. Tese (Doutorado) - Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas, Campinas.

FERNANDES, A. C. **Cálculos na agroindústria de cana-de-açúcar**. 3. ed. Piracicaba: Sociedade dos Técnicos Açucareiros e Alcooleiros do Brasil, 2011. 416p.

FERREIRA, A. **O que é Décimo Terceiro Salário, quem tem direito e como calcular?**. Disponível em: <<https://conube.com.br/blog/o-que-e-decimo-terceiro-salario/>>. Acesso em: 24 de mai. 2018.

FOX, R. W.; MCDONALD, A. T.; PRITCHARD, P. J. **Introdução à mecânica dos fluidos**. 6. ed. Rio de Janeiro, RJ: LTC, 2006. xiv, 798 p.

FREITAS, A. B. de S. **Metodologia "Pinch": Demonstração de Integração de Rede de Trocadores de Calor**. 2014. Tese (Conclusão de Curso) - Escola Politécnica, Universidade Federal da Bahia, Salvador.

FUNDAÇÃO MORENO. Disponível em: <<http://www.moreno.ind.br/acucar-etanol>>. Acesso em: 19 de abr. 2018.

GAVA et al. **Produtividade de três cultivares de cana-de-açúcar sob manejos de sequeiro e irrigado por gotejamento**. Revista Brasileira de Engenharia Agrícola e Ambiental. Campina Grande. v. 15, n. 3, p. 250- 255, 2011.

GEANKOPLIS, C. J. **Transport process & Unit operations**, 3ª. ed. New Jersey: Prentice Hall, 1993. 921 p.

GONÇALVES, R. F. Soluções de tratamento de esgoto para pequenas comunidades e loteamentos. [20--]. Disponível em:< [http://abes-es.org.br/drupalBU/sites/default/files/arquivos/modulo\\_2\\_-\\_6\\_-\\_lagoas\\_de\\_polimento\\_final.pdf](http://abes-es.org.br/drupalBU/sites/default/files/arquivos/modulo_2_-_6_-_lagoas_de_polimento_final.pdf)>. Acesso em: 10 de jun. 2018.

GONZÁLEZ, F. O. C. **Avaliação da combustão de bagaço e palha de cana-de-açúcar numa fornalha de caldeira industrial AMD a partir da modelagem por CFD**. 2015, 199f. Tese (Doutorado em Engenharia Mecânica), UFI. Itajubá, 2015.

GUIA TRABALHISTA. **Decimo terceiro salário-Pagamento da 1ª Parcela**. Disponível em: <[http://www.guiatrabalhista.com.br/guia/13\\_1parcela.htm](http://www.guiatrabalhista.com.br/guia/13_1parcela.htm)>. Acesso em: 24 de mai. 2018.

GUIA TRABALHISTA. **Horas extras**. Disponível em: <[http://www.guiatrabalhista.com.br/guia/horas\\_extras.htm](http://www.guiatrabalhista.com.br/guia/horas_extras.htm)>. Acesso em: 25 de mai. 2018.

GUIA TRABALHISTA. **Vale transporte (VL)**. Disponível em: <[http://www.guiatrabalhista.com.br/guia/vale\\_transporte.htm](http://www.guiatrabalhista.com.br/guia/vale_transporte.htm)>. Acesso em: 25 de mai. 2018.

IBGE. Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística. **Rio Claro**. Disponível em: <<https://cidades.ibge.gov.br/brasil/sp/rio-claro/panorama>>. Acesso em: 30 set. 2017.

IGEPP Instituto de Gestão, Economia e Políticas Pública Preparatório para Concursos Públicos de Alto Nível e Pós-Graduação. **Mão-de-obra Direta**. Disponível em: <[http://igepp.com.br/uploads/arquivos/igepp\\_-\\_acidf\\_texto\\_-\\_mao-de-obra\\_egbert\\_buarque\\_280314.pdf](http://igepp.com.br/uploads/arquivos/igepp_-_acidf_texto_-_mao-de-obra_egbert_buarque_280314.pdf)>. Acesso em 24 de mai. 2018.

JMS EQUIPAMENTOS INDUSTRIAIS. Disponível em: <<https://www.jmsequipamentos.com.br/peneira-rotativa/>>. Acesso em: 20 de abr. de 2018.

LIMA et. al. **Clarificação**. SNF Floerger – Skills Química. [20--].

LORA, E. E. S.; VENTURINI, O. J. **Biocombustíveis**. Rio de Janeiro, RJ: Interciência, c2012. 2 v.

LORA, E. S. **Controle Da Poluição Do Ar Na Indústria Açucareira**. 2000, 74f. STAB, EFEI. Itajubá, 2000.

MCCABE, W. L.; SMITH, J. C.; HARRIOTT, P. **Operacion es unitarias en ingeniería química**. 7º. ed. México: Mcgraw-Hill Interamericana Editores S/A, 2007. xviii, 1189 p.

MACHADO, F. de B. P. **Brasil, a doce terra – História do setor**. 2003. Disponível em: <<http://www.jornalcana.com.br/Conteudo/HistoriadoSetor.asp>>. Acesso em: 12 set. 2017.

MACHADO. S. S. **Tecnologia da fabricação de açúcar**. Inhumas, GO: rede e-Tec Brasil, 2012. 56 p.

MANOCHIO, C. **Produção de Bioetanol de cana-de-açúcar, milho e beterraba: uma comparação dos indicadores tecnológicos, ambientais e econômicos**. Poços de Caldas: 2014. 33 fls. Trabalho de Conclusão de Curso (Graduação em Engenharia Química) – Universidade Federal de Alfenas–Campus de Poços de Caldas, MG.

MÃO DE OBRA. **Significado de mão de obra**, 24 maio. 2018. Disponível:<<https://www.dicio.com.br/mao-de-obra/>>. Acesso em: 24 de mai. 2018.

MAPAS SP. **Mapa Rodoviário do Estado de São Paulo**. Disponível em: <<http://www.mapas-sp.com/sp-rodoviario.htm>>. Acesso em 21. set. 2017.

MARAFANTE, L. J. **Tecnologia da fabricação do álcool e do açúcar**. São Paulo: Ícone, 1993. 148p.

MARTINEZ, C. O. **Tecnologia de Cana-de-açúcar**. Disponível em: <<http://paginapessoal.utfpr.edu.br/camilamartinez/tecnologia-de-cana-de-acucar.-2o-semester-2016>>. Acesso em: 16 out.2017.

MASCIA, Luiz Santiago Veronese. **Curso sobre tratamento de águas de caldeiras**. 3.ed. [Caxias do Sul], 2004.

MAUSA. Disponível em: < <http://www.mausa.com.br/?pagina=linha-de-produtos>>. Acesso em: 21 de abr. 2018.

MENDRONE, N de A.; SOUSA, W. F. **Análise de custos e viabilidade econômica de usinas sucroenergéticas com diferentes sistemas de funcionamento das linhas de evaporadores**. São Paulo, 2012. Trabalho de Conclusão de Curso (Curso Superior de Engenharia Química). Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, São Paulo, SP.

MEURER, E. J. **Fundamentos de Química do Solo**. Porto Alegre: Evangraf, 2012.

MÉ-ZÓCHI. **Perguntas Frequentes**. Empres MÉ-ZÓCHI. Disponível em: <[http://www.me-zochi.st/Que\\_matéria-prima.htm](http://www.me-zochi.st/Que_matéria-prima.htm) >. Acesso em: 25 out. 2017.

MME - Ministério de Minas e Energia. **Balanco Energético Nacional** - 2003. Brasília, 2003.

MME - Ministério de Minas e Energia. **Balanco Mensal de Energia** - dezembro de 2016. Brasília, 2017.

MORAES, M. A. F. D.; SHIKIDA, P. F. A. **Agroindústria canavieira no Brasil: evolução, desenvolvimento e desafios**. São Paulo: Atlas, c2002. 367 p.

MOREIRA, F. L. **ANÁLISE DA VIABILIDADE ECONÔMICA DA MECANIZAÇÃO DA COLHEITA DE CANA-DE-AÇÚCAR NA REGIÃO CENTRO-SUL DO BRASIL**. 2006. Tese (Conclusão de curso) – Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, Universidade de São Paulo, São Paulo.

NOVA CANA. **Arrendar ou produzir, qual a melhor opção para a cana-de-açúcar?**. 2014. Disponível em: <<https://www.novacana.com/n/cana/mercado/arrendar-produzir-opcao-cana-230514/>>. Acesso em: 15 out. 2017.

NOVA CANA. **Uso da água na produção da cana-de-açúcar e etanol**. 2013. Disponível em: <<https://www.novacana.com/cana/uso-agua-producao-cana-etanol/>>. Acesso em: 15 out. 2017.

NOVA CANA<sup>a</sup>. **Anidro ou hidratado: diferenças**. [20--]. Disponível em: <<https://www.novacana.com/etanol/anidro-hidratado-diferencas/> >. Acesso em: 15 set. 2017.

NOVA CANA<sup>b</sup>. **Distribuição das usinas de etanol do Brasil**. [20--]. Disponível em: <<https://www.novacana.com/usina/distribuicao-usinas-etanol-brasil/>>. Acesso em: 15 set.2017.

NOVA CANA<sup>c</sup>. **Funcionamento de uma usina (destilaria) de etanol**. [201-]. Disponível em: <<https://www.novacana.com/etanol/funcionamento-usina-destilaria/>>. Acesso em: 15 out. 2017.

NOVA CANA. **Cogeração: como funciona a produção de energia elétrica numa usina sucroenergética**. 2018. Disponível em: <<https://www.novacana.com/usina/cogerao-como-funciona-producao-energia-eletrica/#sistemas-vapor>>. Acesso em: 22 de mai. 2018.

NOVA CANA. **Propriedades Físico-Químicas do etanol**. 2018. Disponível em <<https://www.novacana.com/etanol/propriedades-fisico-quimicas/>>. Acesso em: 23 de mai. 2018.

OLIVEIRA, M. G. de. **Potencial de produção de energia elétrica em 10 usinas no setor sucroalcooleiro no estado do paraná na safra 2012/2013**. TCC – Engenharia Ambiental. UTFPR – Campo Mourão. Campo Mourão. 2014.

PANNUTI, L. E.R; *et. al.* **Danos do complexo broca-podridão   produtividade e   qualidade da cana-de-a ugar fertirrigada com doses de nitrogênio**. *Pesq. Agropec. Bras*, Brasília, v. 48, n. 4, p. 381-387, abr 2013.

PAULA, N. A. **Avalia o da utiliza o de vinhaça como líquido em lavadores de gases**. Ribeirão Preto, 2011. Disserta o de mestrado (Curso Superior em Tecnologia Ambiental). Universidade de Ribeirão Preto, UNAERP.SP.

PAULINO, O. F. T. **Produ o de a ugar**. 201-. Centro de Ciências Agrárias. UFSCAR. [201-].

PAYNE, J. H. **Opera es unitárias na produ o de a ugar de cana**. 2.ed. São Paulo, SP: Nobel, 2010. 245 p.

PEREIRA, A. A. **adicional de periculosidade: quando   direito do trabalhador?**. Disponível em: <<https://juridicocerto.com/p/andearnaldopereira/artigos/adicional-de-periculosidade-quando-e-direito-do-trabalhador-3323>>. Acesso em: 25 de mai. 2018.

PORTAL DO AGRONEGÓCIO. **Produ o estratégica de a ugar e álcool frente   demanda nacional e internacional**. 2013. Disponível em: <<http://www.portaldoagronegocio.com.br/artigo/producao-estrategica-de-acucar-e-alcool-frente-a-demanda-nacional-e-internacional>>. Acesso em: 22 set. 2017.

PROMINAS BRASIL EQUIPAMENTOS. Disponível em: <<http://www.prominasbrasil.com.br/produto/produtos-para-filtragem/filtros-para-usinas-de-acucar-e-alcool>>. Acesso em: 20 de abr. 2018.

PUPIM, F. N; MATTOS, J. T; JIM NNEZ-RUEDA, J. R. **Análise morfo estrutural do município de Rio Claro – SP: Possíveis aplica es ambientais**. *Revista geografia*, Recife, v. especial VIII SINAGEO, n. 1, set. 2010.

RIBEIRO, C.A.; BLUMER, S. A.G.; HORII, J. **Fundamentos da tecnologia sucroen rgica**. Apostila Tecnologia do  lcool. Universidade de São Paulo, Piracicaba, SP, 1999. 70p.

RODEGHER, R. A. **Análise e Observa o da Implementa o de um Centro de Opera es Integradas em uma Usina Sucroen rgica**. 2011. Tese (Conclusão de curso) - Escola de Engenharia de São Paulo, Universidade de São Paulo, São Carlos.

ROSILLO-CALLE, F.;CORTEZ, L. A. B. **Towards PROALCOOL II - A review of the Brazilian Bioethanol Programme**. *Biomassand Bioenergy*. 1998. p. 115-124.

SANTOS, C. F. V. et al. **Controles Automáticos Aplicado   Fabrica o de A ugar cristal: Levantamento do Estado da Arte**. *Ciência & Tecnologia: FATEC-JB*. v.6, n. 1, p. 32 - 58, 2014.

SANTOS. M. A.; SOUZA. A. C. C. **Aspectos da Conversão de Glicerol em Etanol:Análise Bibliográfica**. UFGD-FAEN. Dourados, 2014.

SEABRA, J.E.A. **Avalia o técnico-econ mica de op es para o aproveitamento integral da biomassa de cana no Brasil**. 2008. 274 p. Tese (Doutorado) - Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas, Campinas.

SEBRAE – Serviço Brasileiro de Apoio  s Micro e Pequena Empresas. **O novo Ciclo da Cana: Estudo sobre a Competitividade do Sistema Agroindustrial da Cana-de-a ugar e Prospec o de Novos Empreendimentos**. Ed IEL/ NC. Brasília, 2005. 344p.

SILVA, Gibson Dall'Orto Muniz da. **Apostila de vapor**. CEFETES. São Mateus -SP. [20--].

SILVEIRA, C. B. **O que é Automação Industrial**. Disponível em: <<https://www.citisystems.com.br/o-que-e-automacao-industrial/>>. Acesso em: 08 de jun. 2018.

SMITH, J. M.; VAN NESS, H. C.; ABBOTT, M. M. **Introdução à termodinâmica da engenharia química**. 7.ª ed. Rio de Janeiro, RJ: LTC, 2007. 626 p.

SOUZA, A.N; LOPES, J. C. J; CHAVES, C.J.A. **Produção estratégica de açúcar e álcool frente à demanda nacional e internacional**. 2013. Disponível em: <<http://www.portaldoagronegocio.com.br/artigo/producao-estrategica-de-acucar-e-alcool-frente-a-demanda-nacional-e-internacional>>. Acesso em: 21 set. 2017.

SUCRANA 20 ANOS SOLUÇÕES EM ENGENHARIA. **Cálculo de área para aquecedores de caldo de cana**. Disponível em: <<http://www.sucrana.com.br/calculo-area-aquecedor.php>>. Acesso em: 20 de abr. 2018.

SUCRANA 20 ANOS SOLUÇÕES EM ENGENHARIA. **Densidade de soluções açucaradas**. Disponível em: <<http://www.sucrana.com.br/tabelas/densidade-solucoes-acucaradas.pdf>>. Acesso em: 20 de abr. 2018.

TÁVORA, F. L. **História e Economia dos Biocombustíveis no Brasil**. Centro de Estudos da Consultoria do Senado, 2011. Disponível em: <<https://www12.senado.leg.br/publicacoes/estudos-legislativos/tipos-de-estudos/textos-para-discussao/td-89-historia-e-economia-dos-biocombustiveis-no-brasil>>. Acesso em: 19 set. 2017.

TEC: Tecnologia em Calor LTDA. **Poder calorífico inferior**. Disponível em: <[www.teccalor.com.br](http://www.teccalor.com.br)>. Acesso em: 20 abr. 2018.

THORSTENSENV, V.; JANK, M. S. **O Brasil e os grandes temas no Comércio Internacional**. São Paulo-SP, Editora, Aduaneiras, 2005.

TOGAWA ENGENHARIA. Disponível em: <<http://togawaengenharia.com.br/blog/geracao-de-vapor-sala-de-caldeiras/>>. Acesso em: 19 abr. 2018.

TSA. TORINO: SOLUTIONI AMBIENTAL. **O que é desaeração e como funciona um desaerador?** Disponível em <<http://www.tsambientali.com.br/o-que-e-des aeracao-e-como-funciona-um-des aerador/>>. Acesso em: 29 mai. 2018.

TROVATI, J. **Tratamento de água para geração de vapor: caldeiras**. 2004. Disponível em:<[www.tratamentodeagua.com.br](http://www.tratamentodeagua.com.br)>. Acesso em: 24 mai. 2018.

UNICA - União da Indústria de Cana-de-açúcar. **Mapa da Cana-de-Açúcar Brasil etanol, açúcar e bioeletricidade**. 2008. Disponível em: <<https://www.google.com.br/url?sa=t&rct=j&q=&esrc=s&source=web&cd=2&cad=rja&uact=8&ved=0ahUKEwiKmP6CtOrXAhWEhpAKHS4kBi8QFgguMAE&url=http%3A%2F%2Fwww.unica.com.br%2Fdo wnload.php%3FidSecao%3D17%26id%3D29924509&usg=AOvVaw0lxZONa5n-pfGnaLBZREmp>>. Acesso em: 23 set. 2017.

VIAN, C. E. de F. **Agroindústria canavieira: estratégias competitivas e modernização**. Campinas, SP: Átomo, 2003. 216 p.

ZACURA F. G.; PICCIRILLI, J. P.. **O processo de fabricação do açúcar e do álcool : desde a lavoura da cana até o produto acabado**. Santa Cruz do Rio Pardo, SP: Viena, 2012. 272 p.

ZBN INDÚSTRIA MECÂNICA Ltda. Disponível em: <<http://zbn.com.br/sucroalcooleiro/>>. Acesso em: 18 de abr. 2018.



## APÊNDICES

### APÊNDICE A

#### PRÉ-EVAPORADOR E EVAPORADORES MULTIPLO EFEITOS

Com o dado de °Brix final do pré-evaporador contido na Tabela 14 e com a Equação A.1, calculou-se o valor de BPR, o calculo esta exemplificado na sequência (GEANKOPLIS, 2009):

$$BPR = 1,78 \cdot Brix + 6,22 \cdot Brix^2 \quad (A.1)$$

$$BPR = 1,78 \cdot 0,24 + 6,22 \cdot 0,24^2$$

$$BPR = 0,79^\circ C$$

Dessa forma, a temperatura de ebulição da solução é a soma da temperatura de vaporização da água na pressão de trabalho e do BPR.

$$104,71 + 0,79 = 105,5^\circ C$$

Segundo HUGOT (1977), o calor específico do caldo da cana de açúcar pode ser calculado pela Equação A.2.

$$cp = (1 - 0,006 \cdot \text{°Brix}) \cdot 4,18 \quad (A.2)$$

Assim, o cp da corrente de alimentação (caldo para açúcar aquecido) é de 3,76 kJ/kg°C, visto que seu °Brix é 16,63. Já o calor de vaporização da água a 105,5 °C foi obtido pelas tabelas termodinâmicas (MORAN, SHAPIRO, 2009), sendo  $\lambda_{v1}(105,5^\circ C) = 2242,2$  kJ/kg.

Com esses dados, foi possível calcular o calor necessário para efetuar a evaporação do pré-evaporador pela Equação A.3.

$$\dot{Q} = \dot{m}_c \cdot c_{p_c} \cdot \Delta T + \dot{m}_{v1} \cdot \lambda_{v1} \quad (\text{A.3})$$

$$\dot{Q} = 383037,3,76 \cdot (105,5 - 100)^\circ\text{C} + (117589,5 \cdot 2242,2)$$

$$\dot{Q} = 263667098,1 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}$$

Com o valor de calor ( $\dot{Q}$ ) encontrou-se a vazão do vapor de escape que entra no pré-evaporador pela Equação A.4. Considerou-se o calor específico do vapor de água constante e igual a 1,88 kJ/kg°C e o calor de condensação do vapor de água a pressão de 1,5 kgf/cm<sup>2</sup> de 2228 kJ/kg, ambos retirados das tabelas termodinâmicas (MORAN, SHAPIRO, 2009).

$$\dot{Q} = S \cdot c_{p_v} \cdot \Delta T + S \cdot \lambda_{v_c} \quad (\text{A.4})$$

$$263667098,1 = S \cdot 1,88 \cdot (122,17 - 110,77) + S \cdot 2228$$

$$S = 117212,6 = 117,2 \frac{\text{t}}{\text{h}}$$

Para o cálculo dos BPR's dos evaporadores seguiu-se a mesma lógica apresentada para o pré-evaporador, os resultados encontram-se na Tabela A.1.

De acordo com Zacura e Piccirilli (2012), a temperatura de ebulição do último efeito geralmente encontra-se em torno dos 60°C. Por isso definiu-se que o último evaporador trabalha na pressão de 0,2 kgf/cm<sup>2</sup>, pressão na qual a água evapora a 60°C, logo, acrescido o BPR, a temperatura de evaporação da solução  $T_5$  é 64°C.

Em seguida, calculou-se a temperatura de cada evaporador. Para tanto, primeiramente foi necessário calcular o somatório das diferenças de temperatura pela Equação A.5.

$$\sum \Delta T = T_s - (BPR_1 + BPR_2 + BPR_3 + BPR_4) - T_5 \quad (\text{A.5})$$

Sendo:

$T_s$ =temperatura de saturação do vapor do primeiro evaporador (°C)

Portanto,

$$\sum \Delta T = 110,77 - (1,26 + 1,92 + 2,61 + 3,12) - 64$$

$$\sum \Delta T = 37,9^{\circ}\text{C}$$

Posteriormente, obteve-se a diferença entre a temperatura que a solução vaporiza e a temperatura que o vapor condensa em cada evaporador pela Equação A.6.

$$\Delta T_i = \sum \Delta T \cdot \frac{1/U_i}{1/U_1 + 1/U_2 + 1/U_3 + 1/U_4 + 1/U_5} \quad (\text{A.6})$$

Para o evaporador 1 tem-se:

$$\Delta T_1 = 37,9 \cdot \frac{1/2}{1/2 + 1/1,5 + 1/1,2 + 1/0,8 + 1/0,5}$$

$$\Delta T_1 = 3,6^{\circ}\text{C}$$

Para os demais evaporadores calculou-se da mesma forma. Porém, fez-se uma readequação em todos os resultados para que o primeiro evaporador obtivesse uma temperatura e, em consequência, uma pressão menor que a do pré evaporador. As diferenças de temperaturas corrigidas encontram-se na Tabela A.1.

Com as diferenças de temperaturas calculou-se as temperaturas em cada evaporador pela Equação A7

$$T_i = T_{si} - \Delta T_i \quad (\text{A.7})$$

Sendo:

$T_{si}$  = temperatura de saturação do vapor ( $^{\circ}\text{C}$ )

Para o evaporador 1

$$T_1 = 110,77 - 6$$

$$T_1 = 104,77^\circ C$$

Para os evaporadores 2 a 5,  $T_{si}$  pode ser calculado pela Equação A.8

$$T_{si} = T_{i-1} - BPR_{i-1} \quad (A.8)$$

Para o evaporador 2

$$T_{s2} = T_1 - BPR_1$$

$$T_{s2} = 104,77 - 1,26$$

$$T_{s2} = 103,5^\circ C$$

Seguiu-se a mesma lógica para os outros evaporadores, as temperaturas de cada evaporador e do vapor correspondente encontram-se na Tabela A.1.

Os coeficientes globais de transferência de calor foram obtidos por meio do site [sugartech.co.za](http://sugartech.co.za) com base nos dados do trabalho para um conjunto de evaporadores de 5 efeitos. Valores contidos na Tabela A.1.

TABELA A.1 - TEMPERATURA E COEFICIENTE GLOBAL DE TRANFERÊNCIA DE CALOR DOS EVAPORADORES.

Evaporadores	°Brix final	$BPR_i$ (°C)	$U_i$ (kW/m <sup>2</sup> .°C)	$\Delta T_i$ (°C)	$T_{si}$	$T_i$
Pré	24	0,79	2,9	5,27	110,77	105,5
1	33	1,26	2	6	110,77	104,77
2	43	1,92	1,5	5	103,5	98,5
3	52	2,61	1,2	6	96,6	90,6
4	58	3,12	0,8	8	88	80
5	66	4	0,5	12	76,9	64

FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2018).

A entalpia das correntes do caldo foi calculada pela Equação A.9

$$\hat{h}_{Li} - \hat{h}_R = c_{pi}(T_i - T_R) \quad (\text{A.9})$$

Sendo:

$\hat{h}_{Li}$  = entalpia específica da corrente i (kJ/kg)

$\hat{h}_R$  = entalpia na temperatura de referência (kJ/kg)

$c_{pi}$  = calor específico da corrente i (kJ/kg°C)

$T_i$  = temperatura da corrente i (°C)

$T_R$  = temperatura de referência (°C)

Adotou-se  $\hat{h}_R = 0$  para  $T_R = 0$ . Os valores específicos foram calculados pela Equação A.2.

Para a corrente L<sub>1</sub> (corrente 38), os cálculos são:

$$c_{p38} = (1 - 0,006 \cdot 24) \cdot 4,18$$

$$c_{p38} = 3,578 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}}$$

Substituindo na Equação A.9.

$$\hat{h}_{L38} - 0 = 3,578 \cdot (105,5 - 0)$$

$$\hat{h}_{L38} = 377,49 \frac{kJ}{kg}$$

A mesma lógica foi aplicada para as demais correntes dos caldos e os resultado encontram-se na Tabela A.2.

TABELA A.2 – DADOS CALCULADOS PARA O PRÉ-EVAPORADOR E VAPORADORES.

Evaporadores	Correntes	°Brix	$c_{pi}$ (kJ/kg.°C)	$T_i$	$\hat{h}_{Li}$ (kJ/kg)
Pré	38	24	3,578	105,5	377,49
1	42	33	3,352	104,77	351,23
2	46	43	3,1	98,5	305,53
3	50	52	2,876	90,6	260,52
4	54	58	2,725	80	217,97
5	56	66	2,525	64	161,58

FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2018).

A entalpia das correntes dos vapores vegetais na saída de cada evaporador foi calculada pela Equação A.10

$$\hat{H}_{VVi} = \hat{H}_{VVsati} + c_{pv} \cdot BPR_j \quad (A.10)$$

Sendo:

$\hat{H}_{VVi}$  = entalpia específica da corrente de vapor vegetal i (kJ/kg).

$\hat{H}_{VVsati}$  = entalpia específica de vapor saturado da corrente de vapor vegetal i (kJ/kg).

$c_{pv}$  = calor específico do vapor de água (kJ/kg°C).

$BPR_j$  = BPR do evaporador j (evaporador que o vapor vegetal sai) °C.

A entalpia específica do vapor saturado foi obtido pelas tabelas termodinâmicas (MORAN, SHAPIRO, 2009) na temperatura de saturação do vapor vegetal ( $T_{svi}$ ).

Para o vapor vegetal que sai do evaporador 1 (corrente 39), os cálculos estão apresentados na sequência.

$$\hat{H}_{VV39} = 2681,5 + 1,88 \cdot 1,26$$

$$\hat{H}_{VV39} = 2683,88 \frac{kJ}{kg}$$

Os resultados para todas as correntes de vapor vegetal encontram-se na Tabela A.3.

TABELA A.3 - VALORES CALCULADOS PARA AS CORRENTES DE VAPOR VEGETAL.

Evaporadores	Correntes	$BPR_j$ (°C)	$T_{svi}$ (°C)	$\hat{H}_{VVsat.i}$ (kJ/kg)	$\hat{H}_{VVi}$ (kJ/kg)
1	39	1,26	103,5	2681,5	2683,88
2	43	1,92	96,6	2670,64	2674,26
3	47	2,61	88	2656,79	2661,7
4	51	3,12	76,9	2638,42	2644,3
5	55	4	60	2609,6	2617,14

FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2018).

O calor de condensação dos vapores em cada evaporador foi obtido pelas tabelas termodinâmicas (MORAN, SHAPIRO, 2009) na temperatura de saturação do vapor ( $T_{si}$ ). Os valores encontram-se na Tabela A.4

TABELA A.4 - CALOR DE CONDENSAÇÃO DAS CORRENTES.

Evaporadores	Correntes (entrada-saída)	$T_{si}$ (°C)	$\lambda_{si}$ (kJ/kg)
1	S2- S2a	110,77	2228,07
2	41-57	103,5	2247,59
3	45-58	96,6	2266
4	49-59	88	2288,37
5	53-60	76,9	2316,7

FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2018).

Como no 1° evaporador o vapor de escape encontra-se superaquecido 11,4°C calculou-se também o calor sensível, devido a grande diferença de temperatura, pela Equação A.11.

$$\hat{H}_{saq} = c_{pv} \cdot \Delta T \quad (A.11)$$

$$\hat{H}_{saq} = 1,88 \cdot 11,4$$

$$\hat{H}_{saq} = 21,48 \frac{kJ}{kg}$$

O balanço de energia para o 1° evaporador é:

$$C_{38} \cdot \hat{h}_{L38} + S_2 \cdot (\lambda_{s1} + \hat{H}_{sa}) = C_{39} \cdot \hat{H}_{VV39} + C_{42} \cdot \hat{h}_{L42}$$

Sendo,

$C_{ij}$  = vazão mássica da corrente ij

Substituindo os valores, encontrou-se a vazão mássica de vapor de escape necessária no 1° evaporador.

$$265,4 \cdot 377,49 + S_2 \cdot (2228,07 + 21,48) = 72,4 \cdot 2683,88 + 193 \cdot 351,23$$

$$S_2 = 71,97 \frac{t}{h}$$

Para os outros evaporadores seguiu-se a mesma lógica, porém com  $\hat{H}_{saq} = 0$ , visto que seu valor é desprezível frente aos calores de condensação.

Os resultados das quantias de vapores em cada evaporador encontram-se na Tabela A.5.

Com as vazões de vapor vegetal que sai em cada evaporador e com as vazões necessárias no evaporador subsequente, encontrou-se as vazões mássicas das sangrias de vapores vegetais em cada um, como representado para o 1° evaporador na sequência:

$$C_{40} = C_{39} - C_{41}$$

$$C_{40} = 72,39 - 43,39$$

$$C_{40} = 29 \text{ t/h}$$

Os resultados encontram-se na Tabela A.5.



TABELA A.5 - VAZÃO MÁSSICA DAS SANGRIAS

Correntes de vapor	$C_{ij}$ (t/h)	Correntes de sangria	$C_{ij}$ (t/h)
41	43,39	40	29
45	24,22	44	20,67
49	11,16	48	14,48
53	11,44	52	1,24

FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2018).

Com as vazões mássicas necessárias de vapor, calculou-se o calor  $\dot{Q}_i$  em cada evaporador pela Equação A.12.

$$\dot{Q}_i = C_{ij} \cdot (\lambda_{si} + \hat{H}_{saq}) \quad (\text{A.12})$$

Para o 1° evaporador:

$$\dot{Q}_i = 71970 \cdot (2228,07 + 21,48)$$

$$\dot{Q}_i = 161,9 \cdot 10^6 = 44,97 \cdot 10^6 \text{ kW}$$

O calor de cada evaporador encontra-se apresentado na Tabela A.6.

TABELA A.6 - CALOR DE CADA EVAPORADOR.

Evaporadores	$\dot{Q}_i$ (kW)
1	44,97E3
2	27,09E3
3	15,25E3
4	7,09E3
5	7,36E3

FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2018).

## APÊNDICE B

### COZEDOR

Para determinar a vazão mássica de vapor no cozedor A, primeiramente calculou-se um °Brix médio para as correntes de entrada em cada um, por meio da Equação B.1.

$$Brix_{mis} = \frac{\dot{m}_{xarope} \cdot Brix + \dot{m}_{magmaB} \cdot Brix}{\dot{m}_{total}} \quad (B.1)$$

Sendo:

$Brix_{mis}$  = °Brix da mistura;

$\dot{m}_{xarope}$  = massa de xarope (t/h);

$\dot{m}_{magmaB}$  = massa de magma B (t/h);

$\dot{m}_{total}$  = massa total do sistema (t/h).

Substituindo-se os dados do balanço de massa:

$$Brix_{mis} = \frac{85,77 \cdot 0,66 + 20,46 \cdot 0,88}{85,77 + 20,46}$$

$$Brix_{mis} = 0,7023$$

Desse modo, o °Brix na entrada do cozedor A é de 70,23.

O BPR, ou seja, a elevação da temperatura de ebulição da solução foi calculado pela Equação B.2 (GEANKOPLIS, 2009).

$$BPR = 1,78 \cdot BRIX + 6,22 \cdot BRIX^2 \quad (B.2)$$

$$BPR = 1,78 \cdot 0,7023 + 6,22 \cdot 0,7023^2$$

$$BPR = 6,77^\circ C$$

Dessa forma, a temperatura de ebulição da solução é a soma da temperatura de vaporização da água na pressão de trabalho e do BPR.

Segundo HUGOT (1977), o calor específico da massa cozida de açúcar pode ser calculado pela Equação B.3.

$$cp = (1 - 0,007 \cdot \text{°Brix}) \cdot 4,18 \quad (\text{B.3})$$

Inserindo os dados calculados na Equação acima, obtêm-se para o cp da corrente de alimentação e da saída do cozedor A 2,127 kJ/kg°C e 1,519 kJ/kg°C respectivamente.

O calor de vaporização da água ( $\lambda_v$ ) foi obtido com auxílio de tabelas termodinâmicas, enquanto que para a entalpia (h) utilizou-se a Equação B.4, considerando o calor específico do vapor de água ( $cp_v$ ) igual a 1,88 (kJ/kg°C) (MORAN, SHAPIRO, 2009),.

$$h = \lambda_v + cp_v \cdot BPR \quad (\text{B.4})$$

$$h = 2606,834 + 1,88 \cdot 6,77$$

$$h = 2619,56 \text{ Kj/kg}$$

Logo, a entalpia do vapor de água é 2619,56kJ/kg. Substituindo-se os dados encontrados na Equação B.5, foi possível calcular o calor necessário para a evaporação da água, utilizando como temperatura de referência 0°C:

$$\dot{Q} = \dot{m}_{ev} \cdot h_{sat} + \dot{m}_{sai} \cdot cp \cdot (T_{sai} - T_R) - \dot{m}_{ent} \cdot cp(T_{ent} - T_R) \quad (\text{B.5})$$

$$\dot{Q} = 24236,8 \cdot 2619,56 + 81981,4 \cdot 1,519 \cdot (65,64 - 0) - 106218,2 \cdot 2,127 \cdot (64 - 0)$$

$$\dot{Q} = 57,202864 \cdot 10^6 \frac{\text{Kj}}{\text{h}}$$

O calor de condensação do vapor de água utilizado para o aquecimento, ou seja, o vapor que circula pelas calandras, foi obtido por meio de tabelas

termodinâmicas, (MORAN, SHAPIRO, 2009) uma vez que o mesmo encontra-se superaquecido devido a temperatura e pressão de operação. Por meio destes e do calor encontrado acima, foi possível estipular a vazão mássica de vapor necessária com a Equação B.6.

$$\dot{Q} = S. (\lambda_c + cp. (\Delta T)) \quad (\text{B.6})$$

$$57,202864 \cdot 10^6 = S. (2685,4319 + 1,884 * (104,77 - 93,5))$$

$$S = 24,92 \frac{t}{h}$$

Assim, a vazão mássica de vapor necessária no cozedor A é 24,92 t/h. Para o cozedor B os cálculos foram efetuados de maneira análoga. Os resultados e os dados utilizados encontram-se na Tabela B.1.

TABELA B.1 - DADOS UTILIZADOS E CALCULADOS PARA OS COZEDORES.

Dados	Cozedor A	Cozedor B
Brix <sub>mis</sub>	70,23	66,00
BPR (°C)	6,77	6,64
Cp <sub>alimentação</sub> (kJ/kg.°C)	2,127	2,251
Cp <sub>saída</sub> (kJ/kg.°C)	1,519	1,528
h (kJ/kg)	2619,56	2619,31
S (t/h)	24,72	16,79

FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2018).

## APÊNDICE C

### CRISTALIZADOR

O sistema de troca térmica foi considerado adiabático e os cálculos foram realizados através da simplificação da primeira lei da termodinâmica.

O  $c_p$  da massa cristalizada foi calculado por intermédio da Equação C.1 HUGOT (1977).

$$c_p = (1 - 0,007 \cdot \text{°Brix}) \cdot 4,18 \quad (\text{C.1})$$

$$c_p = (1 - 0,007 \cdot 99) \cdot 4,18$$

$$c_p = 1,5188 \frac{\text{kJ}}{\text{kg } ^\circ\text{C}}$$

E deste modo a massa de água de circulação necessário para o resfriamento de cada cristalizador A pode ser obtida pela Equação C.2.

$$\dot{m}_{\text{cristal}} \cdot c_p \cdot \Delta T = \dot{m}_{\text{água}} \cdot c_p \cdot \Delta T \quad (\text{C.2})$$

$$40990,7 \cdot 1,5188 \cdot (65,7 - 40) = \dot{m}_{\text{água}} \cdot 4,1772 \cdot (60 - 27)$$

$$\dot{m}_{\text{água}} = 5,65 \text{ t/h}$$

Analogamente realizou-se o balanço dos cristalizadores B onde a massa de água é de 2,81 t/h para cada cristalizador e os dados utilizados no balanço encontram-se na Tabela C.1.

TABELA C.1 - DADOS UTILIZADOS NO BALANÇO DE ENERGIA DOS CRISTALIZADORES

	<b>Cristalizador A</b>	<b>Cristalizador B</b>	<b>Calandra</b>
Pressão (atm)	1	1	1
Temperatura inicial (°C)	65,64	65,51	25
Temperatura final (°C)	40	40	60
Cp (kJ/kg°C)	1,5188	1,5481	4,1772
Vazão mássica (kg/h)	82000	44690	-

FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2018).

APÊNDICE D  
DESTILARIA

Para o cálculo da entalpia da corrente de alimentação da primeira coluna utilizou-se a Equação D.1 a seguir.

$$h_F = x_e \cdot cp_e \cdot (T - T_R) + (1 - x_e) \cdot cp_a \cdot (T - T_R) \quad (D.1)$$

Utilizando como referência a temperatura de ebulição do etanol hidratado a pressão de 1atm (78°C), os dados obtidos no balanço de massa e os valores de cp 2,95 kJ/kgK para o etanol e 4,183 kJ/kgK para a água, tem-se (HARRIOT; McCABE; SMITH, 2007; SMITH; ABBOTT; VAN NESS, 2007).

$$h_F = 0,11 \cdot 2950 \cdot (60 - 78) + (1 - 0,11) \cdot 4183 \cdot (60 - 78)$$

$$h_F = -72853 \frac{J}{kg}$$

Os cálculos para a entalpia da vinhaça, do etanol produzido e da água de resfriamento do condensador foram feitos de maneira análoga. As entalpias das correntes de vapor foram determinadas por meio da Equação D.2 (HARRIOT; McCABE; SMITH, 2007).

$$H_{A1} = \lambda_a + cp_a(T - T_R) \quad (D.2)$$

Porem, primeiramente foi necessário calcular o calor de vaporização da água ( $\lambda_a$ ) na temperatura de referencia, com a Equação D.3.

$$\lambda_a = cp_a(T - T_0) + \lambda_{H_2O} - cp_{va}(T - T_0) \quad (D.3)$$

Substituindo os valores de cp's e  $\lambda_{\text{água}}$  encontrados, 4178 J/kgK para cp da água líquida, 4211J/kgK para cp do vapor de água e 2257200 J/kg para o calor de vaporização da água na pressão de 1 atm (100°C) (SMITH; ABBOTT; VAN NESS, 2007).

$$\lambda_a = 4178(100 - 78) + 2257200 - 4211(100 - 78)$$

$$\lambda_a = 2256374 \frac{\text{J}}{\text{kg}}$$

Substituindo o valor encontrado na Equação D.2 e considerando que o vapor de água entra na primeira coluna a 112°C:

$$H_{A1} = 2256374 + 4211(112 - 78)$$

$$H_{A1} = 2399548 \frac{\text{J}}{\text{kg}}$$

De maneira semelhante, efetuou-se o cálculo da entalpia de vapor que entra na segunda coluna, considerando uma temperatura de entrada de 90°C. Sendo os dados de entalpia obtidos representados na Tabela D.1.

Tabela D.1 - DADOS DE ENTALPIA DAS CORRENTES.

Correntes	h(J/kg)	$\lambda$ (J/kg)	H(J/kg)
F	-72,8	-	-
A1	-	2256374	2399584
A2	-	2256374	2306906
B1	50424	-	-
D2	6484,9	-	-
Água	146230	-	-

FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2018).

Por meio da Equação D.4 calculou-se então a vazão mássica de água necessária no condensador.

$$\dot{m}_{b1} \cdot h_{b1} + \dot{m}_{d2} \cdot h_{d2} + \dot{m}_{\acute{a}g} \cdot h_{\acute{a}g} - (\dot{m}_f \cdot H_f + \dot{m}_{a1} \cdot H_{a1} + \dot{m}_{a2} \cdot H_{a2}) = 0 \quad (\text{D.4})$$

$$185000 \cdot 50424 + 17300 \cdot 6485 + \dot{m}_{\acute{a}g} \cdot 146230 - (157000 \cdot (-72853) + 22000 \cdot 2399548 + 22000 \cdot 2306906) = 0$$

$$\dot{m}_{\acute{a}g} = 565547,4 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Por meio da quantidade de água foi possível encontrar a vazão mássica de etanol que entra no condensador por meio da Equação D.5 e a taxa de refluxo que volta para a segunda torre com auxílio das Equações D.6 e D.7, considerando o calor de condensação do etanol igual a 836000 J/kg (CETESB, [20--]).

$$\dot{m}_{\acute{a}g} \cdot h_{\acute{a}g} = \dot{m}_e \cdot \lambda_e \quad (\text{D.5})$$

$$565547,4 \cdot 146230 = \dot{m}_e \cdot 836000$$

$$\dot{m}_e = 98923,4 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$L = \dot{m}_e - D_2 \quad (\text{D.6})$$

$$L = 98923,4 - 17300$$

$$L = 81623,4$$

$$R_D = \frac{L}{D_2} \quad (\text{D.7})$$

$$R_D = \frac{81623,4}{17300}$$

$$R_D = 4,72$$

A vazão mássica de solução que volta para primeira coluna na corrente B<sub>2</sub> foi considerada igual a corrente de refluxo da segunda coluna (L). Com isso fez-se um balanço de massa na primeira torre para se estipular a vazão mássica de saída no topo.

$$F + B_2 + A_1 = D_1 + B_1 \quad (\text{D.8})$$

$$157 + 185 + 22 = D_1 + 81,6$$

$$D_1 = 75,6 \frac{\text{t}}{\text{h}}$$

Para a construção dos diagramas de MacCabe Thiele foi necessário encontrar as frações molares das correntes de entrada e saída de cada coluna. Para a alimentação da primeira coluna utilizou-se a Equação D.9 a seguir:



$$x_f = \frac{\frac{\dot{m}_e}{MM_e}}{\frac{\dot{m}_e}{MM_e} + \frac{\dot{m}_a}{MM_a}} \quad (\text{D.9})$$

Substituindo os valores já obtidos e as respectivas massas molares (46 g/mol para o etanol e 18 g/mol para a água) tem-se:

$$x_f = \frac{\frac{17.10^6}{46}}{\frac{17.10^6}{46} + \frac{140.10^6}{18}}$$

$$x_f = 0,045$$

Os cálculos da fração mássica de etanol na vinhaça foram feitos de maneira análoga.

A fração de etanol da corrente que deixa a primeira coluna e entra na segunda foi definida como 50 °GL, que é a fração volumétrica, porém, para a construção do diagrama converteu-a para fração molar. Utilizando a densidade do etanol (0,79 g/cm<sup>3</sup>), densidade da água (1 g/cm<sup>3</sup>) e uma base de cálculo de 1 cm<sup>3</sup> e posteriormente de 1 g, a conversão foi feita da seguinte maneira (NOVACANA, [201-]; BENÍCIO, [201-]):

$$x_{mássica} = \frac{V_e \cdot d_e}{V_e \cdot d_e + V_a \cdot d_a} \quad (\text{D.10})$$

$$x_{mássica} = \frac{0,5 \cdot 0,79}{0,5 \cdot 0,79 + 0,5 \cdot 1}$$

$$x_{mássica} = 0,44$$

$$x_{D1} = \frac{\frac{\dot{m}_e}{MM_e}}{\frac{\dot{m}_e}{MM_e} + \frac{\dot{m}_a}{MM_a}} \quad (\text{D.11})$$

$$x_{D1} = \frac{\frac{0,44}{46}}{\frac{0,44}{46} + \frac{0,56}{18}}$$

$$x_{D1} = 0,235$$

Para construir o diagrama da segunda coluna também foi necessário encontrar as frações molares de cada corrente.

Na alimentação a fração molar possui o mesmo valor da corrente que deixa a primeira coluna (D1), enquanto que para a retificação esta foi encontrada de modo análogo ao da alimentação da primeira coluna.

Um balanço de massa na segunda torre foi efetuado para se determinar a fração molar da corrente de esgotamento, que está demonstrado a seguir.

$$D_1 + A_2 = D_2 + B_2 \quad (\text{D.12})$$

$$D_1 \cdot x_{D1} + A_2 \cdot y_{A2} = D_2 \cdot x_{D2} + B_2 \cdot x_{B2}$$

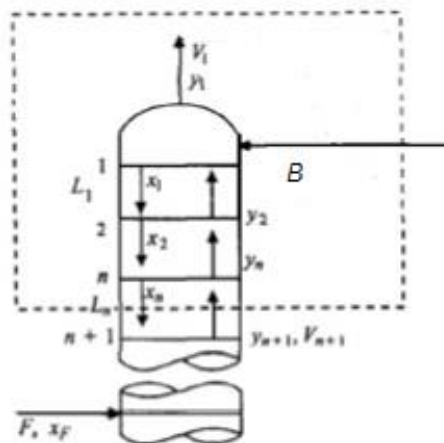
Substituindo os valores:

$$75,7.0,235 = 17,3.0,85 + 81,7 \cdot x_{B2}$$

$$x_{B2} = 0,038$$

Para a determinação da linha de operação da retificação da primeira torre, foi necessário realizar um balanço de massa na parte de cima coluna, como mostra a Figura D.1.

FIGURA D.1 - SEÇÃO DE RETIFICAÇÃO.



FONTE: HARRIOT; McCABE; SMITH, 2007.

$$V_{n+1} + B_2 = D_1 + L_n \quad (\text{D.13})$$

$$V_{n+1} \cdot y_{n+1} + B_2 \cdot x_{B2} = D_1 \cdot x_{D1} + L_n \cdot x_{Ln}$$

Isolando  $y_{n+1}$ :

$$y_{n+1} = \frac{L_n \cdot x_{Ln}}{V_{n+1}} + \frac{D_1 \cdot x_{D1}}{V_{n+1}} + \frac{B_2 \cdot x_{B2}}{V_{n+1}}$$

$$y_{n+1} = \frac{L_n \cdot x_{Ln}}{D_1 + L_n - B_2} + \frac{D_1 \cdot x_{D1}}{D_1 + L_n - B_2} + \frac{B_2 \cdot x_{B2}}{D_1 + L_n - B_2}$$

$$y_{n+1} = \frac{L_n \cdot x_{Ln}}{D_1 + L_n - B_2} + \frac{D_1 \cdot x_{D1} - B_2 \cdot x_{B2}}{D_1 + L_n - B_2}$$

Como  $L_n = B_2$ :

$$y_{n+1} = \frac{L_n}{D_1} \cdot x_{Ln} + \frac{D_1 \cdot x_{D1} - B_2 \cdot x_{B2}}{D_1}$$

Inserindo os valores encontrados para calcular o coeficiente linear da reta:

$$\frac{D_1 \cdot x_{D1} - B_2 \cdot x_{B2}}{D_1} = \frac{75,6,0,235 - 81,6,0,038}{75,6}$$

$$\frac{D_1 \cdot x_{D1} - B_2 \cdot x_{B2}}{D_1} = 0,19$$

Para segunda coluna também foi realizado um balanço de massa na zona de retificação a fim de se obter o coeficiente linear da linha de operação. Partindo-se da Equação D.14 e chegando na Equação D.15 a seguir.

$$V_{n+1} \cdot y_{n+1} + L \cdot x_L = V \cdot y_V + L_n \cdot x_n \quad (D.14)$$

$$y_{n+1} = \frac{R_d}{R_d + 1} x_n + \frac{x_{D2}}{R_d + 1} \quad (D.15)$$

Calculando o coeficiente linear:

$$\frac{x_{D2}}{R_d + 1} = \frac{0,85}{4,72 + 1}$$

$$\frac{x_{D2}}{R_d + 1} = 0,15$$

Fazendo um balanço de massa para a alimentação da primeira coluna obteve-se as Equações D.16 e D.17 a seguir:

$$y = -\frac{q}{1-q}x + \frac{x_f}{1-q} \quad (\text{D.16})$$

$$q = 1 + \frac{cp_L(T_F - T_R)}{\lambda} \quad (\text{D.17})$$

Substituindo os valores encontrados em D.17:

$$q = 1 + \frac{4183(78 - 60)}{2256374}$$

$$q = 1,033$$

Calculando o coeficiente angular da linha de operação da alimentação:

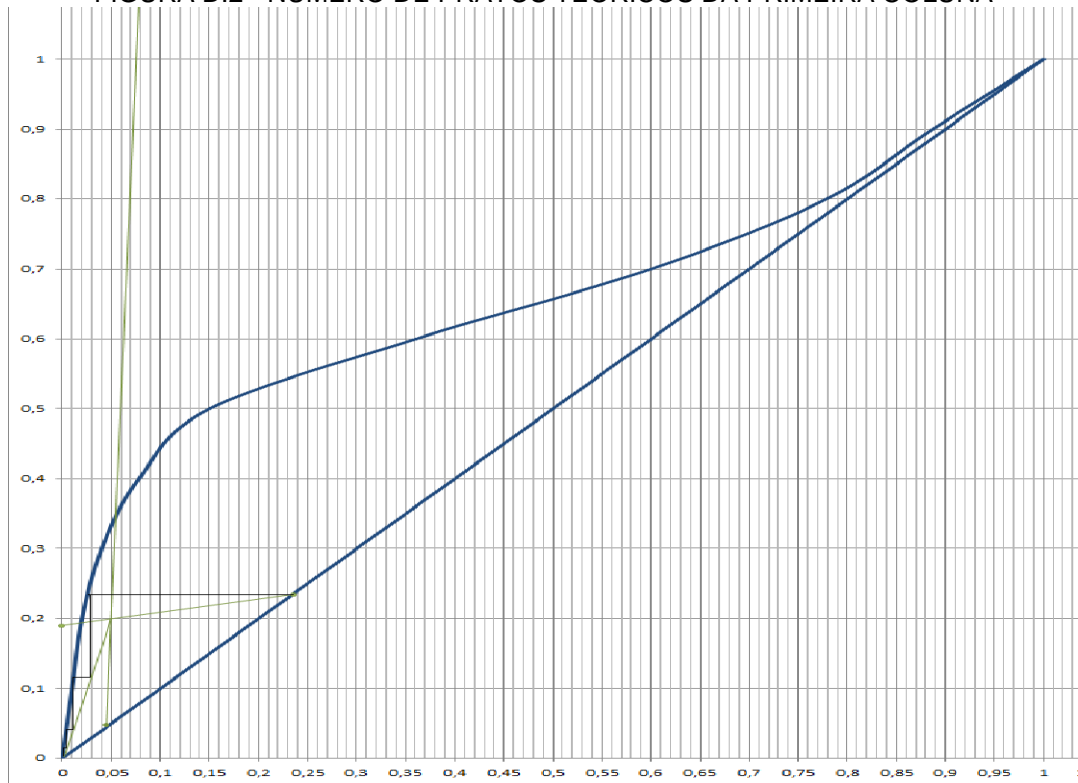
$$-\frac{q}{1-q} = -\frac{1,033}{1-1,033}$$

$$-\frac{q}{1-q} = -31,3$$

Para a segunda coluna utilizou-se a condição de saturação na alimentação, ou seja, o ângulo da linha de operação é de  $90^\circ$ .

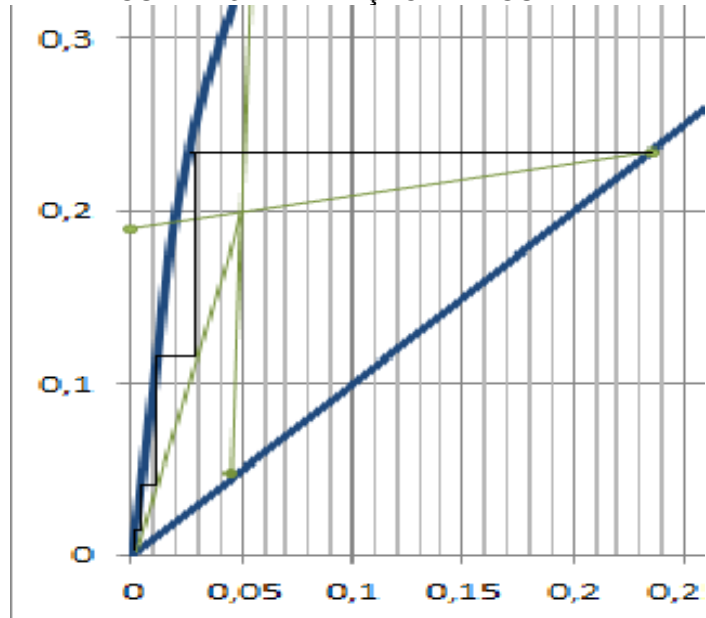
Introduzindo os elementos encontrados no diagrama de equilíbrio água-etanol e traçando-se as linhas de operações, estimou-se o número de pratos teóricos em cada torre, de acordo com as Figuras D.2 ,D.3 e D.4.

FIGURA D.2 - NÚMERO DE PRATOS TEÓRICOS DA PRIMEIRA COLUNA



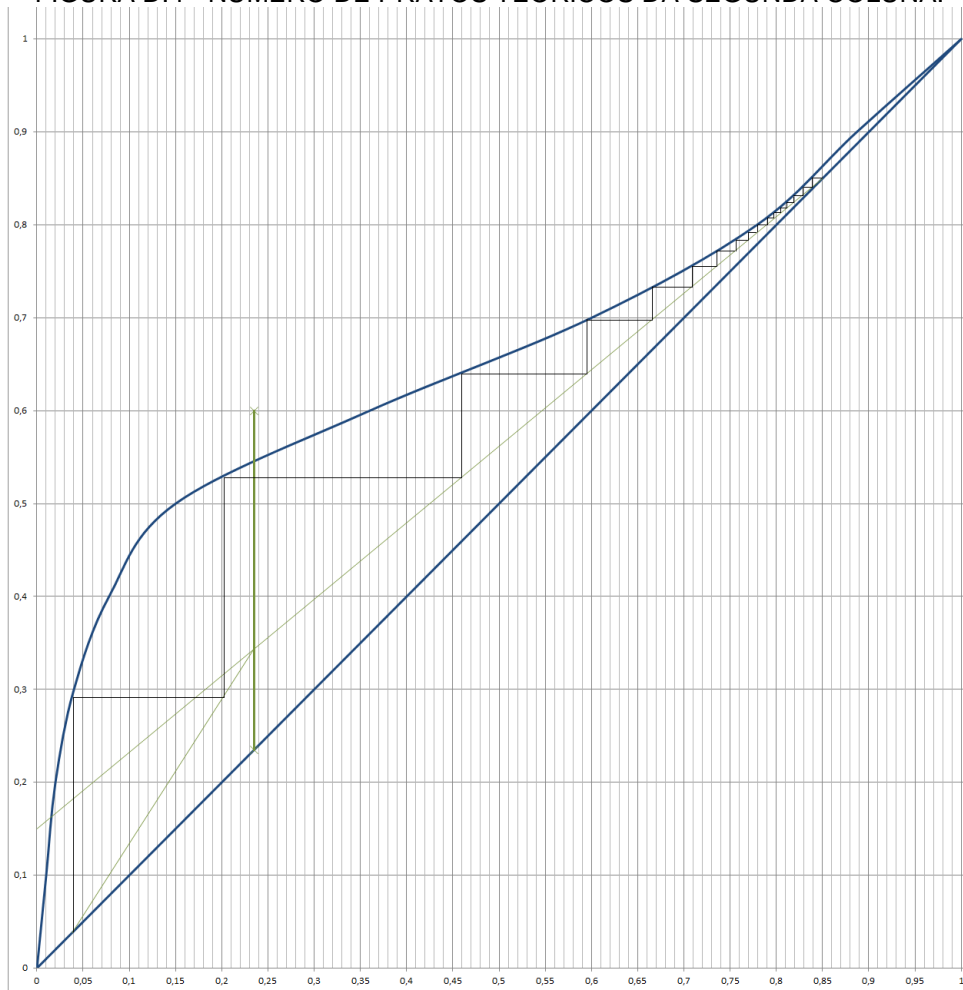
FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2018).

FIGURA D.3 - AMPLIAÇÃO DA FIGURA D.2



FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2018).

FIGURA D.4 - NÚMERO DE PRATOS TEÓRICOS DA SEGUNDA COLUNA.



FONTES: AUTORIA PRÓPRIA (2018).

Assim a primeira coluna apresenta 4 pratos teóricos, enquanto que a segunda coluna apresenta 17 pratos teóricos.

Para a obtenção da eficiência de Murphee calculou-se primeiramente a eficiência global de cada torre (HARRIOT; McCABE; SMITH, 2007).

$$n_0 = \frac{n^{\circ} \text{ de pratos teóricos}}{n^{\circ} \text{ de pratos reais}} \quad (\text{D.18})$$

$$n_{01} = \frac{4}{22} = 0,181$$

$$n_{02} = \frac{17}{45} = 0,377$$

Para a eficiência de Murphree utilizou-se a seguinte Equação D.19 (HARRIOT; McCABE; SMITH, 2007).

$$n_0 = \frac{\ln. [1 + n_m \cdot (m \cdot V/L - 1)]}{\ln(m \cdot V/L)} \quad (D.19)$$

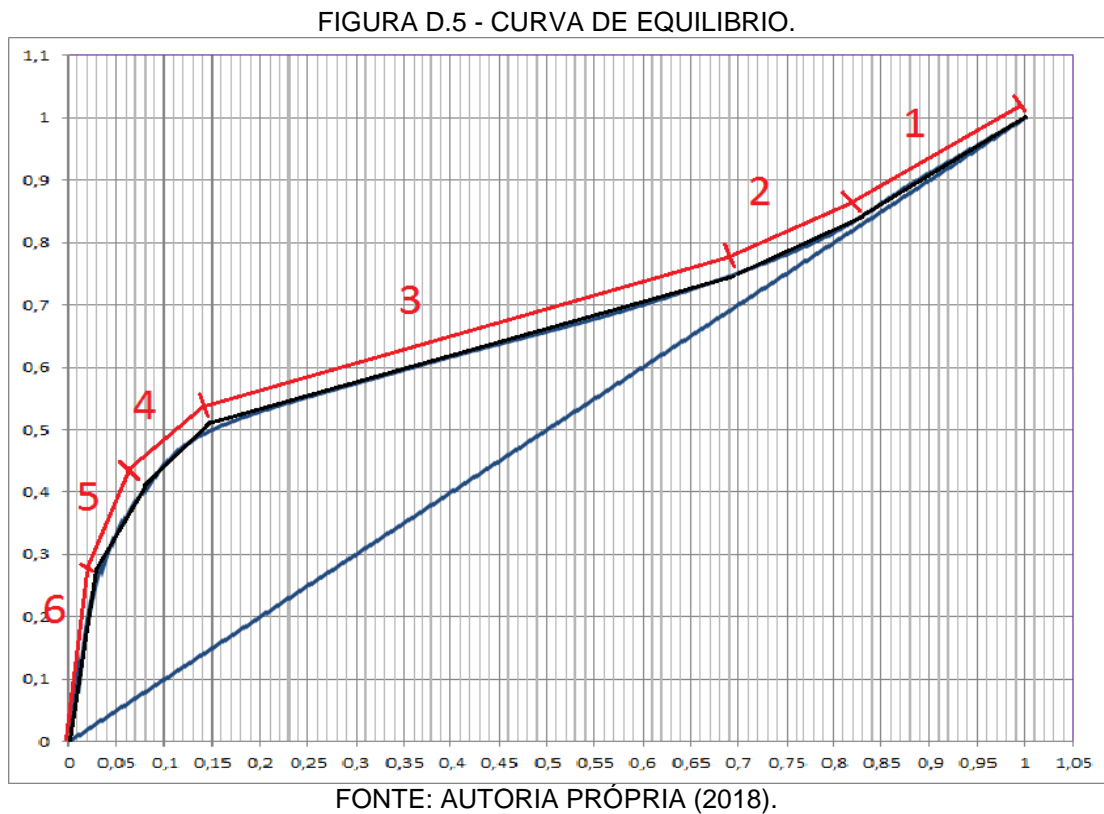
Sendo:

$n_0$ = eficiência global

$n_m$ = eficiência de murphree

$m$ = coeficiente angular da reta tangente a curva de equilíbrio

Para calcular o coeficiente angular da curva de equilíbrio do diagrama, a mesma foi dividida em 6 partes, como mostrado na Figura D.5 a seguir.



Para a primeira torre, os cálculos realizados para o segmento 6 estão expressos adiante.

$$m_1 = \frac{\Delta y}{\Delta x} \quad (D.20)$$

$$m_1 = \frac{0,30 - 0,10}{0,04 - 0,01} = 6,67$$

$$0,181 = \frac{\ln[1 + n_m \cdot (6,67 \cdot 75,6 / 81,6 - 1)]}{\ln(6,67 \cdot 75,6 / 81,6)}$$

$$n_m = 0,075$$

Os demais cálculos foram efetuados de modo análogo e estão expressos na Tabela D.2

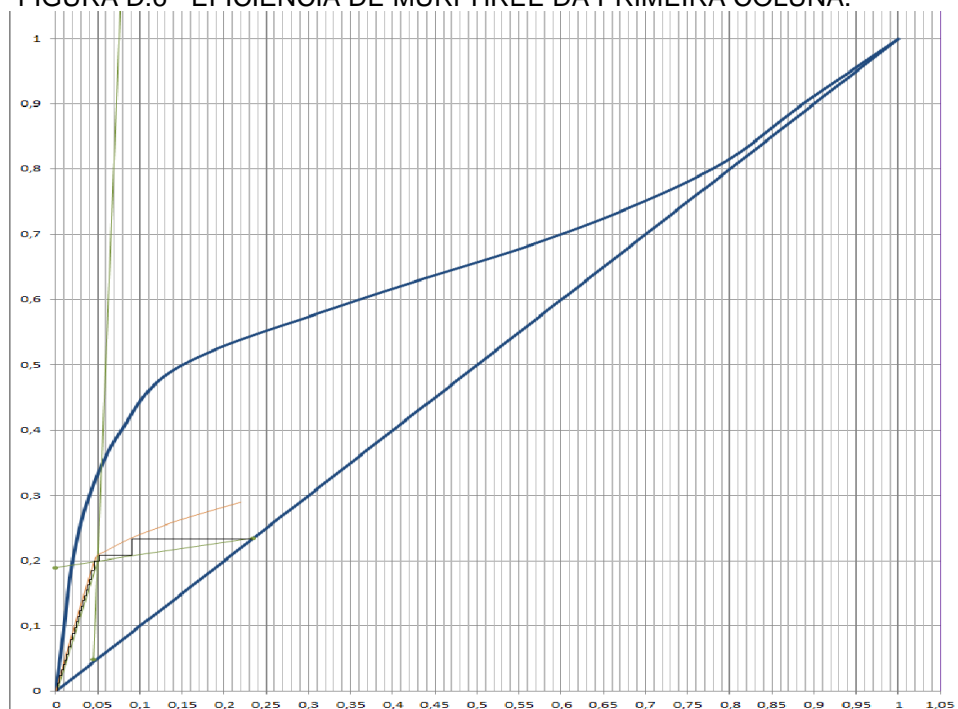
TABELA D.2 - COEFICIENTE ANGULAR E EFICIÊNCIA DE MURPHREE

Segmento	m	$n_m$ 1º Torre	$n_m$ 2º Torre
1	0,92	-	0,37
2	0,57	-	0,42
3	0,67	0,22	0,41
4	1,20	0,17	0,34
5	2,75	0,12	0,25
6	6,67	0,07	0,17

FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2018)

Traçando-se a eficiência de Murphree para determinar o prato de alimentação de cada coluna, obteve-se as Figuras D.6, D.7 e D.8 a seguir.

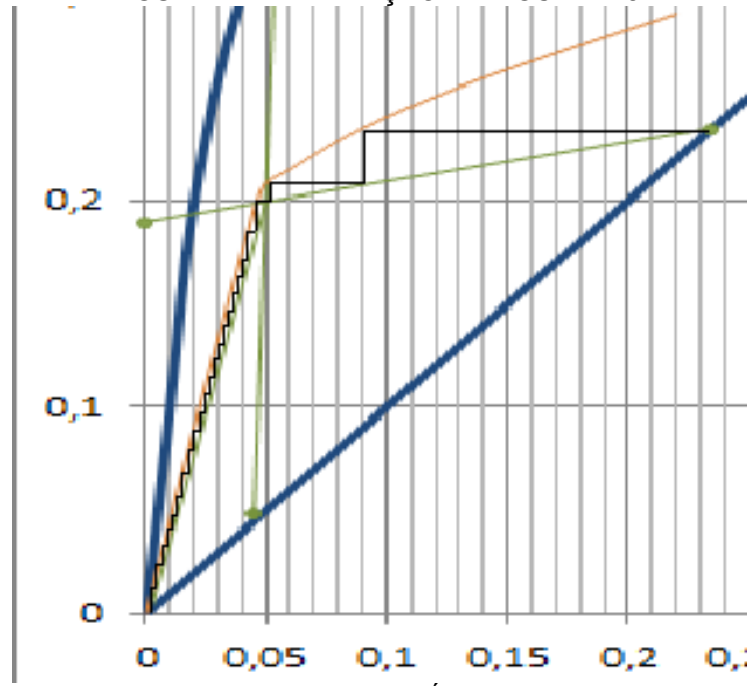
FIGURA D.6 - EFICIÊNCIA DE MURPHREE DA PRIMEIRA COLUNA.



FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2018).

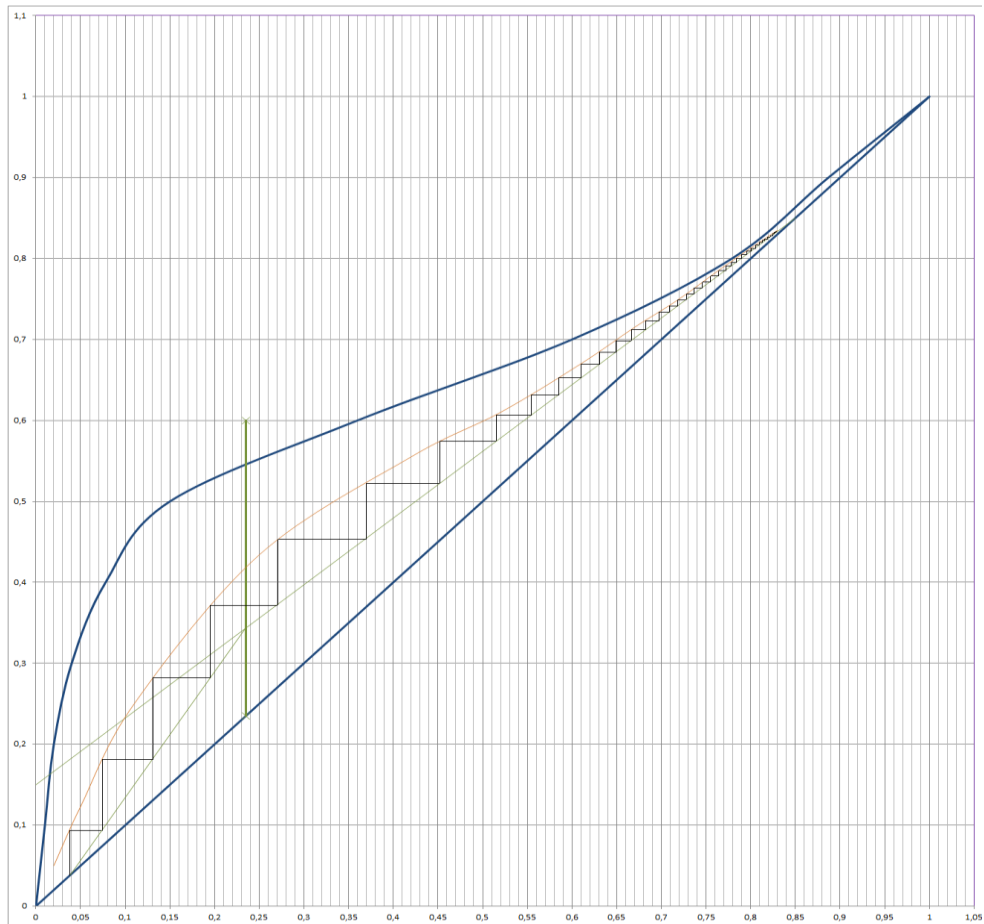


FIGURA D.7 - AMPLIAÇÃO DA FIGURA D.6.



FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2018).

FIGURA D.8 - EFICIÊNCIA DE MURPHREE DA SEGUNDA COLUNA



FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2018).

De acordo com as Figuras D.6 e D.8, a alimentação da primeira coluna será realizada no décimo nono prato, ao passo que na segunda torre a alimentação será no quarto prato.

## APÊNDICE E

## DRE E FLUXO DE CAIXA

TABELA E.1 – DRE E FLUXO DE CAIXA DA EMPRESA (CONTINUA).

	1º Ano	2º Ano	3º Ano	4º Ano	5º Ano	6º Ano	7º Ano	8º Ano	9º Ano	10º Ano	11º Ano	12º Ano	13º Ano
Receita Bruta anual	0	0	5,057E+08	5,057E+08	5,057E+08	5,057E+08	5,057E+08	5,057E+08	5,057E+08	5,057E+08	5,057E+08	5,057E+08	5,057E+08
Impostos diretos	0	0	9,192E+07	9,192E+07	9,192E+07	9,192E+07	9,192E+07	9,192E+07	9,192E+07	9,192E+07	9,192E+07	9,192E+07	9,192E+07
mão de obra industrial	0	8,414E+05	1,227E+07	1,227E+07	1,227E+07	1,227E+07	1,227E+07	1,227E+07	1,227E+07	1,227E+07	1,227E+07	1,227E+07	1,227E+07
mão de obra administrativa	4,811E+05	1,742E+06	2,497E+06	2,497E+06	2,497E+06	2,497E+06	2,497E+06	2,497E+06	2,497E+06	2,497E+06	2,497E+06	2,497E+06	2,497E+06
mão de obra agrícola	1,184E+06	1,423E+06	1,057E+07	1,057E+07	1,057E+07	1,057E+07	1,057E+07	1,057E+07	1,057E+07	1,057E+07	1,057E+07	1,057E+07	1,057E+07
matéria prima	4,964E+07	4,964E+07	5,297E+07	5,297E+07	5,297E+07	5,297E+07	5,297E+07	5,297E+07	5,297E+07	5,297E+07	5,297E+07	5,297E+07	5,297E+07
Transporte	5,544E+05	5,607E+05	6,024E+06	6,024E+06	6,024E+06	6,024E+06	6,024E+06	6,024E+06	6,024E+06	6,024E+06	6,024E+06	6,024E+06	6,024E+06
Seguros	3,429E+05	4,269E+05	1,742E+06	1,742E+06	1,742E+06	1,742E+06	1,742E+06	1,742E+06	1,742E+06	1,742E+06	1,742E+06	1,742E+06	1,742E+06
Manutenção	0	0	2,000E+06	2,000E+06	2,000E+06	2,000E+06	2,000E+06	2,000E+06	2,000E+06	2,000E+06	2,000E+06	2,000E+06	2,000E+06
Insumo industrial	0	0	1,500E+06	1,300E+06	1,300E+06	1,300E+06	1,300E+06	1,300E+06	1,300E+06	1,300E+06	1,300E+06	1,300E+06	1,300E+06
<b>Lucro Bruto</b>	<b>-5,220E+07</b>	<b>-5,463E+07</b>	<b>3,242E+08</b>	<b>3,244E+08</b>	<b>3,244E+08</b>	<b>3,244E+08</b>	<b>3,244E+08</b>	<b>3,244E+08</b>	<b>3,244E+08</b>	<b>3,244E+08</b>	<b>3,244E+08</b>	<b>3,244E+08</b>	<b>3,244E+08</b>
Despesa geral fixa	2,000E+03	4,000E+03	2,000E+04	2,000E+04	2,000E+04	2,000E+04	2,000E+04	2,000E+04	2,000E+04	2,000E+04	2,000E+04	2,000E+04	2,000E+04
Despesa geral variável	5,000E+03	1,000E+04	5,000E+04	5,000E+04	5,000E+04	5,000E+04	5,000E+04	5,000E+04	5,000E+04	5,000E+04	5,000E+04	5,000E+04	5,000E+04
<b>EBITDA</b>	<b>-5,221E+07</b>	<b>-5,465E+07</b>	<b>3,242E+08</b>	<b>3,244E+08</b>	<b>3,244E+08</b>	<b>3,244E+08</b>	<b>3,244E+08</b>	<b>3,244E+08</b>	<b>3,244E+08</b>	<b>3,244E+08</b>	<b>3,244E+08</b>	<b>3,244E+08</b>	<b>3,244E+08</b>
Depreciação	5,792E+06	4,344E+06	2,345E+07	2,062E+07	1,819E+07	1,609E+07	1,428E+07	1,270E+07	1,131E+07	1,009E+07	9,018E+06	8,067E+06	7,040E+06
Juros do financiamento	0	0	6,410E+07	5,769E+07	5,128E+07	4,487E+07	3,846E+07	3,205E+07	2,564E+07	1,923E+07	1,282E+07	6,410E+06	0,000E+00
<b>LAIR</b>	<b>-5,800E+07</b>	<b>-5,899E+07</b>	<b>2,366E+08</b>	<b>2,461E+08</b>	<b>2,549E+08</b>	<b>2,634E+08</b>	<b>2,716E+08</b>	<b>2,796E+08</b>	<b>2,874E+08</b>	<b>2,950E+08</b>	<b>3,025E+08</b>	<b>3,099E+08</b>	<b>3,173E+08</b>
Imposto de renda	0	0	5,913E+07	6,149E+07	6,370E+07	6,582E+07	6,788E+07	6,988E+07	7,183E+07	7,374E+07	7,561E+07	7,745E+07	7,931E+07
CSLL	0	0	2,129E+07	2,214E+07	2,294E+07	2,371E+07	2,445E+07	2,517E+07	2,587E+07	2,655E+07	2,723E+07	2,789E+07	2,856E+07
<b>Lucro Líquido</b>	<b>-5,800E+07</b>	<b>-5,899E+07</b>	<b>1,562E+08</b>	<b>1,624E+08</b>	<b>1,683E+08</b>	<b>1,739E+08</b>	<b>1,793E+08</b>	<b>1,846E+08</b>	<b>1,897E+08</b>	<b>1,947E+08</b>	<b>1,997E+08</b>	<b>2,045E+08</b>	<b>2,095E+08</b>
Depreciação	5,792E+06	4,344E+06	2,345E+07	2,062E+07	1,819E+07	1,609E+07	1,428E+07	1,270E+07	1,131E+07	1,009E+07	9,018E+06	8,067E+06	7,040E+06

FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2018).

## (CONTINUAÇÃO)

Amortização	0	0	6,105E+07	6,105E+07	6,105E+07	6,105E+07	6,105E+07	6,105E+07	6,105E+07	6,105E+07	6,105E+07	6,105E+07	6,105E+07	0,000E+00
Fluxo de caixa	-5,221E+07	-5,465E+07	1,186E+08	1,220E+08	1,254E+08	1,289E+08	1,325E+08	1,362E+08	1,400E+08	1,438E+08	1,477E+08	1,516E+08	1,516E+08	2,165E+08
Pró Labore			3,609E+07	3,713E+07	3,816E+07	3,924E+07	4,034E+07	4,146E+07	4,260E+07	4,377E+07	4,494E+07	4,613E+07	4,613E+07	6,590E+07
Fluxo de Caixa líquido	-5,221E+07	-5,465E+07	8,249E+07	8,485E+07	8,722E+07	8,967E+07	9,219E+07	9,475E+07	9,737E+07	1,000E+08	1,027E+08	1,054E+08	1,054E+08	1,506E+08

FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2018).



TABELA F.1 – CARACTERÍSTICAS DAS CORRENTES DO PFD (CONTINUA).

<b>Correntes</b>	<b>1</b>		<b>2</b>		<b>3</b>		<b>4</b>		<b>5</b>		<b>6</b>	
Temperatura (°C)	25		25		25		25		25		25	
Pressão (kgf/cm <sup>2</sup> )	1,03		1,03		1,03		1,03		1,03		1,03	
°Brix	-		-		-		-		-		-	
<b>Composição</b>	<b>Vazão Mássica (t/h)</b>	<b>Fração Mássica</b>	<b>Vazão Mássica (t/h)</b>	<b>Fração Mássica</b>	<b>Vazão Mássica (t/h)</b>	<b>Fração Mássica</b>	<b>Vazão Mássica (t/h)</b>	<b>Fração Mássica</b>	<b>Vazão Mássica (t/h)</b>	<b>Fração Mássica</b>	<b>Vazão Mássica (t/h)</b>	<b>Fração Mássica</b>
ART	85,17	0,16	59,62	0,16	25,55	0,16	59,62	0,16	25,43	0,16	85,05	0,16
Água	350,00	0,65	245	0,64	105	0,66	245	0,67	105	0,68	350	0,67
Fibras	60,00	0,11	42	0,11	18	0,11	42	0,11	18	0,12	73,3	0,14
Sais	9,00	0,02	6,3	0,02	2,7	0,02	6,3	0,02	2,68	0,02	8,99	0,02
Impurezas minerais	7,80	0,01	6,3	0,02	1,5	0,01	2,52	0,01	0,15	9,69E-04	2,67	5,13E-03
Impurezas vegetais	30,33	0,06	24,5	0,06	5,83	0,04	9,8	0,03	3,50	0,02	-	-
SO <sub>2</sub>	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Ar	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Cal	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Bagaço	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Cinzas	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Fuligem	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Gases de Combustão	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Energia	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Etanol	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CO <sub>2</sub>	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Fermento	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Biomassa	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Glicerol	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Ácidos/Outros	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>Total</b>	<b>542,30</b>	<b>1</b>	<b>383,72</b>	<b>1</b>	<b>158,58</b>	<b>1</b>	<b>365,24</b>	<b>1</b>	<b>154,76</b>	<b>1</b>	<b>520</b>	<b>1</b>

FONTE: AUTORIA PRÓPRIA (2018). (CONTINUA...)

(CONTINUAÇÃO)

<b>Correntes</b>	<b>7</b>		<b>8</b>		<b>9</b>		<b>9a</b>		<b>9b</b>		<b>10</b>		<b>11</b>	
Temperatura (°C)	25		80		40		40		40		40		40	
Pressão (kgf/cm <sup>2</sup> )	1,03		1,03		1,03		1,03		1,03		1,03		1,03	
°Brix	-		-		-		-		-		-		-	
<b>Composição</b>	<b>Vazão Mássica (t/h)</b>	<b>Fração Mássica</b>	<b>Vazão Mássica (t/h)</b>	<b>Fração Mássica</b>	<b>Vazão Mássica (t/h)</b>	<b>Fração Mássica</b>	<b>Vazão Mássica (t/h)</b>	<b>Fração Mássica</b>	<b>Vazão Mássica (t/h)</b>	<b>Fração Mássica</b>	<b>Vazão Mássica (t/h)</b>	<b>Fração Mássica</b>	<b>Vazão Mássica (t/h)</b>	<b>Fração Mássica</b>
ART	85,05	0,16	-	-	-	-	-	-	3,17	0,03	81,88	0,16	-	-
Água	350	0,67	121,48	1	-	-	-	-	62,5	0,50	408,98	0,79	-	-
Fibras	73,3	0,14	-	-	-	-	-	-	56,49	0,45	16,81	0,03	15,13	1
Sais	8,99	0,02	-	-	-	-	-	-	0,34	2,68E-03	8,65	0,02	-	-
Impurezas minerais	2,67	5,13E-03	-	-	-	-	-	-	2,5	0,02	0,17	3,29E-04	-	-
Impurezas vegetais	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SO <sub>2</sub>	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Ar	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Cal	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Bagaço	-	-	-	-	-	-	5	1	120	1	-	-	-	-
Cinzas	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Fuligem	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Gases de Combustão	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Energia	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Etanol	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CO <sub>2</sub>	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Fermento	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Biomassa	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Glicerol	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Ácidos/Outros	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>Total</b>	<b>520</b>	<b>1</b>	<b>121,48</b>	<b>1</b>	<b>125</b>	<b>1</b>	<b>5</b>	<b>1</b>	<b>120</b>	<b>1</b>	<b>516,49</b>	<b>1</b>	<b>15,13</b>	<b>1</b>

(CONTINUAÇÃO)

<b>Correntes</b>	<b>11a</b>		<b>11b</b>		<b>12</b>		<b>13</b>		<b>14</b>		<b>15</b>		<b>16</b>	
Temperatura (°C)	40		40		40		40		70		250		70	
Pressão (kgf/cm <sup>2</sup> )	1,03		1,03		1,03		1,03		1,03		1,03		1,03	
°Brix	-		-		-		-		-		-		-	
Composição	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)	Fração Mássica	Vazão Mássica (t/h)	Fração Mássica	Vazão Mássica (t/h)	Fração Mássica
ART	-	-	-	-	81,88	0,16	81,88	0,16	81,88	0,16	-	-	-	-
Água	-	-	-	-	408,98	0,82	408,98	0,82	408,98	0,82	-	-	-	-
Fibras	0,82	1	14,31	1	1,68	3,35E-03	1,68	3,35E-03	1,68	3,35E-03	-	-	-	-
Sais	-	-	-	-	8,65	0,02	8,65	1,73E-02	8,65	1,73E-02	-	-	-	-
Impurezas minerais	-	-	-	-	0,17	3,4E-04	0,17	3,39E-04	0,17	3,39E-04	-	-	-	-
Impurezas vegetais	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SO <sub>2</sub>	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,40	0,21	0,40	0,21
Ar	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	1,47	0,79	1,47	0,79
Cal	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Bagaço	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Cinzas	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Fuligem	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Gases de Combustão	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Energia	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Etanol	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CO <sub>2</sub>	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Fermento	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Biomassa	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Glicerol	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Ácidos/Outros	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>Total</b>	0,82	1	14,31	1	501,36	1	501,36	1	501,36	1	1,87	1	1,87	1



(CONTINUAÇÃO)

<b>Correntes</b>	<b>17</b>		<b>18</b>		<b>19</b>		<b>20</b>		<b>21</b>		<b>22</b>	
Temperatura (°C)	70		25		70		105		105		98	
Pressão (kgf/cm²)	1,03		1,03		1,03		1,1		1,03		0,99	
°Brix	-		-		-		-		-		-	
Composição	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)	Fração Mássica	Vazão Mássica (t/h)	Fração Mássica
ART	81,88	0,16	-	-	81,88	0,16	81,88	0,16	-	-	81,88	0,16
Água	408,98	0,81	6,18	0,95	415,16	0,81	415,16	0,81	-	-	415,16	0,82
Fibras	1,68	3,34E-03	-	-	1,68	3,30E-03	1,68	3,30E-03	-	-	1,68	3,31E-03
Sais	8,65	1,72E-02	-	-	8,65	1,70E-02	8,652	1,70E-02	-	-	8,65	1,70E-02
Impurezas minerais	0,17	3,38E-04	-	-	0,17	3,33E-04	0,17	3,33E-04	-	-	0,17	3,34E-04
Impurezas vegetais	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SO2	0,4	7,95E-04	-	-	0,4	7,85E-04	0,4	7,85E-04	-	-	0,4	7,87E-04
Ar	1,47	2,91E-03	-	-	1	2,88E-03	1	2,88E-03	1,47	1	-	-
Cal	-	-	0,35	0,05	0,35	6,87E-04	0,35	6,87E-04	-	-	0,35	6,89E-04
Bagaço	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Cinzas	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Fuligem	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Gases de Combustão	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Energia	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Etanol	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CO2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Fermento	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Biomassa	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Glicerol	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Ácidos/Outros	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>Total</b>	<b>503,22</b>	<b>1</b>	<b>6,53</b>	<b>1</b>	<b>509,75</b>	<b>1</b>	<b>509,75</b>	<b>1</b>	<b>1,47</b>	<b>1</b>	<b>508,28</b>	<b>1</b>

(CONTINUAÇÃO)

<b>Correntes</b>	<b>23</b>	<b>24</b>	<b>25</b>	<b>26</b>	<b>27</b>	<b>28</b>						
Temperatura (°C)	95	95	95	95	95	95						
Pressão (kgf/cm²)	1,03	1,03	1,03	1,03	1,03	1,03						
°Brix	-	-	-	-	-	-						
<b>Composição</b>	<b>Vazão Mássica (t/h)</b>	<b>Fração Mássica</b>	<b>Vazão Mássica (t/h)</b>	<b>Fração Mássica</b>	<b>Vazão Mássica (t/h)</b>	<b>Fração Mássica</b>	<b>Vazão Mássica (t/h)</b>	<b>Fração Mássica</b>	<b>Vazão Mássica (t/h)</b>	<b>Fração Mássica</b>	<b>Vazão Mássica (t/h)</b>	<b>Fração Mássica</b>
ART	14,11	0,14	7,06	0,14	7,06	0,14	5,94	0,16	5,94	0,16	11,87	0,16
Água	73,53	0,7	36,76	0,73	36,76	0,73	30,10	0,82	30,10	0,82	60,20	0,82
Fibras	1,76	1,75E-02	0,88	1,75E-02	0,88	1,8E-02	0,12	3,31E-03	0,12	3,3E-03	0,24	3,31E-03
Sais	9,91	9,87E-02	4,95	9,87E-02	4,95	9,9E-02	0,63	1,70E-02	0,63	1,7E-02	1,25	1,70E-02
Impurezas minerais	0,19	1,94E-03	0,10	1,94E-03	9,7E-02	1,9E-03	0,01	3,34E-04	1,2E-02	3,3E-04	0,02	3,34E-04
Impurezas vegetais	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SO2	0,46	4,56E-03	0,23	4,56E-03	0,23	4,6E-03	0,03	7,87E-04	2,9E-02	7,9E-04	0,06	7,87E-04
Ar	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Cal	0,40	3,99E-03	0,20	3,99E-03	0,20	4,0E-03	0,03	6,89E-04	2,5E-02	6,9E-04	0,05	6,89E-04
Bagaço	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Cinzas	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Fuligem	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Gases de Combustão	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Energia	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Etanol	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CO2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Fermento	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Biomassa	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Glicerol	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Ácidos/Outros	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>Total</b>	<b>100,36</b>	<b>1</b>	<b>50,18</b>	<b>1</b>	<b>50,18</b>	<b>1</b>	<b>36,85</b>	<b>1</b>	<b>36,85</b>	<b>1</b>	<b>73,70</b>	<b>1</b>

(CONTINUAÇÃO)

<b>Correntes</b>	<b>29</b>		<b>30</b>		<b>31</b>		<b>32</b>		<b>33</b>		<b>34</b>	
Temperatura (°C)	95		95		95		95		95		95	
Pressão (kgf/cm²)	1,03		1,03		1,03		1,03		-		-	
°Brix	-		-		-		-		-		-	
Composição	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)	Fração Mássica	Vazão Mássica (t/h)	Fração Mássica
ART	1,121	0,08	1,12	2,2E-02	2,24	0,04	79,63	0,17	-	-	79,63	0,17
Água	6,664	0,50	40,82	0,82	47,48	0,75	399,16	0,83	-	-	399,16	0,83
Fibras	0,757	0,06	0,76	1,5E-02	1,51	0,02	0,17	3,51E-04	1,68	1	-	-
Sais	4,326	0,32	4,33	8,7E-02	8,65	0,14	-	-	-	-	-	-
Impurezas minerais	0,085	0,01	8,5E-02	1,7E-03	0,17	2,69E-03	-	-	-	-	-	-
Impurezas vegetais	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SO2	0,200	0,02	0,20	4,0E-03	0,40	6,32E-03	-	-	-	-	-	-
Ar	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Cal	0,175	0,01	0,18	3,5E-03	0,35	5,53E-03	-	-	-	-	-	-
Bagaço	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Cinzas	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Fuligem	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Gases de Combustão	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Energia	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Etanol	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CO2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Fermento	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Biomassa	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Glicerol	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Ácidos/Outros	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>Total</b>	<b>13,33</b>	<b>1</b>	<b>49,98</b>	<b>1</b>	<b>63,31</b>	<b>1</b>	<b>478,96</b>	<b>1</b>	<b>1,68</b>	<b>1</b>	<b>478,80</b>	<b>1</b>

(CONTINUAÇÃO)

<b>Correntes</b>	<b>35</b>		<b>35a</b>		<b>36</b>		<b>37</b>		<b>38</b>		<b>39</b>	
Temperatura (°C)	95		100		95		105,5		105,5		104,77	
Pressão (kgf/cm²)	1,24		1,24		-		1,24		1,24		1,184	
°Brix	-		16,63		-		-		24		-	
Composição	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)	Fração Mássica	Vazão Mássica (t/h)	Fração Mássica
ART	63,71	0,17	63,71	0,17	15,93	0,17	-	-	63,71	0,24	-	-
Água	319,33	0,83	319,33	0,83	79,83	0,83	117,59	1	201,74	0,76	72,39	1
Fibras	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Sais	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Impurezas minerais	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Impurezas vegetais	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SO2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Ar	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Cal	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Bagaço	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Cinzas	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Fuligem	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Gases de Combustão	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Energia	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Etanol	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CO2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Fermento	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Biomassa	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Glicerol	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Ácidos/Outros	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>Total</b>	<b>383,04</b>	<b>1</b>	<b>383,04</b>	<b>1</b>	<b>95,76</b>	<b>1</b>	<b>117,59</b>	<b>1</b>	<b>265,45</b>	<b>1</b>	<b>72,39</b>	<b>1</b>

(CONTINUAÇÃO)

<b>Correntes</b>	<b>40</b>		<b>41</b>		<b>42</b>		<b>43</b>		<b>44</b>		<b>45</b>	
Temperatura (°C)	104,77		103,51		104,77		98,51		98,51		96,59	
Pressão (kgf/cm²)	1,184		1,184		1,184		0,917		0,917		0,917	
°Brix	-		-		33		-		-		-	
Composição	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)	Fração Mássica	Vazão Mássica (t/h)	Fração Mássica
ART	-	-	-	-	63,71	0,33	-	-	-	-	-	-
Água	29	1	43,39	1	129,35	0,67	44,90	1	20,68	1	24,22	1
Fibras	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Sais	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Impurezas minerais	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Impurezas vegetais	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SO2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Ar	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Cal	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Bagaço	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Cinzas	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Fuligem	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Gases de Combustão	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Energia	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Etanol	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CO2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Fermento	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Biomassa	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Glicerol	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Ácidos/Outros	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>Total</b>	29	1	43,39	1	193,05	1	44,90	1	20,68	1	24,22	1

(CONTINUAÇÃO)

<b>Correntes</b>	<b>46</b>		<b>47</b>		<b>48</b>		<b>49</b>		<b>50</b>		<b>51</b>	
Temperatura (°C)	98,51		90,59		90,59		87,98		90,59		79,98	
Pressão (kgf/cm <sup>2</sup> )	0,917		0,665		0,665		0,665		0,665		0,4268	
°Brix	43		-		-		-		52		-	
Composição	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)	Fração Mássica	Vazão Mássica (t/h)	Fração Mássica
ART	63,71	0,43	-	-	-	-	-	-	63,71	0,52	-	-
Água	84,45	0,57	25,64	1	14,48	1	11,16	1	58,81	0,48	12,67	1
Fibras	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Sais	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Impurezas minerais	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Impurezas vegetais	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SO <sub>2</sub>	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Ar	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Cal	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Bagaço	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Cinzas	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Fuligem	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Gases de Combustão	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Energia	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Etanol	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CO <sub>2</sub>	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Fermento	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Biomassa	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Glicerol	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Ácidos/Outros	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>Total</b>	<b>148,16</b>	<b>1</b>	<b>25,64</b>	<b>1</b>	<b>14,48</b>	<b>1</b>	<b>11,16</b>	<b>1</b>	<b>122,51</b>	<b>1</b>	<b>12,67</b>	<b>1</b>

(CONTINUAÇÃO)

<b>Correntes</b>	<b>52</b>		<b>53</b>		<b>54</b>		<b>55</b>		<b>56</b>		<b>57</b>	
Temperatura (°C)	79,98		76,86		79,98		64		64		103,51	
Pressão (kgf/cm²)	0,4268		0,4268		0,4268		0,2		0,2		1,184	
°Brix	-		-		58		-		66		-	
Composição	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)	Fração Mássica	Vazão Mássica (t/h)	Fração Mássica
ART	-	-	-	-	63,71	0,58	-	-	63,71	0,66	-	-
Água	1,24	1	11,44	1	46,13	0,42	13,31	1	32,82	0,34	43,39	1
Fibras	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Sais	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Impurezas minerais	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Impurezas vegetais	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SO2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Ar	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Cal	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Bagaço	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Cinzas	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Fuligem	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Gases de Combustão	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Energia	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Etanol	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CO2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Fermento	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Biomassa	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Glicerol	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Ácidos/Outros	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>Total</b>	1,24	1	11,44	1	109,84	1	13,31	1	96,53	1	43,39	1

(CONTINUAÇÃO)

<b>Correntes</b>	<b>58</b>		<b>59</b>		<b>60</b>		<b>61</b>		<b>62</b>		<b>63</b>	
Temperatura (°C)	96,59		87,98		76,86		64		64		65,64	
Pressão (kgf/cm²)	0,917		0,665		0,4268		0,2		0,2		0,19	
°Brix	-		-		-		66		66		-	
Composição	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)	Fração Mássica	Vazão Mássica (t/h)	Fração Mássica
ART	-	-	-	-	-	-	56,60	0,66	7,10	0,66	-	-
Água	24,22	1	11,16	1	11,438	1	29,16	0,34	3,66	0,34	24,24	1
Fibras	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Sais	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Impurezas minerais	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Impurezas vegetais	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SO2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Ar	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Cal	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Bagaço	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Cinzas	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Fuligem	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Gases de Combustão	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Energia	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Etanol	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CO2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Fermento	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Biomassa	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Glicerol	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Ácidos/Outros	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>Total</b>	<b>24,22</b>	<b>1</b>	<b>11,16</b>	<b>1</b>	<b>11,438</b>	<b>1</b>	<b>85,76</b>	<b>1</b>	<b>10,76</b>	<b>1</b>	<b>24,24</b>	<b>1</b>



(CONTINUAÇÃO)

<b>Correntes</b>	<b>64</b>		<b>65</b>		<b>66</b>		<b>67</b>		<b>68</b>		<b>69</b>	
Temperatura (°C)	65,64		40		40		100		100		52,8	
Pressão (kgf/cm²)	0,19		1,03		1,03		1,03		1,03		1,03	
°Brix	91		91		91		-		-		66	
Composição	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)	Fração Mássica	Vazão Mássica (t/h)	Fração Mássica
ART	74,60	0,91	37,30	0,91	37,30	0,91	-	-	-	-	16,56	0,66
Água	7,38	0,09	3,69	0,09	3,69	0,09	5,02	1	5,02	1	8,53	0,34
Fibras	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Sais	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Impurezas minerais	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Impurezas vegetais	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SO2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Ar	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Cal	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Bagaço	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Cinzas	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Fuligem	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Gases de Combustão	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Energia	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Etanol	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CO2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Fermento	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Biomassa	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Glicerol	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Ácidos/Outros	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>Total</b>	<b>81,98</b>	<b>1</b>	<b>40,99</b>	<b>1</b>	<b>40,99</b>	<b>1</b>	<b>5,02</b>	<b>1</b>	<b>5,02</b>	<b>1</b>	<b>25,09</b>	<b>1</b>

(CONTINUAÇÃO)

<b>Correntes</b>	<b>70</b>		<b>71</b>		<b>71a</b>		<b>72</b>		<b>73</b>		<b>74</b>	
Temperatura (°C)	52,8		52,8		64		60		60		60	
Pressão (kgf/cm <sup>2</sup> )	1,03		1,03		1,03		1,03		1,03		1,03	
°Brix	66		66		66		99,17		99,17		99,17	
Composição	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)	Fração Mássica	Vazão Mássica (t/h)	Fração Mássica
ART	16,56	0,66	33,12	0,66	33,12	0,66	20,74	0,99	20,74	0,99	41,48	1,98
Água	8,53	0,34	17,06	0,34	17,06	0,34	0,17	0,01	0,17	0,01	0,35	0,02
Fibras	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Sais	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Impurezas minerais	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Impurezas vegetais	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SO <sub>2</sub>	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Ar	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Cal	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Bagaço	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Cinzas	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Fuligem	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Gases de Combustão	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Energia	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Etanol	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CO <sub>2</sub>	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Fermento	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Biomassa	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Glicerol	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Ácidos/Outros	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>Total</b>	25,09	1	50,19	1	50,19	1,0	20,91	1	20,91	1	41,83	2

(CONTINUAÇÃO)

<b>Correntes</b>	<b>75</b>		<b>76</b>		<b>77</b>		<b>78</b>		<b>79</b>		<b>80</b>	
Temperatura (°C)	65,51		65,51		40		100		64		40	
Pressão (kgf/cm²)	0,19		0,19		1,03		1,03		1,03		1,03	
°Brix	-		90		90		-		88		83	
Composição	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)	Fração Mássica	Vazão Mássica (t/h)	Fração Mássica
ART	-	-	40,22	0,9	40,22	0,90	-	-	18,00	0,88	22,23	0,83
Água	16,26	1	4,47	0,1	4,47	0,10	2,55	1	2,45	0,12	4,55	0,17
Fibras	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Sais	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Impurezas minerais	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Impurezas vegetais	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SO2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Ar	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Cal	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Bagaço	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Cinzas	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Fuligem	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Gases de Combustão	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Energia	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Etanol	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CO2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Fermento	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Biomassa	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Glicerol	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Ácidos/Outros	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>Total</b>	16,26	1	44,69	1	44,69	1	2,55	1	20,45	1	26,78	1

(CONTINUAÇÃO)

<b>Correntes</b>	<b>81</b>		<b>82</b>		<b>83</b>		<b>84</b>		<b>85</b>		<b>86</b>	
Temperatura (°C)	30		90		75,1		25		60		35	
Pressão (kgf/cm²)	1,03		1,03		1,03		1,03		1,03		1,03	
°Brix	-		-		-		-		-		99,97	
Composição	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)	Fração Mássica	Vazão Mássica (t/h)	Fração Mássica
ART	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	41,48	1
Água	1,32	1,57E-02	1,32	1,57E-02	1,65	1,97E-02	0,76	1,57E-02	0,76	1,57E-02	1,24E-02	3,00E-04
Fibras	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Sais	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Impurezas minerais	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Impurezas vegetais	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SO2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Ar	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Cal	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Bagaço	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Cinzas	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Fuligem	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Gases de Combustão	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Energia	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Etanol	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CO2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Fermento	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Biomassa	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Glicerol	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Ácidos/Outros	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>Total</b>	<b>83,65</b>	<b>1</b>	<b>83,65</b>	<b>1</b>	<b>83,99</b>	<b>1</b>	<b>48,32</b>	<b>1</b>	<b>48,32</b>	<b>1</b>	<b>41,49</b>	<b>1</b>

(CONTINUAÇÃO)

<b>Correntes</b>	<b>87</b>		<b>88</b>		<b>89</b>		<b>90</b>		<b>91</b>		<b>92</b>	
Temperatura (°C)	45		36,47		30		30		30		-	
Pressão (kgf/cm²)	1,03		1,03		1,03		1,03		1,03		-	
°Brix	-		-		-		-		-		-	
Composição	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)	Fração Mássica	Vazão Mássica (t/h)	Fração Mássica
ART	15,93	0,17	38,16	0,20	38,16	0,20	19,08	0,20	19,08	0,20	-	-
Água	79,83	0,83	152,63	0,80	152,63	0,80	76,31	0,80	76,31	0,80	-	-
Fibras	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Sais	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Impurezas minerais	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Impurezas vegetais	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SO2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Ar	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Cal	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Bagaço	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Cinzas	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Fuligem	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Gases de Combustão	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Energia	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Etanol	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CO2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Fermento	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	11,45	1
Biomassa	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Glicerol	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Ácidos/Outros	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>Total</b>	<b>95,76</b>	<b>1</b>	<b>190,78</b>	<b>1</b>	<b>190,78</b>	<b>1</b>	<b>95,39</b>	<b>1</b>	<b>95,39</b>	<b>1</b>	<b>11,447</b>	<b>1</b>

(CONTINUAÇÃO)

<b>Correntes</b>	<b>93</b>		<b>94</b>		<b>95</b>		<b>96</b>		<b>97</b>		<b>98</b>	
Temperatura (°C)	-		30		30		30		30		30	
Pressão (kgf/cm²)	-		1,03		1,03		1,03		1,03		1,03	
°Brix	-		-		-		-		-		-	
Composição	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)	Fração Mássica	Vazão Mássica (t/h)	Fração Mássica
ART	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Água	-	-	-	-	-	-	-	-	76,31	0,78	76,31	0,78
Fibras	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Sais	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Impurezas minerais	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Impurezas vegetais	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SO2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Ar	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Cal	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Bagaço	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Cinzas	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Fuligem	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Gases de Combustão	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Energia	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Etanol	-	-	-	-	-	-	-	-	8,97	0,09	8,97	0,09
CO2	-	-	8,59	1	8,59	1	17,17	2	-	-	-	-
Fermento	11,45	1	-	-	-	-	-	-	11,45	0,12	11,45	0,12
Biomassa	-	-	-	-	-	-	-	-	0,19	1,9E-03	0,19	1,9E-03
Glicerol	-	-	-	-	-	-	-	-	0,95	9,7E-03	0,95	9,7E-03
Ácidos/Outros	-	-	-	-	-	-	-	-	0,38	3,9E-03	0,38	3,9E-03
<b>Total</b>	<b>11,447</b>	<b>1</b>	<b>8,59</b>	<b>1</b>	<b>8,59</b>	<b>1</b>	<b>17,17</b>	<b>2</b>	<b>98,25</b>	<b>1</b>	<b>98,25</b>	<b>1</b>

(CONTINUAÇÃO)

<b>Correntes</b>	<b>99</b>		<b>100</b>		<b>101</b>		<b>102</b>		<b>103</b>		<b>104</b>	
Temperatura (°C)	30		30		30		30		30		30	
Pressão (kgf/cm <sup>2</sup> )	1,03		1,03		1,03		1,03		1,03		1,03	
°Brix	-		-		-		-		-		-	
Composição	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)	Fração Mássica	Vazão Mássica (t/h)	Fração Mássica
ART	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Água	7,72	0,39	7,72	0,39	15,44	0,39	-	-	23,16	0,96	68,59	0,87
Fibras	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Sais	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Impurezas minerais	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Impurezas vegetais	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SO <sub>2</sub>	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Ar	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Cal	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Bagaço	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Cinzas	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Fuligem	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Gases de Combustão	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Energia	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Etanol	0,31	0,02	0,31	0,02	0,62	0,02	-	-	0,62	0,03	8,66	0,11
CO <sub>2</sub>	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Fermento	11,39	0,58	11,39	0,58	22,78	0,58	22,89	1	-	-	0,06	7,3E-04
Biomassa	0,19	0,01	0,19	0,01	0,38	0,01	-	-	0,38	0,02	9,5E-04	1,2E-05
Glicerol	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,95	1,2E-02
Ácidos/Outros	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,38	4,9E-03
<b>Total</b>	<b>19,61</b>	<b>1</b>	<b>19,61</b>	<b>1</b>	<b>39,22</b>	<b>1</b>	<b>22,89</b>	<b>1</b>	<b>24,16</b>	<b>1</b>	<b>78,65</b>	<b>1</b>

(CONTINUAÇÃO)

<b>Correntes</b>	<b>105</b>		<b>106</b>		<b>106a</b>		<b>107</b>		<b>108</b>		<b>109</b>	
Temperatura (°C)	30		30		60		90		80		80	
Pressão (kgf/cm <sup>2</sup> )	1,03		1,03		1,03		1,03		1,03		1,03	
°Brix	-		-		-		-		-		-	
Composição	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)	Fração Mássica	Vazão Mássica (t/h)	Fração Mássica
ART	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Água	68,59	0,87	137,19	0,87	137,19	0,87	57,910	0,76	14,84	0,15	2,59	0,15
Fibras	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Sais	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Impurezas minerais	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Impurezas vegetais	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SO <sub>2</sub>	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Ar	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Cal	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Bagaço	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Cinzas	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Fuligem	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Gases de Combustão	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Energia	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Etanol	8,66	0,11	17,32	0,11	17,32	0,11	17,790	0,24	84,08	0,85	14,71	0,85
CO <sub>2</sub>	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Fermento	0,06	7,3E-04	0,11	7,3E-04	0,11	7,3E-04	-	-	-	-	-	-
Biomassa	9,5E-04	1,2E-05	0,00	1,2E-05	1,91E-03	1,2E-05	-	-	-	-	-	-
Glicerol	0,95	1,2E-02	1,91	1,2E-02	1,91	1,2E-02	-	-	-	-	-	-
Ácidos/Outros	0,38	4,9E-03	0,76	4,9E-03	0,76	4,9E-03	-	-	-	-	-	-
<b>Total</b>	<b>78,65</b>	<b>1</b>	<b>157,29</b>	<b>1</b>	<b>157,29</b>	<b>1</b>	<b>75,7</b>	<b>1</b>	<b>98,92</b>	<b>1</b>	<b>17,3</b>	<b>1</b>



(CONTINUAÇÃO)

<b>Correntes</b>	<b>109a</b>		<b>110</b>		<b>111</b>		<b>107</b>		<b>108</b>		<b>109</b>	
Temperatura (°C)	29		80		85		90		80		80	
Pressão (kgf/cm²)	1,03		1,03		1,03		1,03		1,03		1,03	
°Brix	-		-		-		-		-		-	
Composição	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)	Fração Mássica	Vazão Mássica (t/h)	Fração Mássica
ART	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Água	2,59	0,15	12,51	0,15	78,59	0,96	57,910	0,76	14,84	0,15	2,59	0,15
Fibras	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Sais	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Impurezas minerais	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Impurezas vegetais	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SO2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Ar	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Cal	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Bagaço	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Cinzas	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Fuligem	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Gases de Combustão	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Energia	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Etanol	14,71	0,85	70,89	0,85	3,11	0,04	17,790	0,24	84,08	0,85	14,71	0,85
CO2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Fermento	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Biomassa	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Glicerol	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Ácidos/Outros	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>Total</b>	<b>17,3</b>	<b>1</b>	<b>83,4</b>	<b>1</b>	<b>81,7</b>	<b>1</b>	<b>75,7</b>	<b>1</b>	<b>98,92</b>	<b>1</b>	<b>17,3</b>	<b>1</b>

(CONTINUAÇÃO)

<b>Correntes</b>	<b>113</b>		<b>114</b>		<b>115</b>		<b>116</b>		<b>117</b>		<b>118</b>	
Temperatura (°C)	105,00		520		320		137		-		320	
Pressão (kgf/cm²)	67		67		21		2,5		-		21	
°Brix	-		-		-		-		-		-	
Composição	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)	Fração Mássica	Vazão Mássica (t/h)	Fração Mássica
ART	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Água	270,00	1,00	270,00	1,00	231,50	1,00	25,00	1,00	-	-	218,000	1,000
Fibras	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Sais	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Impurezas minerais	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Impurezas vegetais	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SO2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Ar	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Cal	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Bagaço	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Cinzas	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Fuligem	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Gases de Combustão	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Energia	-	-	-	-	-	-	-	-	30,47	-	-	-
Etanol	14,71	0,85	70,89	0,85	3,11	0,04	17,790	0,24	84,08	0,85	14,71	0,85
CO2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Fermento	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Biomassa	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Glicerol	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Ácidos/Outros	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>Total</b>	<b>17,3</b>	<b>1</b>	<b>83,4</b>	<b>1</b>	<b>81,7</b>	<b>1</b>	<b>75,7</b>	<b>1</b>	<b>98,92</b>	<b>1</b>	<b>17,3</b>	<b>1</b>

(CONTINUAÇÃO)

<b>Correntes</b>	<b>119</b>		<b>120</b>		<b>121</b>		<b>122</b>		<b>123</b>		<b>124</b>	
Temperatura (°C)	136,84		137		320		52,52		-		-	
Pressão (kgf/cm²)	2,5		2,5		21		0,15		-		-	
°Brix	-		-		-		-		-		-	
Composição	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)	Fração Mássica	Vazão Mássica (t/h)	Fração Mássica
ART	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Água	218,00	1,00	243,00	1,00	13,50	1,00	13,500	1,000	-	-	-	-
Fibras	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Sais	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Impurezas minerais	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Impurezas vegetais	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SO2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Ar	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Cal	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Bagaço	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Cinzas	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Fuligem	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Gases de Combustão	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Energia	-	-	-	-	-	-	-	-	1,77	1	32,24	1
Etanol	14,71	0,85	70,89	0,85	3,11	0,04	17,790	0,24	84,08	0,85	14,71	0,85
CO2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Fermento	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Biomassa	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Glicerol	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Ácidos/Outros	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>Total</b>	218,00	1,00	243,00	1,00	13,50	1,00	13,50	1,00	1,77	1,00	32,24	1,00

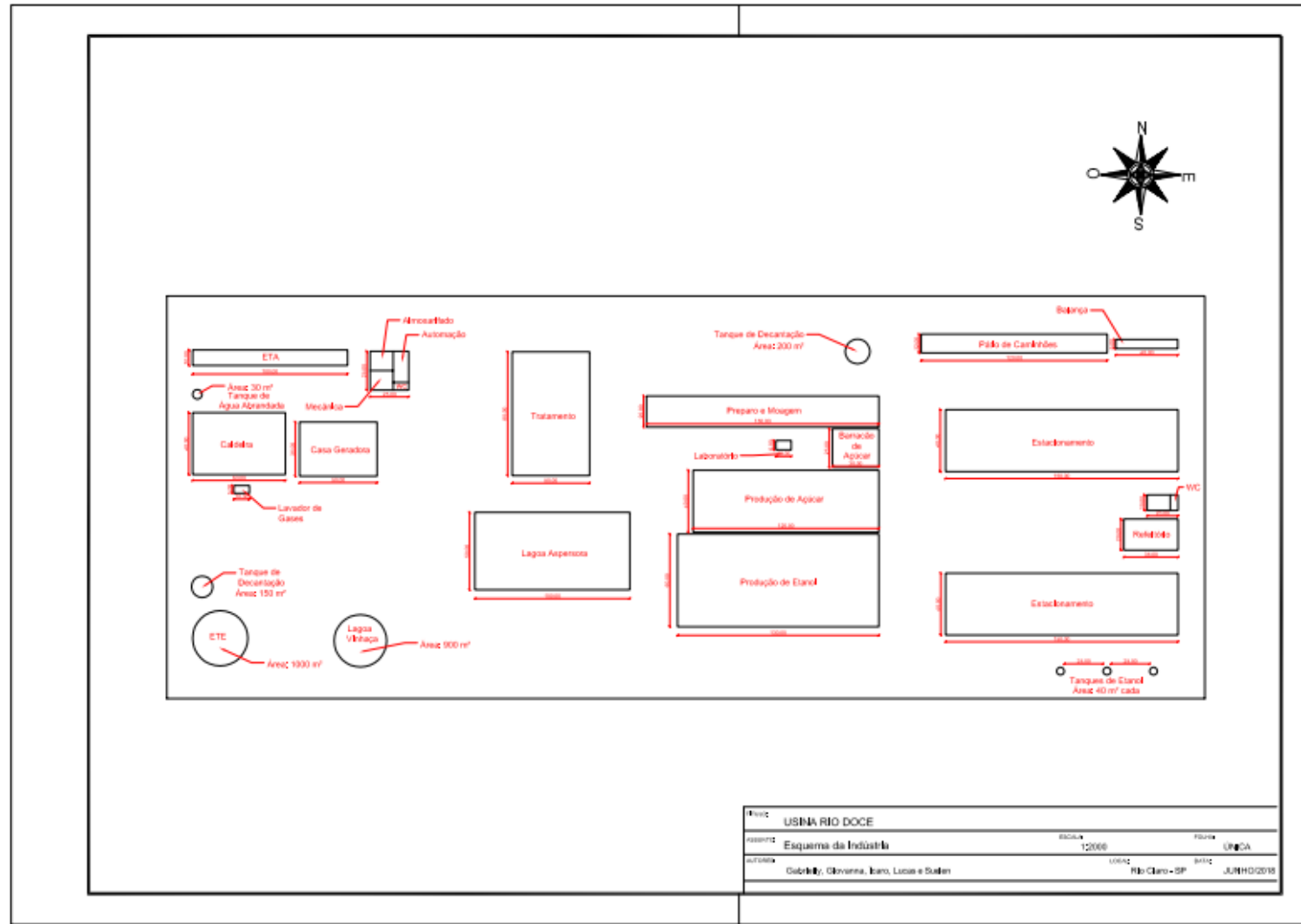
(CONTINUAÇÃO)

<b>Correntes</b>	<b>125</b>		<b>126</b>		<b>127</b>		<b>128</b>		<b>129</b>		<b>130</b>	
Temperatura (°C)	-	-	-	-	52,52	-	-40	-	-40	-	-	-40
Pressão (kgf/cm²)	-	-	-	-	1,03	-	1,03	-	1,03	-	-	1,3
°Brix	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Composição	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)	Fração Mássica	Vazão Mássica (t/h)	Fração Mássica
ART	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Água	-	-	-	-	13,500	1,000	256,510	1,000	270,01	1,00	270,01	1,00
Fibras	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Sais	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Impurezas minerais	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Impurezas vegetais	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SO2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Ar	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Cal	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Bagaço	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Cinzas	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Fuligem	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Gases de Combustão	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Energia	8	1	24,24	1	-	-	-	-	-	-	-	-
Etanol	14,71	0,85	70,89	0,85	3,11	0,04	17,790	0,24	84,08	0,85	14,71	0,85
CO2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Fermento	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Biomassa	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Glicerol	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Ácidos/Outros	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>Total</b>	8,00	1,00	24,24	1,00	13,50	1,00	256,51	1,00	270,01	1,00	270,01	1,00

(CONTINUAÇÃO)

<b>Correntes</b>	<b>131</b>		<b>132</b>		<b>133</b>		<b>134</b>		<b>135</b>		<b>136</b>		<b>137</b>	
Temperatura (°C)	~50		30		~120		30		30		30		30	
Pressão (kgf/cm <sup>2</sup> )	1,3		1,03		-		1,03		1,03		1,03		1,03	
°Brix	-		-		-		-		-		-		-	
Composição	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)	Fração Mássica	Vazão Mássica (t/h)	Fração Mássica	Vazão Mássica (t/h)	Fração Mássica
ART	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Água	-	-	171,550	1,000	-	-	500,00	-	500,00	0,99	500,00	1,00	-	-
Fibras	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Sais	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Impurezas minerais	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Impurezas vegetais	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SO <sub>2</sub>	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Ar	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Cal	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Bagaço	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Cinzas	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	14,88	0,745118
Fulligem	-	-	-	-	5,88	0,013186	-	1,79E-03	5,09	0,010077	-	-	5,09	0,254882
Gases de Combustão	-	-	-	-	440,04	0,99	-	9,98E-01	-	-	-	-	-	-
Energia	8	1	24,24	1	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Etanol	14,71	0,85	70,89	0,85	3,11	0,04	14,71	0,24	84,08	0,85	14,71	0,85	-	-
CO <sub>2</sub>	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Fermento	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Biomassa	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Glicerol	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Ácidos/Outros	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>Total</b>	0,00	0,00	171,55	1,00	445,92	1,00	500,00	1,00	505,09	1,00	500,00	1,00	19,97	1,00

## ANEXO 1 PLANTA BAIXA DA USINA RIO DOCE



## GLOSSÁRIO

**°Brix** - Porcentagem em massa de sólidos solúveis contida em uma solução açucarada.

**Açúcares Redutores (AR)** - Substâncias redutoras de cana-de-açúcar e seus produtos constituídas principalmente por glicose e frutose, calculadas como açúcar invertido.

**Açúcares Redutores Totais (ART)** - Representam todos os açúcares da cana na forma de açúcares redutores ou açúcar invertido.

**Bagacilho** - Bagaço que apresenta tamanho reduzido.

**Bagaço** - Resíduo fibroso resultante da extração de caldo de cana.

**Caldo Caleado** - Caldo após passar pelo tratamento com cal.

**Caldo Clarificado** - Caldo retirado no topo do decantador.

**Caldo Filtrado** - Caldo obtido nos filtros como resultado da filtração do lodo.

**Caldo 'Flasheado'** - Caldo que apresenta ausência de ar, ou seja, após passar pelo balão de Flash.

**Caldo Misto** - Caldo obtido no processo de extração e enviado para a fabricação.

**Caldo Peneirado** - Caldo obtido após peneiramento, que apresenta baixa concentração de bagacilho.

**Caldo Sulfitado** - Caldo misto após passar pela coluna de absorção, onde absorve certa quantidade de anidrido sulfuroso.

**Cana-de-Açúcar** - Vegetal utilizado como matéria-prima para produção de açúcar e álcool.

**Cinzas** - Resíduo mineral remanescente após incineração do combustível.

**Cubas** - Tanques de tratamento do leite de leveduras.

**Dornas** - Reatores batelada nos quais o mosto é submetido ao processo fermentativo.

**Embebição** - Processo no qual a água ou caldo é aplicado ao bagaço no processo de extração, para seu benefício.

**Fibra** - Matéria seca e insolúvel em água que está contida na cana-de-açúcar.

**Floculação** - É o processo onde colóides saem de suspensão na forma de agregados, formando partículas maiores, ditos "flocos".

**Fuligem** - Matéria preta, gordurosa, na forma de diminutas partículas, oriunda da queima de um combustível.

**Grau Baumé (°Be)** - Escala hidrométrica de medida de densidade.

**Grau INPM (INPM°)** - Percentagem de álcool, em massa de solução.

**Graus GL (°GL)** - Percentagem de álcool, em volume de solução.

**Leite de cal** - Mistura de cal virgem com água, resultando na cal hidratada.

**Leite de levedurado** - Suspensão de células altamente concentrada, recuperadas no final da fermentação alcoólica (centrifugação).

**Levedura** - Fungos unicelulares capazes de sintetizar etanol a partir da quebra de glicídios (fermentação alcoólica).

**Lodo** - Fração densa obtida da decantação do caldo flasheado, onde estão contidos os materiais insolúveis sedimentados.

**Magma** - Mistura de açúcar com massa cozida.

**Massa Cozida** - Produto resultante da concentração de xarope nos cozedores.

**Mel** - Solução resultante da centrifugação da massa cozida.

**Mel Final ou melaço** - Mel esgotado do qual não mais se extrai açúcar.

**Pé de cuba** - Agente responsável pela fermentação, na forma de uma suspensão de células de leveduras.

**Pol** - É a porcentagem em massa de sacarose aparente, contida em uma solução açucarada de peso normal, determinada pelo desvio provocado pela solução no plano de vibração da luz polarizada.

**Sacarose** - Principal produto da cana, dissacarídeo da família dos carboidratos, dextrógiro, não redutor, de forma cristalina definida e fórmula geral  $C_{12}H_{22}O_{11}$ .

**Sólidos Insolúveis** - Porcentagem em peso seco de sólidos não dissolvidos contidos em uma solução.

**Sulfitação** - Processo usualmente realizado em uma coluna de absorção que consiste na adição de anidrido sulfuroso ao caldo.

**Torta** - Resíduo obtido da filtração do lodo dos decantadores.

**Vapor vegetal** - Vapor produzido pela evaporação do caldo.

**Vinhaça** - Resíduo aquoso da destilação, que contém todas as substâncias não voláteis e algumas voláteis do vinho.

**Vinho bruto** - Produto de fermentação do mosto.

**Xarope** - Material resultante da evaporação parcial do caldo de cana clarificado.