

UNIVERSIDADE FEDERAL DE SANTA MARIA
CENTRO DE TECNOLOGIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA

Débora Fambre Mezadri
Eduarda Rigotti Fritz
João Pedro Fontenele Uberti
Luan Gorgino Jek

**PROJETO DE INDÚSTRIA AUTOSSUSTENTÁVEL PARA PRODUÇÃO DE
CELULOSE NÃO BRANQUEADA DE FIBRA CURTA A PARTIR DE RESÍDUOS
DO COCO VERDE (*Cocos nucifera* L.)**

Santa Maria, RS

2024

Débora Fambre Mezadri
Eduarda Rigotti Fritz
João Pedro Fontenele Uberti
Luan Gorgino Jek

PROJETO DE INDÚSTRIA AUTOSSUSTENTÁVEL PARA PRODUÇÃO DE
CELULOSE NÃO BRANQUEADA DE FIBRA CURTA A PARTIR DE RESÍDUOS DO
COCO VERDE (*Cocos nucifera* L.)

Trabalho de Conclusão de Curso submetido ao Departamento de Engenharia Química da Universidade Federal de Santa Maria (UFSM, RS) como parte da avaliação da disciplina de Engenharia de Processos III e requisito para obtenção do título de Bacharel em Engenharia Química.

Orientadora: Prof.^a Dr.^a Lisiane de Marsillac Terra

Santa Maria, RS

2024

Débora Fambre Mezdri
Eduarda Rigotti Fritz
João Pedro Fontenele Uberti
Luan Gorgino Jek

PROJETO DE INDÚSTRIA AUTOSSUSTENTÁVEL PARA PRODUÇÃO DE
CELULOSE NÃO BRANQUEADA DE FIBRA CURTA A PARTIR DE RESÍDUOS DO
COCO VERDE (*Cocos nucifera* L.)

Trabalho de Conclusão de Curso submetido ao Departamento de Engenharia Química da Universidade Federal de Santa Maria (UFSM, RS) como parte da avaliação da disciplina de Engenharia de Processos III e requisito para obtenção do título de Bacharel em Engenharia Química.

Aprovado em 22 de julho de 2024:

Lisiane de Marsillac Terra, Dr.^a (UFSM)
(Orientadora)

Gabriela Carvalho Collazzo, Dr.^a (UFSM)
(Professor convidado)

Rodolfo Rodrigues, Dr. (UFSM)
(Professor convidado)

Santa Maria, RS
2024

RESUMO

PROJETO DE INDÚSTRIA AUTOSSUSTENTÁVEL PARA PRODUÇÃO DE CELULOSE NÃO BRANQUEADA DE FIBRA CURTA A PARTIR DE RESÍDUOS DO COCO VERDE (*Cocos nucifera* L.)

AUTORES: Débora Fambre Mezdri, Eduarda Rigotti Fritz, João Pedro Fontenele Uberti e
Luan Gorgino Jek

ORIENTADORA: Lisiane de Marsillac Terra

O presente trabalho tem como objetivo principal projetar e dimensionar uma indústria autossustentável de produção de celulose não branqueada de fibra curta (UBHKP), a partir do reaproveitamento de resíduos da cocoicultura. Nesse sentido, a indústria busca se integrar ao mercado de comercialização de bobinas de UBHKP, visando a aplicação em embalagens resistentes e absorventes, parcela de mercado que se encontra em uma demanda crescente no cenário nacional. A produção voltada ao mercado interno se mostrou vantajosa e competitiva, além de benéfica socioambientalmente, uma vez que os resíduos da casca de coco verde (*Cocos nucifera* L.) serão coletados por meio de parcerias com indústrias geradoras deste resíduo sólido, bem como através de parcerias com empresas de recolhimento da casca de coco em faixas de areia e aterros. Assim, essa proposta está de acordo com a Política Nacional de Resíduos Sólidos (PNRS), que prevê redução e prevenção de geração de resíduos, bem como tem uma grande importância do ponto de vista de saúde pública, já que o descarte incorreto de cascas de coco contribui para a disseminação de doenças, principalmente da dengue. O projeto teve início com a definição do produto, avaliação das rotas tecnológicas e definição do modelo de negócios, seguido do dimensionamento da unidade produtiva, sistema de controle e instrumentação para um equipamento crítico do ciclo de recuperação, além da análise de viabilidade econômica, considerando-se todos os custos e retorno preterido. A localização estratégica da planta, no Polo Industrial de Camaçari, Bahia, contribuiu para o fácil acesso à matéria-prima, com demanda igual a 10.000 kg/h de casca de coco verde para produzir 945 kg/h de UBHKP através do processo Kraft, viabilizando o dimensionamento do ciclo de recuperação, o qual caracteriza a recuperação de reagentes e promove a autossustentabilidade energética da instalação industrial. Ao final do projeto, evidencia-se que a instalação da planta industrial de UBHKP a partir da casca de coco verde se torna viável, com um investimento calculado de R\$ 67.245.870,44, *payback* descontado de 11 anos e um Valor Presente Líquido (VPL) de R\$ 12.617.919,81, ao final de 20 anos.

Palavras-chave: Celulose. Coco-verde. Kraft. Autossustentável.

ABSTRACT

SELF-SUSTAINABLE INDUSTRY PROJECT FOR PRODUCING UNBLEACHED HARDWOOD KRAFT PULP FROM GREEN COCONUT WASTE (*Cocos nucifera* L.)

AUTHORS: Débora Fambre Mezdari, Eduarda Rigotti Fritz, João Pedro Fontenele Uberti e
Luan Gorgino Jek

ADVISOR: Lisiane de Marsillac Terra

The main objective of this work is to design and scale a self-sustainable industry for the production of unbleached hardwood kraft pulp (UBHKP), based on the reuse of coconut waste. In this regard, the industry seeks to integrate into the UBHKP coil sales market, aiming for application in resistant and absorbent packaging, a part of the market that is in growing demand on the national scene. Production aimed at the intern market proved to be advantageous and competitive, in addition to being socio-environmentally beneficial, since waste from green coconut shells (*Cocos nucifera* L.) will be collected from sand strips and landfills, as well as through partnerships with industries that generate from this solid waste. Thus, this proposal is in accordance with the National Solid Waste Policy (PNRS), which provides for the reduction and prevention of waste generation, as well as being of great importance from a public health point of view, as the incorrect disposal of Coconut contributes to the spread of diseases, especially dengue. The project began with the definition of the product, evaluation of the technological routes and definition of the business model, followed by the sizing of the production unit, control system and instrumentation for critical equipment in the recovery cycle, in addition to the analysis of economic viability, considering up all costs and return preempted. The strategic location of the plant, in the Camaçari Industrial Complex, Bahia, contributed to easy access to raw materials, with demand equal to 10,000 kg/h of green coconut shell to produce 945 kg/h of UBHKP through the Kraft process, enabling the sizing of the recovery cycle, which characterizes the recovery of reagents and promotes the energy self-sustainability of the industrial installation. At the end of the project, it is clear that the installation of the UBHKP industrial plant using green coconut shells becomes viable, with a calculated investment of R\$ 67,245,870.44, discounted payback of 11 years and a Net Present Value (VPL) of R\$ 12,617,919.81, at the end of 20 years.

Keywords: Cellulose. Green-coconut. Kraft. Self-sustaining.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 - Estrutura química da celulose.....	22
Figura 2 - Produção de coco verde.....	26
Figura 3 - Composição do coco verde.....	27
Figura 4 - Produção de celulose por produto: 2010 - 2019.....	29
Figura 5 - Variação da produção por tipo de papel no Brasil: 2019 - 2020.....	30
Figura 6 - Canvas modelo de negócio.....	33
Figura 7 - Processo Kraft simplificado.....	40
Figura 8 - Localização do empreendimento.....	45
Figura 9 - Diagrama de blocos do processo.....	46
Figura 10 - Fluxograma PFD.....	49
Figura 11 - Esquema da recepção e processamento da matéria-prima.....	50
Figura 12 - Esquema do tanque de mistura TM-201.....	51
Figura 13 - Esquema do digestor D-201.....	52
Figura 14 - Esquema do tanque de descarga TA-201.....	54
Figura 15 - Esquema do hidrociclone H-201.....	55
Figura 16 - Esquema do difusor F-201.....	56
Figura 17 - Esquema da máquina de papel MP-201.....	57
Figura 18 - Esquema de corte e expedição.....	58
Figura 19 - Esquema dos tanques de mistura TM-301 e TM-302.....	59
Figura 20 - Esquema do evaporador EV-301 e do tanque de descarga TA-301.....	60
Figura 21 - Esquema da caldeira de recuperação CR-301.....	62
Figura 22 - Esquema do tanque de dissolução TM-303.....	63
Figura 23 - Esquema do reator slaker R-301 e caustificadores R-302, R-303 e R-304.....	65
Figura 24 - Esquema do clarificador CL-301.....	66
Figura 25 - Esquema do filtro de lamas F-301.....	68
Figura 26 - Esquema do forno de cal FR-301.....	69
Figura 27 - Diagrama de processo e instrumentação (P&ID) para o forno de cal.....	88
Figura 28 - Fluxo de caixa acumulado e descontado acumulado ao longo de vinte anos.....	111

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 - Características da celulose não branqueada de fibra curta.....	23
Tabela 2 - Cálculo da viabilidade econômica preliminar.....	35
Tabela 3 - Parâmetros importantes para a UBHKP.....	43
Tabela 4 - Temperatura de cada zona de cozimento.....	52
Tabela 5 - Calor e energia de vaporização por efeito do evaporador de múltiplo efeito.....	60
Tabela 6 - Dimensionamento do clarificador.....	66
Tabela 7 - Alocação dos colaboradores.....	74
Tabela 8 - Demandas diárias totais de utilidades.....	75
Tabela 9 - Volume dos reservatórios de água fria.....	80
Tabela 10 - Comparativo da integração e não integração de vapor.....	81
Tabela 11 - Equipamentos necessários para o controle de qualidade.....	82
Tabela 12 - Equipamentos de laboratório.....	82
Tabela 13 - Geração de efluentes estimada por equipamento do processo.....	83
Tabela 14 - Instrumentos utilizados no forno de cal.....	85
Tabela 15 - Custos com construção civil.....	89
Tabela 16 - Custos com estocagem.....	90
Tabela 17 - Custos com armazenamento de água.....	90
Tabela 18 - Custos com equipamentos do processo e seus respectivos custos de instalação...92	
Tabela 19 - Equipamentos necessários para o controle de qualidade.....	94
Tabela 20 - Custos com equipamentos auxiliares.....	94
Tabela 21 - Custos com matérias-primas de toda planta industrial.....	96
Tabela 22 - Custos de deslocamento (CCD) e carga e descarga (CC).....	97
Tabela 23 - Custos de transporte da casca de coco.....	97
Tabela 24 - Custos com utilidades.....	98
Tabela 25 - Custos com estruturas auxiliares.....	100
Tabela 26 - Custos com folha de pagamento.....	101
Tabela 27 - Custos com EPI's.....	102
Tabela 28 - Custos com Serviços.....	102
Tabela 29 - Receitas anuais previstas.....	103
Tabela 30 - Projeção do financiamento do BNDES na modalidade SAC.....	109
Tabela 31 - Cálculo da viabilidade econômica preliminar.....	137
Tabela 32 - Dimensões do pavilhão de estocagem A-101.....	138
Tabela 33 - Dimensões do tanque de armazenamento de cavacos TA-101.....	140
Tabela 34 - Vazões mássicas de startup do TM-201.....	142
Tabela 35 - Vazão mássica dos componentes da corrente 38 entrando no TM-201.....	143
Tabela 36 - Valores de calor das respectivas correntes e trocas de energia nos limites do sistema do TM-201.....	146
Tabela 37 - Dimensões do tanque de mistura TM-201.....	146

Tabela 38 - Dados necessários para o cálculo da potência do tanque misturador TM-201...	147
Tabela 39 - Relações geométricas para o tanque de agitação.....	148
Tabela 40 - Resultados obtidos para o balanço de energia do tanque de mistura TM-201....	148
Tabela 41 - % de lignina presente na madeira e álcali efetivo consumido ao longo do cozimento.....	149
Tabela 42 - Composição das correntes do digestor D-201.....	153
Tabela 43 - Vazões do digestor D-201.....	154
Tabela 44 - Temperaturas de cada seção digestor D-201.....	154
Tabela 45 - Calores específicos e entalpias dos componentes do cozimento.....	155
Tabela 46 - Calor necessário para atingir a temperatura necessária da zona de cozimento...	156
Tabela 47 - Tempo de retenção de cada seção do digestor D-201.....	156
Tabela 48 - Dimensões do tanque de descarga TA-201.....	157
Tabela 49 - Fatores indicados pelo fabricante do depurador H-201.....	158
Tabela 50 - Vazões totais do depurador H-201.....	159
Tabela 51 - Resultados do balanço de energia do depurador H-201.....	160
Tabela 52 - Vazões e concentrações de sólidos dissolvidos de entrada e saída do difusor F-201.....	161
Tabela 53 - Parâmetros de desempenho do difusor F-201.....	163
Tabela 54 - Resultados do balanço de energia do difusor F-201.....	164
Tabela 55 - Porcentagem de remoção de água por seção na máquina de papel MP-201.....	164
Tabela 56 - Porcentagem de remoção de água por seção na máquina de papel 201.....	165
Tabela 57 - Dados de entrada na seção de secagem.....	165
Tabela 58 - Dados do ar de secagem na máquina de papel MP-201.....	166
Tabela 59 - Propriedades termodinâmicas para os balanços da máquina de papel MP-201..	167
Tabela 60 - Valores obtidos para a seção de secagem.....	169
Tabela 61 - Especificações da polpa na seção de enrolamento.....	169
Tabela 62 - Dimensões da máquina de papel MP-201.....	170
Tabela 63 - Valores das correntes de entrada no tanque de mistura TM- 301 e TM-302.....	171
Tabela 64 - Dimensões dos tanques de mistura TM-301 e TM-302.....	172
Tabela 65 - Dados necessários para o cálculo do calor.....	172
Tabela 66 - Dados necessários para o cálculo da potência do tanque misturador.....	173
Tabela 67 - Resultados obtidos para o balanço de energia do tanque agitador.....	173
Tabela 68 - Valores de referência empregados para os cálculos do evaporador EV-301.....	179
Tabela 69 - Resultados dos balanços para o evaporador EV-301.....	181
Tabela 70 - Dimensões dos efeitos do evaporador EV-301.....	184
Tabela 71 - Composição química dos sólidos na corrente de reposição do sulfato.....	185
Tabela 72 - Composição química do licor negro proveniente do processo Kraft.....	186
Tabela 73 - Reações químicas de redução na caldeira de recuperação CR-301.....	186
Tabela 74 - Vazão por componentes na corrente de smelt.....	190
Tabela 75 - Dimensões da caldeira de recuperação CR-301.....	197
Tabela 76 - Valores das correntes de entradas e saídas no tanque de dissolução TM-303.....	198

Tabela 77 - Composição química na corrente de smelt.....	198
Tabela 78 - Composição química na corrente de licor branco.....	198
Tabela 79 - Composição química na corrente de licor verde.....	199
Tabela 80 - Coeficientes e valores de exergia química padrão dos compostos químicos presentes no smelt.....	200
Tabela 81 - Coeficientes e valores de exergia química padrão do carbonato de potássio (K ₂ CO ₃).....	200
Tabela 82 - Entalpia específica dos componentes do smelt.....	201
Tabela 83 - Entropia específica dos componentes do smelt.....	201
Tabela 84 - Coeficientes e valores de exergia química padrão dos compostos químicos do licor branco fraco.....	202
Tabela 85 - Entalpia específica dos componentes do licor branco fraco.....	203
Tabela 86 - Entropia específica dos componentes do licor branco fraco.....	203
Tabela 87 - Coeficientes e valores de exergia química padrão da água.....	204
Tabela 88 - Entalpia específica dos componentes da água.....	205
Tabela 89 - Entropia específica dos componentes da água.....	205
Tabela 90 - Entalpia específica dos componentes do licor verde bruto.....	206
Tabela 91 - Entropia específica dos componentes do licor verde bruto.....	206
Tabela 92 - Entalpia específica dos componentes do vapor de água.....	207
Tabela 93 - Entropia específica dos componentes do vapor de água.....	207
Tabela 94 - Dimensões do tanque de dissolução TM-303.....	208
Tabela 95 - Dados necessários para o cálculo da potência do tanque misturador TM-303...	208
Tabela 96 - Resultados obtidos para o balanço de energia do tanque agitador.....	209
Tabela 97 - Especificações dos reatores na etapa de caustificação.....	212
Tabela 98 - Parâmetros cinéticos para reações de apagamento da cal e caustificação.....	213
Tabela 99 - Concentrações de álcalis para caracterização dos licores, medida em equivalentes de massa de Na ₂ O.....	214
Tabela 100 - Correntes de entrada em operação contínua no reator slaker R-301.....	216
Tabela 101 - Dimensões do reator slaker R-301.....	216
Tabela 102 - Dimensões dos reatores caustificadores R-302, R-303, R-304.....	217
Tabela 103 - Constantes de operação do processo para balanço de energia dos reatores R-301 a R-304.....	218
Tabela 104 - Resultados do balanço de massa do clarificador CL-301.....	221
Tabela 105 - Vazão dos componentes na saída clarificador CL-301.....	222
Tabela 106 - Resultados do balanço de energia clarificador CL-301.....	223
Tabela 107 - Resultados do dimensionamento clarificador CL-301.....	224
Tabela 108 - Resultados do balanço de massa do filtro F-301.....	226
Tabela 109 - Vazão dos componentes na saída do filtro F-301.....	227
Tabela 110 - Resultados dos volumes da filtração no F-301.....	228
Tabela 111 - Resultados do balanço de energia do filtro F-301.....	228
Tabela 112 - Resultados das variáveis utilizadas para a equação da filtração.....	230
Tabela 113 - Resultado da equação do 2° grau.....	230

Tabela 114 - Vazões por componente na entrada do forno de cal FR-301.....	231
Tabela 115 - Temperatura por estágio do forno de cal FR-301.....	232
Tabela 116 - Resultado da reação de de-hidroxilação do hidróxido de cálcio.....	233
Tabela 117 - Resultado da reação de calcinação.....	234
Tabela 118 - Constantes para equações das capacidades caloríficas.....	235
Tabela 119 - Resultados dos calores específicos das substâncias a diferentes temperaturas do FR-301.....	236
Tabela 120 - Massas molares dos componentes no forno de cal F-301.....	236
Tabela 121 - Parâmetros empregados para a perda de calor no forno de cal F-301.....	239
Tabela 122 - Calores obtidos no forno de cal FR-301.....	239
Tabela 123 - Composição da corrente de cal formada.....	240
Tabela 124 - Resultados do balanço de massa do forno de cal FR-201.....	240
Tabela 125 - Especificações do forno de cal FR-301.....	241
Tabela 126 - Parâmetros do trocador de calor E-201.....	243
Tabela 127 - Parâmetros do trocador de calor E-202.....	244
Tabela 128 - Parâmetros do trocador de calor E-203.....	245
Tabela 129 - Parâmetros do trocador de calor E-206.....	246
Tabela 130 - Parâmetros do trocador de calor E-301.....	247
Tabela 131 - Vazão de água quente necessária para limpeza.....	249
Tabela 132 - Parâmetros do trocador de calor E-204.....	250
Tabela 133 - Parâmetros do trocador de calor E-205.....	251
Tabela 134 - Parâmetros do trocador de calor E-302.....	252
Tabela 135 - Dimensionamento das transportadoras sólidas do processo.....	254
Tabela 136 - Diâmetro e perda de carga das tubulações líquidas do processo.....	256
Tabela 137 - Diâmetro, dilatação e perda de carga das tubulações de vapor.....	260
Tabela 138 - Diâmetro e perda de carga das tubulações de condensado.....	263
Tabela 139 - Diâmetro e perda de carga das tubulações de água fria.....	264
Tabela 140 - Diâmetro e perda de carga das tubulações de água quente.....	269
Tabela 141 - Dimensionamento de bombas de processo.....	272
Tabela 142 - Dimensionamento de bombas de água fria.....	273
Tabela 143 - Dimensionamento de bombas de água quente.....	275

LISTA DE QUADROS

Quadro 1 - Planejamento do <i>startup</i> da indústria.....	72
Quadro 2 - Vazões mássicas de estado estacionário (pós-recuperação de reagentes) do TM-201.....	144
Quadro 3 - Constantes de operação do processo ou Condição inicial no <i>slaker</i> R-301.	215

SUMÁRIO

1 INTRODUÇÃO.....	19
1.1 OBJETIVOS.....	19
1.2 JUSTIFICATIVA.....	20
1.3 ESTRUTURA.....	21
2 DESCRIÇÃO DO PRODUTO.....	22
2.1 POLPA DE CELULOSE.....	22
2.1.1 Qualidade e características do produto final.....	23
2.2 MATÉRIA-PRIMA.....	24
2.2.1 Qualidade e características da matéria-prima.....	26
2.3 ANÁLISE DE MERCADO.....	28
2.3.1 Descrição do mercado de polpa de celulose.....	28
2.3.1.1 Aplicações da polpa de celulose não branqueada de fibra curta.....	29
2.3.2 Avaliação dos competidores.....	30
2.3.3 Fornecedores de matéria-prima.....	30
2.3.4 Exigências legais para comercialização.....	32
2.4 MODELO DE NEGÓCIO.....	32
2.5 CÁLCULO DA VIABILIDADE ECONÔMICA PRELIMINAR.....	34
3 DEFINIÇÕES DO PROCESSO.....	36
3.1 ANÁLISE DE TECNOLOGIAS.....	36
3.1.1 Rotas para produção de polpa de celulose.....	36
3.1.1.1 Rota mecânica.....	36
3.1.1.2 Rota Química.....	37
3.1.1.2.1 Processo Kraft.....	37
3.1.1.2.2 Processo soda.....	40
3.1.1.2.3 Processo sulfito ou bissulfito.....	41
3.2 DEFINIÇÃO DO PROCESSO.....	42
3.3 NECESSIDADES DE LABORATÓRIO.....	42
3.4 ANÁLISES DE EXIGÊNCIAS LEGAIS.....	43
3.5 LOCALIZAÇÃO DA PLANTA INDUSTRIAL.....	44
4 PROJETO DO PROCESSO.....	46
4.1 DIAGRAMA DE BLOCOS.....	46
4.2 DESCRIÇÃO DO PROCESSO E SELEÇÃO DE EQUIPAMENTOS.....	48
4.2.1 Área 100.....	50
4.2.1.1 Recepção e processamento da matéria-prima.....	50
4.2.2 Área 200.....	50
4.2.2.1 Tanque de mistura do licor branco.....	50
4.2.2.2 Cozimento.....	51
4.2.2.3 Tanque de descarga.....	53

4.2.2.4 Depurador.....	54
4.2.2.5 Difusor.....	55
4.2.2.6 Máquina de Papel.....	56
4.2.2.7 Corte, estocagem e expedição.....	57
4.2.3 Área 300.....	58
4.2.3.1 Tanque de mistura.....	58
4.2.3.2 Evaporador de múltiplo efeito.....	59
4.2.3.3 Caldeira de recuperação.....	61
4.2.3.4 Tanque de dissolução.....	62
4.2.3.5 Reator Slaker.....	63
4.2.3.6 Caustificador.....	64
4.2.3.7 Clarificador.....	65
4.2.3.8 Filtro de lamas.....	67
4.2.3.9 Forno de cal.....	68
4.3 PLANEJAMENTO DA PRODUÇÃO.....	70
4.3.1 Escala de trabalho.....	74
4.4 UTILIDADES.....	75
4.4.1 Demandas de água quente.....	75
4.4.2 Demandas de água fria.....	76
4.4.3 Demandas de vapor.....	78
4.5 DESCRIÇÃO DOS EQUIPAMENTOS DE UTILIDADES.....	78
4.5.1 Vapor.....	78
4.5.1.1 Trocadores de calor.....	78
4.5.2 Água fria.....	79
4.5.2.1 Trocadores de calor.....	79
4.5.2.2 Sistema de captação de água.....	80
4.5.2.3 Reservatórios.....	80
4.6 INTEGRAÇÃO DE UTILIDADES.....	81
4.7 CONTROLE DE QUALIDADE.....	82
4.8 TRATAMENTO DE EFLUENTES.....	83
4.9 LAYOUT.....	84
5 CONTROLE E INSTRUMENTAÇÃO.....	85
6 ANÁLISE ECONÔMICA.....	89
6.1 CUSTOS COM CONSTRUÇÃO CIVIL.....	89
6.2 CUSTOS COM ESTOCAGEM.....	89
6.3 CUSTOS COM ARMAZENAMENTO DE ÁGUA.....	90
6.4 CUSTOS COM EQUIPAMENTOS.....	90
6.4.1 Custos com equipamentos do processo e instalações de equipamentos de processo.....	90
6.4.2 Custos com equipamentos de controle de qualidade.....	94
6.4.3 Custos com equipamentos auxiliares.....	94
6.4.4 Custos com controle instrumentação.....	96

6.5 CUSTOS COM MATÉRIA-PRIMA.....	96
6.5.1 Custos com aquisição de matéria-prima.....	96
6.5.2 Custos com o transporte da matéria-prima.....	97
6.6 CUSTOS COM UTILIDADES, TUBULAÇÕES E ESTRUTURAS AUXILIARES.....	98
6.6.1 Custos com utilidades.....	98
6.6.2 Custos com tubulações.....	98
6.6.3 Custos com tratamento de efluentes.....	99
6.6.4 Custos com estruturas auxiliares.....	100
6.7 CUSTOS EMPREGATÍCIOS.....	100
6.7.1 Custos trabalhistas.....	100
6.7.2 Custos com ergonomia.....	101
6.8 CUSTOS COM SERVIÇOS.....	102
6.9 CUSTOS COM LICENÇAS E ENCARGOS GERAIS.....	103
6.10 RECEITAS.....	103
7 VIABILIDADE ECONÔMICA.....	105
7.1 INVESTIMENTO TOTAL.....	105
7.1.1 Investimentos fixos.....	106
7.1.2 Capital de giro.....	106
7.1.3 Investimento de startup.....	106
7.2 CUSTOS TOTAIS.....	107
7.3 LUCRO BRUTO.....	107
7.4 DEPRECIÇÃO.....	107
7.5 IMPOSTO DE RENDA.....	108
7.6 INVESTIMENTO ALTERNATIVO.....	108
7.7 COMPENSAÇÃO PELO RISCO.....	108
7.8 LUCRO DO EMPREENDIMENTO.....	109
7.9 FINANCIAMENTO.....	109
7.10 RENTABILIDADE.....	110
8 CONSIDERAÇÕES FINAIS.....	112
8.1 CONCLUSÃO.....	112
8.2 SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS.....	112
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	114
APÊNDICE A - ANÁLISE ECONÔMICA PRELIMINAR PARA O PROCESSO SULFITO.....	137
APÊNDICE B - MEMORIAL DE CÁLCULO DOS BALANÇOS DE MASSA E ENERGIA E DIMENSIONAMENTO DE EQUIPAMENTOS.....	138
APÊNDICE B.1 - BALANÇOS DE MASSA E ENERGIA DA ÁREA 100.....	138
APÊNDICE B.1.1 - DIMENSIONAMENTO DO PAVILHÃO DE ESTOCAGEM A-101.....	138
APÊNDICE B.1.2 - BALANÇOS DE MASSA E ENERGIA DO PICADOR PC-101.....	138
APÊNDICE B.1.3 - BALANÇOS DE MASSA E ENERGIA DO TANQUE DE ARMAZENAMENTO TA-101.....	139

APÊNDICE B.2 - BALANÇOS DE MASSA E ENERGIA DA ÁREA 200.....	141
APÊNDICE B.2.1 - BALANÇOS DE MASSA E ENERGIA DO TANQUE MISTURADOR TM-201.....	141
APÊNDICE B.2.2 - BALANÇOS DE MASSA E ENERGIA DO DIGESTOR D-201.....	149
APÊNDICE B.2.3 - BALANÇO DE MASSA DO TANQUE DE DESCARGA TA-201.....	157
APÊNDICE B.2.4 - BALANÇOS DE MASSA E ENERGIA DO DEPURADOR H-201...	157
APÊNDICE B.2.5 - BALANÇOS DE MASSA E ENERGIA DO DIFUSOR F-201.....	160
APÊNDICE B.2.6 - BALANÇOS DE MASSA E ENERGIA DA MÁQUINA DE PAPEL MP-201.....	164
APÊNDICE B.3 - BALANÇOS DE MASSA E ENERGIA DA ÁREA 300.....	171
APÊNDICE B.3.1 - BALANÇOS DE MASSA E ENERGIA DOS TANQUES DE MISTURA SIGLA TM-301 e TM-302.....	171
APÊNDICE B.3.2 - BALANÇOS DE MASSA E ENERGIA DO EVAPORADOR DE MÚLTIPLO EFEITO EV-301 E TANQUE DE DESCARGA TA-301.....	174
APÊNDICE B.3.3 - BALANÇOS DE MASSA E ENERGIA DA CALDEIRA DE RECUPERAÇÃO CR-301.....	184
APÊNDICE B.3.4 - BALANÇOS DE MASSA E ENERGIA DO TANQUE DE DISSOLUÇÃO TM-303.....	197
APÊNDICE B.3.5 - BALANÇOS DE MASSA E ENERGIA DO REATOR SLAKER R-301 E DOS CAUSTIFICADORES R-302, R-303, R304.....	209
APÊNDICE B.3.6 - BALANÇOS DE MASSA E ENERGIA DO CLARIFICADOR DE LICOR BRANCO CL-301.....	220
APÊNDICE B.3.7 - BALANÇOS DE MASSA E ENERGIA DO FILTRO DE LAMA F-301. 225	
APÊNDICE B.3.8 - BALANÇOS DE MASSA E ENERGIA DO FORNO DE CAL FR-301... 231	
APÊNDICE C - MEMORIAL DE CÁLCULO E DIMENSIONAMENTO DE EQUIPAMENTOS DAS UTILIDADES.....	242
APÊNDICE C.1 - VAPOR.....	242
Apêndice C.1.1 - Digestor D-201 - Zona de Impregnação.....	242
Apêndice C.1.1.1 - Dimensionamento do trocador de calor E-201.....	242
Apêndice C.1.2 - Digestor D-201 - Zona de Aquecimento.....	244
Apêndice C.1.2.1 - Dimensionamento do trocador de calor E-202.....	244
Apêndice C.1.3 - Digestor D-201 - Zona de Cozimento.....	245
Apêndice C.1.3.1 - Dimensionamento do trocador de calor E-203.....	245
Apêndice C.1.4 - Máquina de papel MP-201.....	246
Apêndice C.1.4.1 - Dimensionamento do trocador de calor E-206.....	246
Apêndice C.1.5 - Tanques de mistura TM-301 e TM-302.....	247
Apêndice C.1.5.1 - Dimensionamento do trocador de calor E-301.....	247
APÊNDICE C.2 - ÁGUA QUENTE.....	248
Apêndice C.1.2 - Sistema de lavagem.....	248
APÊNDICE C.3 - ÁGUA FRIA.....	249
Apêndice C.3.1 - Digestor D-201 - Zona de Lavagem.....	249

Apêndice C.3.1.1 - Dimensionamento do trocador de calor E-204.....	249
Apêndice C.3.2 - Digestor D-201 - Zona de Resfriamento.....	250
Apêndice C.3.2.1 - Dimensionamento do trocador de calor E-205.....	250
Apêndice C.3.3 - Evaporador EV-301 - Condensador.....	251
Apêndice C.3.3.1 - Dimensionamento do trocador de calor E-302.....	251
APÊNDICE D - INSTALAÇÕES DE TUBULAÇÕES INDUSTRIAIS.....	253
APÊNDICE D.1 - INSTALAÇÕES DO PROCESSO.....	253
Apêndice D.1.1 - Dimensionamento das tubulações do processo.....	253
Apêndice D.1.2 - Perda de carga das tubulações do processo.....	254
APÊNDICE D.2 - INSTALAÇÕES DE UTILIDADES.....	258
Apêndice D.2.1 - Instalações de vapor.....	258
Apêndice D.2.1.1 - Dimensionamento das tubulações de vapor.....	258
Apêndice D.2.1.2 - Isolamento e dilatação térmica das tubulações de vapor.....	258
Apêndice D.2.1.3 - Perda de carga das tubulações de vapor.....	259
Apêndice D.2.2 - Instalações de condensado.....	262
Apêndice D.2.2.1 - Dimensionamento das tubulações de condensado.....	262
Apêndice D.2.2.2 - Perda de carga das tubulações de condensado.....	262
Apêndice D.2.3 - Instalações de água fria.....	263
Apêndice D.2.3.1 - Dimensionamento das tubulações de água fria.....	263
Apêndice D.2.3.2 - Perda de carga das tubulações de água fria.....	264
Apêndice D.2.4 - Instalações de água quente.....	269
Apêndice D.2.4.1 - Dimensionamento das tubulações de água quente.....	269
Apêndice D.2.4.2 - Isolamento térmico das tubulações de água quente.....	269
Apêndice D.2.4.3 - Perda de carga das tubulações de água quente.....	269
Apêndice D.2.5 - Bombas.....	270
Apêndice D.2.5.1 - Dimensionamento das bombas de processo.....	270
Apêndice D.2.5.2 - Dimensionamento das bombas de água fria.....	273
Apêndice D.2.5.3 - Dimensionamento das bombas de água quente.....	275
APÊNDICE E - LAYOUTS.....	275
APÊNDICE E.1 - LAYOUT DAS TUBULAÇÕES DO PROCESSO.....	276
APÊNDICE E.2 - LAYOUT DAS TUBULAÇÕES DE ÁGUA QUENTE E ÁGUA FRIA.....	277
APÊNDICE E.3 - LAYOUT DAS TUBULAÇÕES DE VAPOR E CONDENSADO.....	278
ANEXO A - EQUIPAMENTOS DO PROCESSO.....	279
ANEXO A.1 - PAVILHÃO DE ESTOCAGEM A-101.....	279
ANEXO A.2 - PICADOR A TAMBOR PC-101 MODELO PTL 100X250.....	279
ANEXO A.3 - TANQUE DE ARMAZENAMENTO TA-101.....	280
ANEXO A.4 - TANQUE DE MISTURA TM-201 6.000L WILL MÁQUINAS.....	281
ANEXO A.5 - DIGESTOR CONTÍNUO VERTICAL D-201.....	282
ANEXO A.6 - TANQUE DE DESCARGA CNBM AÇO INOXIDÁVEL TA-201.....	282
ANEXO A.7 - DEPURADOR FORWARD DE ALTA DENSIDADE DO TIPO HIDROCICLONE H-201.....	283

ANEXO A.8 - DIFUSOR ATMOSFÉRICO F-201.....	284
ANEXO A.9 - MÁQUINA DE PAPEL MP-201.....	286
ANEXO A.10 - MÁQUINA DE CORTE DE BOBINAS AUTOMÁTICA DRA-CB3000 MC-201.....	287
ANEXO A.11 - PAVILHÃO DE ESTOCAGEM A-201.....	288
ANEXO A.12 - TANQUE DE MISTURA TM-301 E TM-302 23.000L WILL MÁQUINAS.. 289	
ANEXO A.13a - EVAPORADOR DE MÚLTIPLO EFEITO EV-301.....	290
ANEXO A.14 - CALDEIRA DE RECUPERAÇÃO AQUATUBULAR CR-301.....	292
ANEXO A.15 - TANQUE MISTURADOR TM-303 WILL MÁQUINAS.....	293
ANEXO A.16 - REATOR SLAKER R-301.....	294
ANEXO A.17 - CAUSTIFICADORES R-302, R-303 E R-304.....	294
ANEXO A.18 - CLARIFICADOR CL-301.....	295
ANEXO A.19 - FILTRO À VÁCUO DE TAMBOR ROTATIVO F-301.....	296
ANEXO A.20 - FORNO ROTATIVO DE CAL FR-301.....	297
ANEXO B - UTILIDADES.....	298
ANEXO B.1 - DEMANDA DE ÁGUA QUENTE POR DIA.....	298
ANEXO B.2 - PANELA INDUSTRIAL.....	299
ANEXO B.3 - MODELO DE CUBA.....	300
ANEXO B.4 - AQUECEDORES DE ÁGUA.....	301
ANEXO B.5 - LAVADORA DE LOUÇA.....	302
ANEXO B.6 - LAVADORA DE ROUPAS.....	303
ANEXO B.7 - NBR 5626.....	304
ANEXO B.8- BEBEDOURO.....	305
ANEXO B.9 - SECADORA.....	306
ANEXO B.10 - CALANDRA.....	307
ANEXO B.11 - BOMBA SUBMERSA PARA O POÇO ARTESIANO.....	308
ANEXO B.12 - TUBULAÇÕES DE AÇO CARBONO.....	309
ANEXO B.13 - TRANSPORTADORA HELICOIDAL.....	310
ANEXO B.14 - ESPAÇAMENTO ENTRE APOIOS GUIAS.....	311
ANEXO B.15 - TUBULAÇÕES DE CONDENSADO.....	311
ANEXO B.16 - ISOLAMENTO TÉRMICO.....	312
ANEXO B.17 - COMPRIMENTOS DE JUNTA DE AÇO CARBONO PARA ABSORVER DILATAÇÃO.....	313
ANEXO B.21 - FATORES DE DARCY EM FUNÇÃO DO DIÂMETRO INTERNO DA TUBULAÇÃO.....	315
ANEXO C - EQUIPAMENTOS DE UTILIDADES.....	316
ANEXO C.1 - TROCADOR DE CALOR THERMO PIPE TP10-4-1250.....	316
ANEXO C.2 - TROCADOR DE CALOR BCTH 508.10.S610.....	317
ANEXO C.3 - TROCADOR DE CALOR THERMO PIPE TP6-2-1750.....	317
ANEXO C.4 - TROCADOR DE CALOR THERMO PIPE TP4-4-300.....	318

ANEXO C.5 - TROCADOR DE CALOR THERMO PIPE TP5-2-1250A.....	318
ANEXO C.6 - TROCADOR DE CALOR THERMO PIPE TP10-2-2000.....	318
ANEXO C.7 - TROCADOR DE CALOR BERMO BCTH 550.10.S770.....	319
ANEXO C.8 - SOPRADOR INDUSTRIAL DE BAIXA PRESSÃO.....	319
ANEXO C.9 - TURBINA A VAPOR PARA MICROGERAÇÃO DE ENERGIA.....	319
ANEXO D - INFORMAÇÕES DA LITERATURA.....	321
ANEXO D.1 - ESQUEMA DO CLARIFICADOR CONTÍNUO E REGIÕES DE SEDIMENTAÇÃO.....	321
ANEXO D.2 - ESQUEMA DO FILTRO DE TAMBOR ROTATIVO.....	322
ANEXO D.3 - ESQUEMA DO TANQUE DE MISTURA E SUAS DIMENSÕES.....	322
ANEXO D.4 - OBTENÇÃO DE TEMPO DE RESIDÊNCIA DO ESPESADO.....	323
ANEXO D.5 - EVOLUÇÃO DAS TEMPERATURAS DO SÓLIDO NO FORNO DE CAL CONSIDERANDO TRANSFERÊNCIA DE CALOR.....	323
ANEXO D.6 - ESQUEMA PARA OBTENÇÃO DAS ENTALPIAS DE CALCINAÇÃO.....	324
ANEXO D.7 - PERFIL DE TEMPERATURA DO FORNO DE CAL COM A REAÇÃO DE CALCINAÇÃO.....	324
ANEXO D.8 - DIAGRAMA DE MOODY.....	324
ANEXO E - EQUIPAMENTOS DE LABORATÓRIO.....	326
ANEXO E.1 - BALANÇA DE PRECISÃO DIGITAL.....	326
ANEXO E.2 - MEDIDOR DE DENSIDADE QUÍMICA ULTRASSÔNICO RHOSONICS.... 327	327
ANEXO E.3 - MEDIDOR DE SÓLIDOS DISSOLVIDOS.....	328
ANEXO E.4 - VISCOSÍMETRO MODELO LV.....	328
ANEXO F - TRATAMENTO DE EFLUENTES.....	329
ANEXO F.1 - ESTAÇÃO DE TRATAMENTO DE EFLUENTES COMPACTA.....	329
ANEXO F.2 - TABELA TARIFÁRIA DO TRATAMENTO DE EFLUENTES.....	330
ANEXO G - EQUIPAMENTOS SECUNDÁRIOS.....	331
ANEXO G.1 - ESTEIRA TRANSPORTADORA DE CASCAS DE COCO.....	331
ANEXO G.2 - TRATOR.....	332
ANEXO G.3 - GUINDASTE DE CARREGAMENTO MECÂNICO DE 3 PONTOS.....	333

1 INTRODUÇÃO

A celulose é o biopolímero mais abundante no Planeta Terra, estando presente na estrutura das células vegetais, como fungos, algas, plantas e demais biomassas lignocelulósicas (KLEMM *et al.*, 2005; BRAGATO, 2021). A polpa de celulose de fibra curta é obtida a partir do processamento de matérias vegetais de fibra curta, como o eucalipto (FOELKEL, 2009). Entretanto, sua produção pode ser realizada a partir de resíduos agroindustriais e biomassa residual, como a casca de coco verde (*Cocos nucifera* L.).

Embora a reutilização de resíduos agroindustriais para obtenção de polpa de celulose seja um caminho sustentável para o gerenciamento de resíduos sólidos, existem etapas na preparação da celulose que causam significativos impactos ambientais, como o branqueamento e a destinação dos resíduos do processo. A etapa de branqueamento apresenta cloro nas substâncias orgânicas utilizadas, podendo contribuir para a formação de compostos organoclorados (LIU *et al.*, 2019; PEGO *et al.*, 2019). Ainda, o presente projeto tem como enfoque a produção mínima de resíduos, de modo que o dimensionamento do ciclo de recuperação da planta é responsável pela sua sustentabilidade e economia monetária.

No cenário brasileiro, a comercialização de celulose não branqueada de fibra curta (UBHKP) representa uma parcela considerável da produção, uma vez que ela é utilizada na produção de produtos como embalagens resistentes, papéis cartão, papéis absorventes e papéis destinados à higiene pessoal. Além disso, esta destinação teve crescimento de 2,4% nos anos de 2019 a 2020 (IBÁ, 2021).

Atualmente a produção de celulose e derivados lignocelulósicos no cenário brasileiro é realizada em áreas de plantio de madeira de reflorestamento. Neste contexto, o presente trabalho surge como uma alternativa para a produção de polpa de celulose não branqueada de fibra curta a partir de resíduos agroindustriais, empregando-se resíduos da cocoicultura como uma alternativa sustentável e viável economicamente. Assim, dimensionou-se a planta industrial para a produção de 7.779.240,00 kg ao ano de celulose não branqueada de fibra curta, destinados ao mercado nacional.

1.1 OBJETIVOS

O presente trabalho visa avaliar a implementação de uma indústria de produção de celulose não branqueada de fibra curta a partir de resíduos da cocoicultura. Assim, com este propósito, configuram-se objetivos específicos:

- Realizar a análise de mercado, determinando-se o público-alvo do produto, bem como fornecedores de matérias-primas e competidores;
- Realizar a análise de localidades, determinando o local adequado para a instalação do empreendimento;
- Realizar a revisão e análise das rotas produtivas, elencando vantagens e desvantagens para determinar o método a ser adotado no processo produtivo;
- Realizar a projeção da capacidade produtiva da indústria, escalas de trabalho e planejamento de produção anual;
- Realizar o projeto do processo, com os cálculos relativos aos balanços de massa e energia, dimensionamento e seleção de equipamentos e às utilidades necessárias à unidade industrial;
- Realizar a análise de viabilidade econômica do empreendimento.

1.2 JUSTIFICATIVA

A partir dos objetivos propostos, tendo como base a escala produtiva proposta e demanda brasileira de consumo de celulose não branqueada de fibra curta (UBHKP), este projeto tem como justificativa os seguintes itens:

- Impacto ambiental: o descarte das cascas de coco verde é realizado em lixões, faixas de areia de praias e em aterros sanitários. Segundo o Instituto Brasileiro do Meio Ambiente (IBAMA, 2022), a Lei Federal nº12.305/10, que institui a Política Nacional de Resíduos Sólidos (PNRS), prevê redução e prevenção de geração de resíduos, regendo uma economia sustentável, visando o reaproveitamento de resíduos sólidos para produção de um produto final de valor agregado.
- Saúde pública: o descarte incorreto de cascas de coco contribui para a disseminação de doenças, principalmente da dengue, pois o acúmulo de água possibilita ao mosquito *Aedes aegypti* sua propagação (ROSA *et al.*, 2002).
- Produção brasileira para os brasileiros: o Brasil é um expoente na produção de celulose, ocupando o oitavo lugar entre os maiores produtores mundiais (FAO, 2021). A produção destinada ao mercado interno é igual a 80% do todo, sendo possível

abarcando uma parcela da demanda interna, com enfoque no mercado de papéis com maior resistência, visando o desenvolvimento socioeconômico e sustentável da região Nordeste.

1.3 ESTRUTURA

O trabalho é dividido em 8 seções, onde a primeira apresenta os elementos introdutórios. Na seção 2 (Descrição do Produto), são apresentados o produto final e a matéria-prima, suas características e aspectos legais. Além da análise de mercado detalhada, avaliação de competidores e de fornecedores de matéria-prima e análise econômica preliminar detalhada. Na seção 3 (Definições do Processo), são apresentadas as definições do processo, como as rotas tecnológicas de produção de celulose de fibra curta, localização da planta industrial e análise de exigências legais para comercialização.

Na seção 4 (Projeto do Processo), são apresentados o projeto do processo, seus equipamentos e resultados obtidos, o planejamento da produção e explicação detalhada das utilidades, bem como a sua integração visando melhoria energética da planta. Na seção 5 (Controle e Instrumentação), são apresentados o controle e a instrumentação do equipamento crítico para o processo, o forno de cal. Na seção 6 (Análise Econômica), são apresentados os custos de implementação da unidade industrial, enquanto que na seção 7 (Viabilidade Econômica) é apresentada a análise de viabilidade econômica do empreendimento. Na seção 8 (Considerações Finais), são realizadas as conclusões e sugestões para trabalhos futuros.

Nos apêndices B a E estão dispostos os cálculos realizados para a implementação do projeto. Nos anexos A a G estão os equipamentos selecionados, equipamentos de utilidades e informações da literatura.

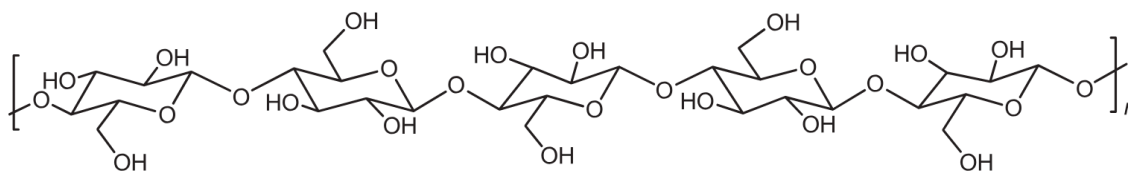
2 DESCRIÇÃO DO PRODUTO

Nesta seção, serão apresentadas a descrição do produto e da matéria-prima. Além disso, será abordada a análise de mercado do produto, avaliando-se a parcela a ser inserida e os fornecedores de matéria-prima. Também será abordado o modelo de negócios do empreendimento e o cálculo de viabilidade econômica preliminar.

2.1 POLPA DE CELULOSE

A celulose é um componente base presente na estrutura da parede celular das biomassas lignocelulósicas, como de plantas, fungos, algas e bactérias e seres vivos, além de ser o polímero natural mais abundante, biodegradável e renovável da terra. Este polímero é formado por unidades do monômero β -D-glicopiranosose ($C_6H_{10}O_5$) e em sua estrutura estão presentes grupos hidroxila (OH), que possibilitam à celulose a formação de ligações de hidrogênio, responsáveis por promover um arranjo cristalino altamente regular de suas cadeias e propriedades como a hidrofilicidade, degradabilidade e ampla variabilidade química iniciada pela alta reatividade dos grupos OH. (KLEMM *et al.*, 2005; BRAGATO, 2021). A representação da estrutura química da celulose está presente na Figura 1.

Figura 1 - Estrutura química da celulose.



Fonte: Santos *et al.*, 2012.

Aplicada em inúmeros materiais e compósitos, a celulose em polpa pode ser caracterizada em diferentes tipos, a depender da origem de sua matéria-prima e dos processos pela qual é submetida durante seu processamento. Entre os tipos de celulose destacam-se a celulose não branqueada de fibra curta, do termo em inglês *unbleached hardwood kraft pulp* (UBHKP), celulose branqueada de fibra curta (BHKP), celulose de fibra longa não

branqueada (UBSKP), celulose branqueada de fibra longa (BSKP) e a celulose *fluff* (LIU *et al.*, 2019; PEGO *et al.*, 2019).

A polpa é obtida da madeira de árvores coníferas e folhosas, como o pínus e o eucalipto, e, em menor proporção, de plantas herbáceas com grande quantidade de celulose no talo, como a cana-de-açúcar. Conforme o tipo de matéria-prima, obtém-se a celulose de fibra curta (comprimento entre 0,5 mm e 1,5 mm) ou de fibra longa (comprimento entre 3,0 mm e 6,0 mm), tornando o produto resultante mais absorvente ou mais resistente, respectivamente (BRASIL, 2010).

Embora a principal matéria-prima empregada para a produção de papel e celulose seja a madeira, a crescente demanda por esses produtos leva a escassez desse tipo de matéria-prima. Assim, faz-se necessário o estudo acerca da obtenção de celulose a partir de diferentes fontes, visando a substituição da madeira por não-madeiras, como biomassa residual. Sendo assim, este projeto visa a produção de celulose não branqueada de fibra curta a partir da casca de coco verde.

2.1.1 Qualidade e características do produto final

A celulose não branqueada de fibra curta é definida como a polpa de celulose obtida a partir de matérias-primas de fibra curta, que não passou por etapa de branqueamento durante o processo produtivo (FOELKEL, 2009). É caracterizada pela sua coloração marrom, bem como pelos parâmetros descritos na Tabela 1.

Tabela 1 - Características da celulose não branqueada de fibra curta.

Parâmetro	Valor	Unidade
¹ Alvura	31,2	% ISO
² Gramatura	240	g/m ²
¹ Número Kappa	18,1	-
¹ Teor de álcali residual	8,0	%
¹ Teor de extrativos totais	3,3	%
¹ Teor de rejeitos	0,0	%
³ Umidade	0,10	kg água/kg polpa seca

O número kappa é um importante índice de medida da qualidade da polpa, sendo utilizado para calcular a lignina residual em polpas de celulose. Em termos formais, representa o número de equivalentes de oxidação consumidos durante a reação da polpa com uma solução de permanganato de potássio (KMnO_4), realizada em condições ácidas estritamente definidas (TAPPI T-236, 2000). Em algumas fábricas, geralmente se objetiva adaptar o objetivo do número kappa às características da polpa desejadas pelo cliente. Comumente, produtos que exigem propriedades de polpa consideradas de maior resistência estão associados a números kappa mais elevados. Em contrapartida, o menor número kappa está associado a maior maciez, energia de refino e capilaridade (SEGURA *et al.*, 2016). Para a UBHKP o valor do Kappa igual a 18,1 reflete a porcentagem de 2% de lignina residual.

A alvura se refere à capacidade de um material branco de refletir a radiação nos comprimentos de onda próximos a 457 nm (região do azul) e o seu método de medição deve estar de acordo com a ISO 2469 ou com a ISO 2470 (MANFREDI *et al.*, 2013). Extrativos são compostos que podem ser removidos do material lignocelulósico, por não serem constituídos de celulose e por não fazerem parte da parede celular. São extraídos com água ou solventes orgânicos neutros, e o teor de extrativos restante pode variar de acordo com o produto final a ser obtido, no entanto, deve-se mantê-lo baixo (COSTA, COLODETTE, FOELKEL, 1998). Enquanto que álcali se refere aos compostos que formam o licor branco de cozimento: hidróxido de sódio (NaOH) e sulfeto de sódio (Na_2S) (FOELKEL, 1998).

Além disso, sua comercialização pode ocorrer em formato de folhas, bobinas, fardos ou polpa líquida em suspensão (ANDRITZ, 2024; SHEVENCKO *et al.*, 2023). Neste projeto, sua comercialização ocorrerá em bobinas, devido à maior facilidade de transporte e possibilidade de aplicação em diferentes setores, possibilitando diferentes tamanhos de bobinas com base na especificação do comprador (SILVA, 2019).

2.2 MATÉRIA-PRIMA

No Brasil, a madeira utilizada como matéria-prima para a produção de polpa de celulose provém, principalmente, de várias espécies dos gêneros *Eucalyptus* spp. e *Pinus* spp. (KLOCK, ANDRADE, HERNANDEZ, 2013), sendo que a produção de celulose e papel

representa 36% da área das árvores plantadas, conhecida como madeira de reflorestamento e conta com 9 milhões de hectares de árvores plantadas (IBÁ, 2023).

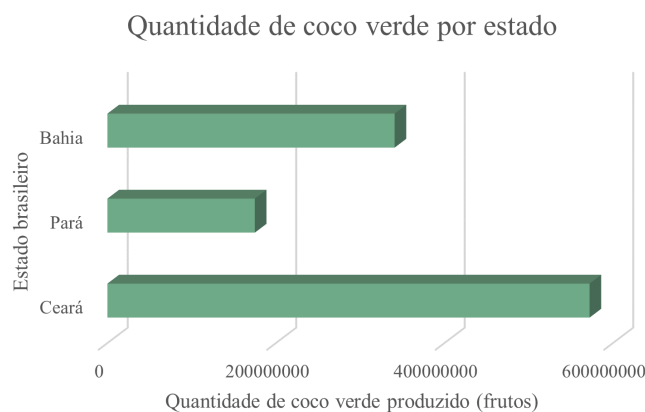
Existem diversas matérias-primas para extração de celulose. Com o avanço da tecnologia e dos interesses na sustentabilidade, há grande procura por matérias-primas oriundas de resíduos agroindustriais. Nesse sentido, o coco verde torna-se um resíduo interessante para o reaproveitamento industrial uma vez que, sendo um material de pós-consumo versátil, é possível reaproveitá-lo em diversos ciclos produtivos, como na produção de couro, artesanato, na aplicação em combustível para caldeiras, na produção de xaxim e fabricação de vasos e ornamentos com flores, em mantas e telas biodegradáveis para proteção do solo contra erosões, como complementação alimentar animal, como isolante térmico e acústico, na utilização em biotecnologia, na agricultura e na indústria automobilística (SENHORAS, 2004).

A Ducoco, uma das maiores exportadoras de água de coco do Brasil, busca aproveitar ao máximo toda a matéria do coco. Por conta disso, o endocarpo (casca dura) é usado como combustível em caldeiras de produção. Além disso, a partir da película que se encontra entre o endocarpo e a polpa é produzido o óleo de coco e ração animal. Por último, as fibras de coco, conhecidas como mesocarpo, representam uma valiosa fonte de nutrientes para enriquecer o solo nas fazendas. O mesmo faz a EdenCoco, que direciona o mesocarpo para empresas parceiras como opção de fertilizantes (DUCOCO, EDENCOCO, 2023).

Nesse viés, as empresas Aquacoco, Natucoco, Fibraztech e Adel Coco também realizam iniciativas para a utilização do coco e de seus resíduos, buscando uma economia de energia baseada na queima de briquetes e o reaproveitamento dos pós como fertilizantes, além de optarem pelo uso de embalagens biodegradáveis ou recicláveis (AQUACOCO, NATUCOCO, ADELCOCO, FIBRAZTECH, 2023).

No Brasil, a produção de coco verde está centralizada nas regiões Norte e Nordeste, onde o Ceará é o líder na cocoicultura, seguido de Pará e Bahia (EMBRAPA, 2022), conforme a Figura 2.

Figura 2 - Produção de coco verde.



Fonte: Adaptado de IBGE, 2022.

Segundo o Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística (IBGE), em 2022, a produção anual brasileira de cocos foi de 1.829.612.000 frutos. Somente o estado da Bahia foi responsável por cerca de 18,6% desta produção enquanto que o Ceará produziu 32%. A alta produtividade desses estados se deve a diversos fatores, tais como o clima favorável, a terra propícia e, sobretudo, a alta demanda pelo fruto devido ao fator turístico dos locais.

Desse modo, a alta produção do coco verde na região nordeste torna-se, também, uma alta taxa de produção de resíduos sólidos nas praias e cidades litorâneas. Segundo a Embrapa, as cascas de coco verde representam três quartos de lixo das praias do nordeste. Em Fortaleza, por exemplo, são produzidas cerca de 150 toneladas de resíduo de coco verde por dia (OLIVEIRA, 2010). Assim, evidencia-se a problemática do gerenciamento desse resíduo uma vez que este, na maioria das vezes, é disposto em aterros sanitários ou em lixões a céu aberto, provocando emissão de gás metano (CH_4) (PASSOS, 2005), atraindo insetos e animais vetores de doenças e ocupando grandes volumes cúbicos nesses locais.

Nesse sentido, um estudo detalhado das localidades para implementação da indústria de produção de celulose foi necessário a fim de viabilizar o fácil acesso da matéria-prima aos grandes centros urbanos industriais. Esse estudo será apresentado na seção 3.8.

2.2.1 Qualidade e características da matéria-prima

O coco verde é o fruto do coqueiro (*Cocos nucifera* L.), é constituído por epicarpo, mesocarpo, endocarpo e endosperma, conforme apresentado na Figura 3. No mesocarpo estão

presentes as fibras curtas, fonte de obtenção de celulose, e o pó, empregado como substrato agrícola (CARRIJO, LIZ, MAKISHIMA, 2002).

Figura 3 - Composição do coco verde.



Fonte: Adaptado de Santana, Silva, Mulder, 2020.

A casca de coco representa cerca de 80% do peso do fruto (NUNES *et al*, 2017). Sua composição é majoritária de fibras, sendo 70% do total. Segundo estudos realizados por Pereira (2012), a casca de coco possui 47% de celulose, 28% de hemicelulose e 16,2% de lignina. A quantidade de resíduo produzido por unidade de casca de coco verde é de aproximadamente 1,5 kg. Deste modo, cada coco possui 0,705 kg de celulose à disposição. Já o teor de holocelulose (celulose + hemicelulose) disponível totaliza 75%, o que é de interesse para a indústria de papel e celulose, visto que a polpa marrom obtida contém ambos os componentes (SILVEIRA, 2008).

Além disso, outro aspecto importante da casca de coco verde é o teor de extrativos totais. Segundo estudos realizados por Gonzalez e Cardoso (2016), esse valor pode ser calculado com uma relação entre holocelulose, lignina e teor de extrativos. Deste modo, para os valores de holocelulose e lignina obtidos para a casca de coco verde, o valor de extrativos correspondente é igual a 8,8%.

De modo geral, as fibras da casca do coco são curtas e apresentam dimensões ligeiramente inferiores das fibras de madeiras de eucalipto e de outros materiais não madeireiros utilizadas na indústria de celulose e papel (FERREIRA, 2017). Sendo, portanto, adequada para a utilização na produção de celulose. Ainda, a EMBRAPA informa que a relação entre carbono e nitrogênio (C/N) é elevada, sendo o motivo do alto período de decomposição deste material. Para a casca de coco verde, a relação C/N é de 94,3. Isso acarreta em tempo de decomposição que inicia em 8 anos e pode durar até 12 anos.

É de suma importância também citar que, conforme destacado por Rosa *et al.* (2002), a disseminação de doenças como a dengue pode ocorrer tanto quando o coco é descartado fechado com apenas uma perfuração (destinada à retirada da água), quanto quando é

descartado aberto em duas bandas, após a remoção da polpa. Em ambos os casos, há o potencial acúmulo de água da chuva, transformando-se em potenciais criadouros de mosquitos, como o *Aedes aegypti*. Portanto, há uma urgência em conduzir pesquisas e estudos para prevenir o acúmulo desses resíduos, enquanto se busca agregar valor a eles.

2.3 ANÁLISE DE MERCADO

A indústria mundial de celulose caracteriza-se por ser altamente globalizada e por ter importante barreira à entrada, dado que o valor do investimento é alto, a maturação dos investimentos é de longo prazo e a competitividade florestal e o acesso a terras são assimétricos. O componente tecnológico, por sua vez, não é restrito, a não ser pelo alto volume de recursos financeiros necessários à aquisição das máquinas e equipamentos de uma fábrica, inexistindo impedimento à utilização de tecnologias de ponta por um novo entrante (BRASIL, 2010).

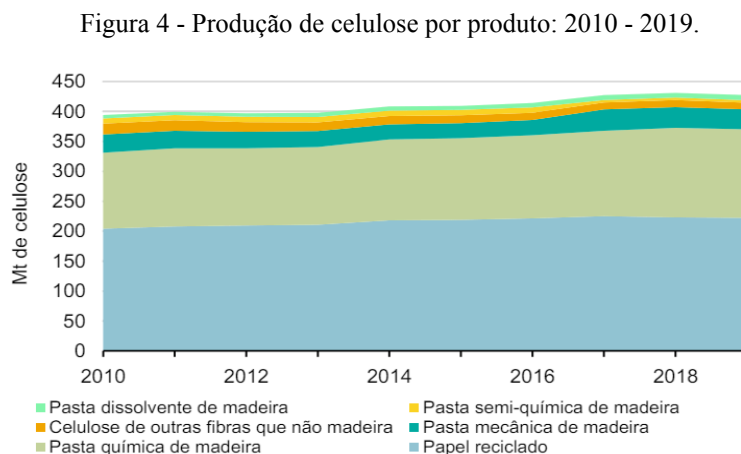
A celulose é empregada em diversos âmbitos industriais, como no segmento de papel, papelão e bioplásticos (BRASIL, 2010). Segundo a *Food and Agriculture Organization* (FAO), no panorama mundial de mercado, a produção anual de papelão e papel aumentou em 6% desde 2010 (FAO, 2021). Isso é explicado pelo aumento do padrão de vida, com consequente crescente na demanda por papel de uso doméstico e sanitário, um aumento de 27% desde 2010 (IEA, 2017). Além disso, o transporte de bens de consumo elevou a demanda por embalagens, resultando em um aumento de 23% nas necessidades de material de empacotamento. A demanda por papéis de imprimir e escrever apresentou uma redução de 16%, tendência observada na era digital (IEA, 2017).

2.3.1 Descrição do mercado de polpa de celulose

Estatísticas da Indústria Brasileira de Árvores (IBÁ) demonstraram que, no ano de 2022, o Brasil produziu 25 milhões de toneladas de celulose, ocupando o 2º lugar no *ranking* mundial dos países produtores de celulose. Em contrapartida, a indústria brasileira de celulose é líder de exportação desse material, atingindo um valor de 19,1 milhões de toneladas exportadas (IBÁ, 2023).

Segundo o panorama de mercado da celulose, publicado pelo Banco Nacional de Desenvolvimento Econômico e Social (BNDES) em 2008, a celulose de sulfato ou celulose

kraft, obtida por processo químico alcalino e de bom rendimento, representava cerca de 70% da fabricação mundial de pastas em volume (BRASIL, 2010). A Figura 4 apresenta a produção de celulose por produto.



Fonte: IBÁ, 2021.

Deste modo, verifica-se a existência de mercado para a celulose produzida de fibra não-madeira e define-se o mercado de celulose como emergente, com o objetivo de suprir as demandas relativas a embalagens e papéis formados com celulose de fibra curta não branqueada, como será abordado nas seções 2.3.1.1 e 2.3.1.1.1.

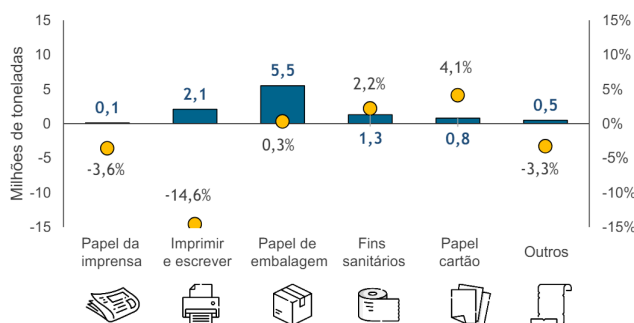
2.3.1.1 Aplicações da polpa de celulose não branqueada de fibra curta

Segundo Liu *et al.* (2019) e Pego *et al.* (2019), a polpa de celulose de fibra curta é ideal para aplicações em papéis de impressão, especiais, de embrulho, para escrever e sanitários, devido à sua maciez e absorção. A empresa brasileira Klabin produz celulose *fluff*, a partir de um mix de fibras curta e longa, destinada à produção de absorventes, fraldas, protetor diário e lenço umedecido (KLABIN, 2024). Segundo Lingqvist e Berg (2019), a demanda por polpa de celulose é positiva, visto que o setor de embalagens está crescendo no contexto mundial, juntamente com lenços de papel e celulose destinada a produtos de higiene.

A produção de papel possui notoriedade no cenário brasileiro. No ano de 2021, o Brasil ocupou o 8º lugar entre os maiores produtores de papel do mundo (FAO, 2021). Segundo relatórios da IBÁ (2021), 80% da produção é destinada ao mercado interno

brasileiro. Entretanto, no ano de 2020, a produção de papel no Brasil caiu em 2,8%, totalizando 10,2 milhões de toneladas. Essa queda não foi linear, afetando diferentemente os tipos de papéis, vide Figura 5, onde visualiza-se o aumento na produção de papel de embalagem para fins sanitários e papel cartão, bem como a diminuição de papéis de imprensa e de imprimir e escrever.

Figura 5 - Variação da produção por tipo de papel no Brasil: 2019 - 2020.



Fonte: IBÁ, 2021.

2.3.2 Avaliação dos competidores

No ano de 2020, o Brasil foi o segundo maior produtor de celulose no cenário mundial, produzindo 11,3% da totalidade (IBÁ, 2021; FAO, 2021). Diversas empresas atuam na produção de celulose marrom Kraft, obtida a partir de madeira de reflorestamento, visto que o país se tornou um expoente deste mercado, contando com incentivos fiscais governamentais e de iniciativa privada (VIDAL, 2013). Dentre elas, destacam-se as empresas Bracell, Klabin, Suzano, CMPC, Eldorado, Arauco, LD Celulose, entre outras (KERR, 2013).

No cenário mundial, não há uma empresa líder de mercado responsável por grande parcela das vendas de celulose de fibra curta, de modo que as produtoras possuem fatias estreitas de mercado (KERR, 2013). Ainda assim, empresas brasileiras possuem números expressivos de produção, com tendência de crescimento na parcela global (SILVA, BUENO, NEVES, 2014).

2.3.3 Fornecedores de matéria-prima

Os maiores fornecedores da casca de coco verde são as empresas que utilizam o coco verde para a produção de água de coco, leite de coco, óleo de coco, coco ralado, e outros

produtos derivados desse insumo e que possuem a casca do coco verde como resíduo. Dessa forma, as empresas que se destacam na produção de produtos derivados do coco verde no Brasil são as empresas previamente citadas do item 2.2, sendo elas a Ducoco, a Fibraztech, Aquacoco, Natucoco e Adel Coco, e, embora já possuam destino para o resíduo, a proposta deste projeto agrega valor em relação a destinação da casca de coco verde para produção de celulose não branqueada de fibra curta.

Desse modo, a fábrica da empresa Fibraztech localizada no complexo industrial Frysk, no município do Conde, Litoral Norte da Bahia, torna-se um interessante fornecedor de matéria-prima, uma vez que em 2018 a fábrica processou cerca de 90 milhões de cocos (DE MINAS, 2018).

Além disso, também há possibilidade de fornecimento de matéria-prima a partir de parcerias com empresas de recolhimento de resíduos municipais, aterros sanitários e estabelecimentos que comercializam o coco verde *in natura*. Nesse sentido, trabalhos são encontrados na literatura exemplificando esse tipo de parceria para o beneficiamento da casca do coco verde. Em Vitória, Espírito Santo, Silva e Nascimento (2015) analisaram o beneficiamento da casca de coco verde por uma empresa incubada localizada dentro do aterro sanitário da cidade e estimaram um valor de 70 toneladas por mês de casca de coco recolhidas pela prefeitura de Vitória, a qual destina parte desse volume à empresa incubada. Silva (2019) estudou o aproveitamento da casca do coco verde para produção de biocombustíveis sustentáveis e verificou que na região de João Pessoa, Paraíba, a Autarquia Especial Municipal de Limpeza Urbana (EMLUR), órgão responsável pelo serviço de coleta e limpeza do município, recolheu 957.773 unidades de casca de coco verde em 2007.

César, Silveira e Cunha (2009) avaliaram a viabilidade de instalação de uma unidade de produção de briquetes em Salvador, Bahia. Os autores analisaram que na orla do trecho de Porto da Barra a Ondina a quantidade diária de cascas de coco verde geradas na alta estação (meses de outubro a março) foi em média 2.798 unidades e na baixa estação (meses de abril a setembro) foi de 1.375 unidades. O recolhimento dessas cascas se dá através da Empresa de Limpeza Urbana do Salvador, Limpurb, e o custo desse serviço é de um valor médio mensal de R\$15.581,40 para a coleta das cascas de coco verde geradas na alta estação. Na baixa estação, este custo sofre redução, alcançando o valor de R\$7.655,40 (LIMPURB, 2007).

Em relação ao fornecimento por parcerias com empresas de recolhimento de resíduos urbanos na região litorânea da Bahia, estipula-se um preço de aquisição de matéria-prima a partir do custo do serviço de coleta dos resíduos pela Limpurb. Assim, considerando-se uma

média de 63.000 cocos recolhidos por mês na região de estudo previamente citada, o custo de aquisição da matéria-prima é de R\$0,18/casca de coco, totalizando um valor médio mensal de R\$11.618,40.

Assim, considerando a recorrente destinação da casca do coco verde pelas indústrias para geração de energia, estima-se o preço de aquisição deste resíduo a partir do seu impacto na tarifa de energia elétrica. Segundo a Agência Nacional de Energia Elétrica (Aneel), em 2021 a tarifa de energia elétrica para a indústria no estado da Bahia ficou em média R\$669,00/MWh. Além disso, segundo Aguirre e Filho (2017), cada casca de coco é capaz de gerar 0,305 kWh. Assim, realizando as conversões necessárias, estima-se que cada casca de coco verde pode reduzir em R\$0,204/MWh o valor da tarifa de energia elétrica em uma indústria. Deste modo, estipulando-se uma porcentagem de 10% acima deste valor de economia pela geração de energia elétrica através da queima da casca de coco verde, estima-se que o preço da matéria-prima será de R\$0,22/casca de coco verde, sendo mais atrativo sua venda.

2.3.4 Exigências legais para comercialização

Para que a celulose de mercado possa ser comercializada é necessário que o produto atenda às exigências da Associação Brasileira Técnica de Celulose e Papel, órgão responsável pela Secretaria do CB 29 – Comitê Brasileiro de Celulose e Papel - da ABNT desde 1995. Assim, a norma 29.002.009 especifica condições necessárias para a comercialização de papéis para embalagens e a norma 29.003.001 para os ensaios gerais de pastas celulósicas.

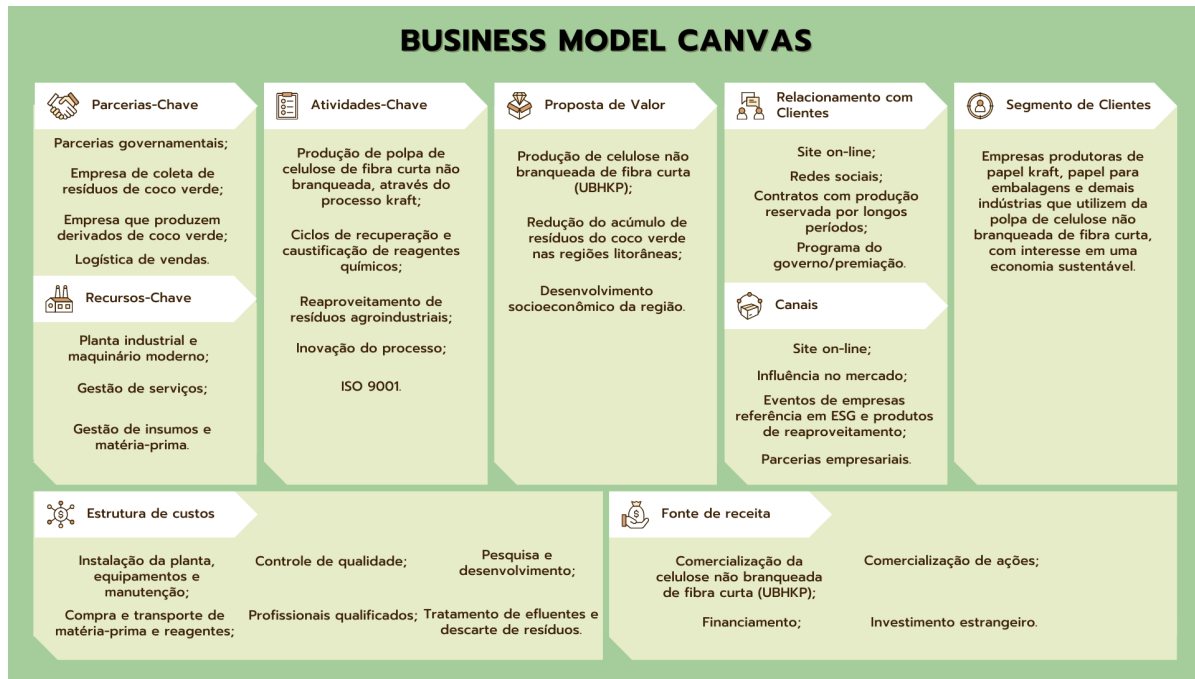
Além disso, se a UBHKP for destinada à produção de embalagens que tenham contato direto com alimentos, é necessário que o produto atenda às exigências conduzidas pela Portaria n. 177, de 04 de março de 1999, publicada pela Agência Nacional de Vigilância Sanitária (ANVISA).

2.4 MODELO DE NEGÓCIO

Para a elaboração do modelo de negócio da indústria de produção de UBHKP, empregou-se o *Business Model Canvas*, presente na Figura 6. Nele, estão representados os segmentos-chave para o empreendimento: segmento de clientes, canais, relacionamento com

clientes, atividades-chave, recursos-chave, parcerias-chave, fonte de receitas e estrutura de custos (TEIXEIRA, LOPES, 2014).

Figura 6 - Canvas modelo de negócio.



Fonte: Autores, 2023.

A indústria tem como proposta de valor oferecer celulose não branqueada de fibra curta, proveniente de resíduos de biomassa agroindustrial, para o mercado, proporcionando aplicação em embalagens resistentes e absorventes, visando redução do acúmulo de resíduos do coco verde nas regiões litorâneas. A produção atenderá essencialmente o segmento de empresas com foco em produção de embalagens resistentes com interesse no desenvolvimento socioeconômico da região.

O processo de comercialização da UBHKP se dará por meio de pedidos de grandes volumes através do site, o qual também será o principal meio de relação com o segmento de clientes. Além disso, a venda será trabalhada de forma direta para empresas parceiras, que será fomentada através das redes sociais da empresa, de parcerias e eventos onde envolvam negócios voltados à abordagem do ESG, sigla do inglês para *Environmental, Social and Governance*, termo que representa um conjunto de padrões e boas práticas que visam definir se uma empresa é socialmente consciente, sustentável e corretamente gerenciada (COSTA, FERREZIN, 2021.). Também será firmada a conexão com o cliente por meio de contratos com

produção reservada por longos períodos e programas do governo voltados para cadeias de produção mais sustentáveis.

Destacam-se atividades-chave centradas em práticas sustentáveis e inovação contínua, principalmente através de novas parcerias e eventos que tragam visibilidade para a proposta de valor. Primeiramente, enfatiza-se o reaproveitamento de resíduos agroindustriais, minimizando o impacto ambiental ao transformar resíduos em recursos valiosos. Ademais, o investimento no potencial de inovação do processo é crucial, permitindo melhorias constantes na eficiência da produção, qualidade do produto e busca por alternativas mais sustentáveis, onde se fazem necessárias normas, testes e certificações como a ISO 9001, para assegurar maior qualidade na entrega de produtos ou serviços.

Os recursos considerados primordiais para alcançar os objetivos do modelo de negócios proposto são, primeiramente, a estruturação da planta industrial e principalmente, do maquinário. Somada a isso, a indústria deve assegurar uma boa gestão de serviço e de insumos.

As parcerias são destinadas à obtenção de recursos a partir de incentivos governamentais e a obtenção de matéria-prima, a partir de parcerias realizadas com empresas de coleta dos resíduos e com empresas produtoras de derivados de coco, bem como uma logística de vendas externa adequada ao mercado.

A fonte de receita será obtida através da comercialização da UBHKP, bem como de ações da empresa, visando o seu crescimento, além de financiamentos e investimentos estrangeiros. Enquanto que os custos estarão centralizados em aquisição de equipamentos, matéria-prima e reagentes, instalação da planta industrial, contratação de profissionais qualificados, controle de qualidade, investimento em pesquisa e desenvolvimento, tratamento de efluentes e descarte de resíduos.

2.5 CÁLCULO DA VIABILIDADE ECONÔMICA PRELIMINAR

Para o cálculo simplificado da viabilidade econômica, definiu-se uma base de consumo diário de coco, empregando-se o valor de aquisição por unidade de matéria-prima relativos ao recolhimento em aterro (R\$0,18) e em parcerias com as empresas (R\$0,22), bem como o preço de venda da tonelada da polpa de celulose marrom (R\$5.000,00). Além disso, para os cálculos de custo, empregou-se os valores relativos aos principais reagentes utilizados na etapa de polpação do processo, o sulfeto de sódio (Na_2S) e hidróxido de sódio (NaOH),

com o valor de compra do quilo de R\$2,21 e R\$17,80 respectivamente. Ao valor obtido para o custo total, adicionou-se uma porcentagem de 20%, relativa aos impostos.

Para a produção, assumiu-se como base de cálculo o consumo diário de 16.006,26 kg/dia de casca de coco verde, produzindo 5.054,2816 kg/dia de celulose não branqueada de fibra curta. Considerando a operação da indústria de 24 horas diárias, durante 30 dias ao mês, com uma parada programada de 10 dias ao ano, é estimada uma produção anual de 1.794.269,98 kg/ano (1.794,27 ton/ano) de UBHKP. Utilizou-se um rendimento para o processo de 60% (FOELKEL, 2009). Os dados obtidos para o cálculo estão dispostos na Tabela 2.

Tabela 2 - Cálculo da viabilidade econômica preliminar.

Produto/insumo	Quantidade (kg/ano)	Preço (R\$/kg)	Valor Anual Total (R\$)
Polpa de celulose kraft	1.794.269,98	5,00	8.971.349,92
Coco (aterro)	1.134.000,00	0,18	- 204.120,00
Coco (empresas)	4.468.191,78	0,22	- 983.002,19
NaOH	266.104,11	17,80	- 4.736.653,15
Na ₂ S	154.060,27	2,21	- 340.473,21
Total	-	-	- 6.264.248,55
Impostos	-	-	- 1.252.849,71
Lucro bruto	-	-	1.454.251,66

Fonte: Autores, 2023.

Desse modo, constata-se que, considerando apenas os custos relativos à matéria-prima e aos dois principais reagentes utilizados no processo de polpação de acordo com as proporções encontradas na literatura, o processo é economicamente viável. Deve-se, assim, seguir o estabelecimento dos processos de recuperação de reagentes dentro do processo produtivo, cuja pesquisa e discussão pertencem às seções seguintes deste documento, para que se mantenham os custos com compra de reagentes minimizados durante a operação do empreendimento.

3 DEFINIÇÕES DO PROCESSO

3.1 ANÁLISE DE TECNOLOGIAS

Para tornar o processo viável tecnicamente, é necessário a análise das possíveis rotas de produção de polpa de celulose, considerando aspectos referentes ao tipo de matéria-prima, rendimento do processo, equipamentos e reagentes utilizados, condições de operação e recuperação dos reagentes.

3.1.1 Rotas para produção de polpa de celulose

Nesse tópico, serão abordadas as principais rotas tecnológicas para a produção de polpa de celulose comumente utilizadas na indústria, conhecidas como mecânicas e química. Tais rotas se diferem principalmente na etapa de cozimento da matéria-prima, chamada de polpação, onde há diferença no uso de reagentes utilizados, resultando em licores residuais diferentes e também diferentes processos recuperativos destes. Além disso, a etapa de branqueamento do processo pode ser ou não utilizada, dependendo das características desejadas para a polpa final (KLOCK, ANDRADE, HERNANDEZ, 2013).

3.1.1.1 Rota mecânica

São empregados exclusivamente recursos de energia mecânica, sem a utilização de quaisquer reagentes químicos. Esses métodos possibilitam a produção de materiais com baixo grau de cristalinidade e uma área superficial considerável. Apesar da eficiência notável, esse tipo de processamento demanda um alto consumo de energia, acarretando em implicações significativas nos custos operacionais (CASTRO, 2009).

O processo tem início com a recepção da matéria-prima, a qual é descascada e cortada em pedaços com comprimentos adequados para o equipamento, geralmente entre 60 a 100 cm, antes de ser encaminhada para o processo de desfibramento ou armazenamento.

No desfibrador de pedra ou rebolo, a matéria-prima é desfibrada através da passagem dos pedaços transversalmente sobre a superfície da pedra (ou rebolo rotativo), que é umedecida com água quente por meio de chuveiros. A pasta resultante é direcionada para uma cuba, onde pode ser retida ou não. Após o desfibramento, a pasta é encaminhada

primeiro para uma peneira grossa e, em seguida, para uma peneira fina. Os resíduos dessas peneiras, compostos por palitos e feixes de fibras, são tratados em desfibradores de disco e reintegrados à massa da pasta purificada. Esta pasta passa por depuradores centrífugos para remover sujeiras e resíduos, antes de ser enviada para diferentes etapas do processo (KLOCK, ANDRADE, HERNANDEZ, 2013).

As desvantagens desse processo incluem a dificuldade em dimensionamento da pasta; quando exposta a luz ou armazenamentos prolongados mesmo alvejada, torna-se amarelada e quebradiça, perdendo suas qualidades de absorção; baixa alvura e baixa resistência mecânica (KLOCK, ANDRADE, HERNANDEZ, 2013).

3.1.1.2 Rota Química

A rota química pode ser dividida em processos alcalinos ou ácidos. No processo alcalino, os mais utilizados na indústria são o sulfato ou Kraft e o processo soda. Já para os processos ácidos, o mais utilizado é o processo sulfito ou bissulfito (FOELKEL, 2009).

3.1.1.2.1 Processo Kraft

O processo sulfato ou Kraft é o mais utilizado na indústria em decorrência de diversas vantagens, tais como a adaptação a diferentes tipos de matéria-prima, produção de polpas de celulose com excelentes qualidades de resistência e um eficiente sistema de recuperação de reagentes químicos e energia (GOMIDE, OLIVEIRA, COLODETE, 1980). Além disso, em âmbito nacional, 95% da produção de celulose ocorre por uma polpação química, sendo que 98% ocorrem pela polpação Kraft (GOMIDE, 2011).

O processo divide-se em beneficiamento da matéria-prima, polpação e recuperação dos licores de cozimento. A etapa de beneficiamento tem como objetivo a transformação da matéria-prima em cavacos para posterior cozimento em digestor. Assim, esta etapa envolve processos como lavagem e moagem da matéria lignocelulósica, além da classificação para padronizar o tamanho dos cavacos. (CASTRO, 2009).

Na fase de polpação, os cavacos são introduzidos em um recipiente de alta pressão denominado digestor, juntamente com o licor de cozimento, podendo ocorrer em batelada ou de forma contínua. No sistema em batelada, o digestor é gradualmente aquecido até atingir cerca de 170°C, mantendo essa temperatura por um período determinado. Já no sistema

contínuo, os cavacos e o licor de cozimento passam por seções de aquecimento ao longo do digestor até alcançar a zona de cozimento, onde a temperatura é mantida constante em aproximadamente 170°C (CASTRO, 2009; FOELKEL, 2009).

O licor de cozimento consiste em uma mistura de hidróxido de sódio (NaOH) e sulfeto de sódio (Na₂S), atuando como agentes de deslignificação. Adicionalmente, o licor contém sais de sódio que são formados durante o processo de cozimento ou durante a recuperação do licor. Os principais compostos são carbonato (Na₂CO₃), sulfato (Na₂SO₄), sulfito (Na₂SO₃) e tiosulfato (Na₂S₂CO₃). O tempo de cozimento é influenciado por variáveis como o tipo de matéria-prima, a relação licor:madeira, a temperatura de cozimento e o tipo de digestor (KLOCK, ANDRADE, HERNANDEZ, 2013; FOELKEL, 2009).

Após o cozimento, o conteúdo é descarregado sob pressão em tanques, onde os cavacos amolecidos são desintegrados em fibras. O licor negro fraco quente é retirado para um tanque de baixa pressão e polpa é então separada do licor residual por meio de um processo conhecido como lavagem da polpa marrom, utilizando-se uma série de tambores lavadores a vácuo em um sistema contracorrente, para garantir uma retirada mínima de diluição do licor. Alguns digestores contínuos incorporam uma etapa de lavagem por difusão juntamente com a extração do licor gasto e o resfriamento da polpa (KLOCK, ANDRADE, HERNANDEZ, 2013). Posteriormente, a polpa é lavada, peneirada e purificada.

A recuperação dos reagentes dentro do processo Kraft é crucial para o bom funcionamento da indústria de celulose, sendo responsável pela diminuição de custos com os reagentes do licor de cozimento, visto que estes são reintegrados ao processo. Além disso, o ciclo de recuperação diminui o caráter poluente da instalação industrial, diminuindo odores gerados por compostos de enxofre. (ALVES *et al.*, 2015). Sendo o licor negro um subproduto proveniente da utilização de aditivos químicos, o Instituto Brasileiro de Pellets, Biomassa e Briquete (IBP) relata a preocupação ambiental devido aos seus potenciais impactos nas estações de tratamento de efluentes e no ecossistema aquático em caso de derramamentos, além da sua emissão durante a combustão como TRS (Teor de Enxofre Reduzido).

A recuperação se inicia após a conclusão do cozimento da celulose, que após passar pelo processo de lavagem gera uma solução aquosa, conhecido por licor negro fraco, com o teor de sólidos entre 10 e 15%, rico em lignina e reagentes químicos utilizados na polpação. (FONTOURA DE MENESES, 2005). Logo em seguida, este licor é encaminhado ao processo de recuperação dos produtos químicos, que é iniciado na evaporação, na qual esta solução aquosa, ainda não concentrada, é enviada a um sistema de evaporadores de múltiplo

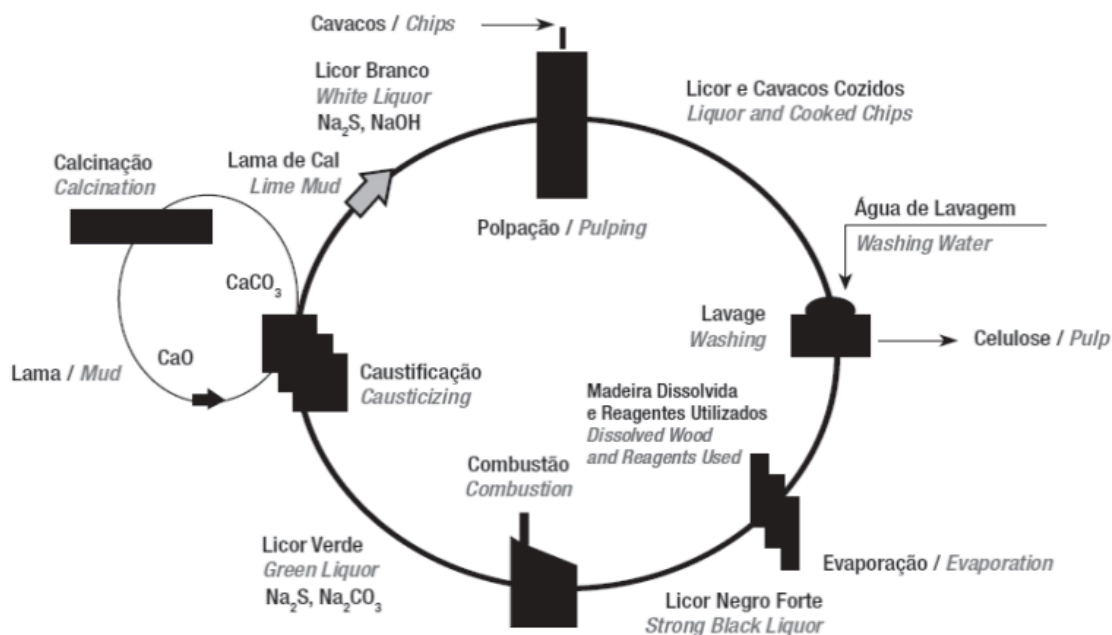
efeito para elevação do seu teor de sólidos, gerando o licor negro forte com teor de sólidos de aproximadamente 80%, tornando viável a sua queima em caldeiras de recuperação. (FIGUEIRÊDO, 2009).

Na queima do licor na caldeira se realiza a redução do sulfato de sódio (Na_2SO_4) em sulfeto de sódio (Na_2S), de modo a ser recuperado um dos agentes ativos presentes no licor branco no processo de polpação (FIGUEIRÊDO, 2009). Ainda nesta função, ao passo que há a queima da parcela orgânica ocorre a geração de energia térmica (FONTOURA DE MENESES, 2005).

A etapa de caustificação é responsável por realizar a recuperação química dos componentes do licor branco (NaOH e Na_2S), que retorna para a etapa de cozimento, e da lama de cal (CaCO_3 e H_2O), que é destinada ao forno de cal, recuperando o óxido de cálcio (CaO) e reinserindo-a no ciclo de recuperação. A taxa de recuperação desta etapa é de 85 - 90% (REIS, MACEDO, SILVA, 2012).

O processo de recuperação começa com a diluição do *smelt*, a parcela inorgânica que permanece no processo após a queima na caldeira de recuperação, transformando-o em licor verde. Este licor verde é inserido em reatores de apagamento (*slakers*), juntamente ao óxido de cálcio (CaO). Nesse momento, a cal é hidratada com a água proveniente da lavagem da lama de cal, formando o hidróxido de cálcio (Ca(OH)_2) e liberando energia. Essa parcela é encaminhada aos caustificadores, onde o hidróxido de cálcio reage com o carbonato de sódio (Na_2CO_3) e forma carbonato de cálcio (CaCO_3) e hidróxido de sódio (NaOH). Essa mistura segue para uma sequência de lavagens e filtrações, recuperando o licor branco. A outra corrente, onde se encontra a lama de cal (CaCO_3), é encaminhada para o forno de cal, onde a cal é calcinada e reinserida no processo (ALVES *et al.*, 2015). Portanto, o processo Kraft é considerado um ciclo fechado, uma vez que os reagentes são recuperados e reintegrados no processo. A Figura 7 resume o processo Kraft de fabricação de celulose.

Figura 7 - Processo Kraft simplificado.



Fonte: Adaptado de Brasil, 2010.

3.1.1.2.2 Processo soda

O processo soda se diferencia do processo Kraft por empregar apenas hidróxido de sódio (NaOH) na solução do licor de cozimento da madeira. Entretanto, há variações desse processo que configuram diferentes tipos de licores de cozimento. No uso de soda à frio, o processo consiste basicamente da impregnação dos cavacos com solução de hidróxido de sódio seguida da separação mecânica das fibras, podendo ser de maneira contínua ou descontínua. No processo soda-enxofre, adiciona-se uma pequena quantidade de enxofre elementar à solução de NaOH, resultando em polpas de boa resistência, porém com dificuldades na recuperação do licor. O processo soda-oxigênio é outra alternativa em que os cavacos são impregnados com a soda sob pressão com oxigênio, porém é pouco difundido pelo alto custo do oxigênio (KLOCK, ANDRADE, HERNANDEZ, 2013).

A variação do processo soda mais vantajosa do ponto de vista técnico é a soda-antraquinona. O processo opera em meio aquoso alcalino com temperatura de 174 °C por cerca de 45 minutos. Estudos indicam que a adição de antraquinona (AQ) durante o cozimento, até em processos operados a baixa temperatura, aumenta os resultados do processo a partir da aceleração da taxa de deslignificação (MOSSELLO *et al.*, 2010; HART,

2014), melhoria no rendimento e resistência da polpa obtida. Entretanto, o tempo de cozimento elevado, o baixo rendimento de polpa, a alta temperatura requerida, a produção de papéis menos resistentes e polpas com maior dificuldade de branqueamento em comparação a polpação Kraft configuram desvantagens desse processo (FRANCIS *et al.*, 2007). Além disso, a adição de antraquinona agrava a necessidade de maiores quantidades gastas de NaOH, aumentando seus custos com reagentes (FRANCIS, 2007; FRANCIS *et al.*, 2007), além de que seu uso deve estar completamente de acordo com resoluções da ANVISA, assegurando o seu uso regulamentado (ANVISA, 2016).

3.1.1.2.3 Processo sulfito ou bissulfito

Neste processo, os cavacos de madeira passam por um cozimento em condições ácidas utilizando uma mistura de ácido sulfuroso e bisulfito, resultando na produção de uma polpa de celulose com menor resistência física, porém com propriedades de agregação em folhas superiores. O rendimento básico deste método gira em torno de 45% (FOELKEL, 2009). Ressalta-se a desvantagem ambiental em relação ao processo Kraft devido às dificuldades em recuperar o licor de cozimento no processo sulfito (KARLSSON, 2006).

O ciclo da polpação sulfito pode ser dividido em três etapas distintas: a fase de penetração, a fase de polpação e a fase de recuperação. Durante a fase de penetração, a temperatura dentro do reator é gradualmente elevada ao longo de aproximadamente 4 horas até atingir 130°C. O período de tempo é necessário para que os reagentes químicos possam penetrar completamente nos cavacos da matéria-prima, sendo que a reação química mais lenta determina a taxa de reação (FENGEL, WEGENER, 1989).

Na fase de polpação subsequente, a temperatura é aumentada para seu máximo, entre 135°C e 145°C, para iniciar o processo de polpação. A pressão aumenta até atingir cerca de 800 kPa e é mantida constante, podendo variar sua duração entre 43 a 103 minutos dependendo da quantidade de lignina que se deseja remover da matéria-prima. Finalmente, durante a fase de recuperação, a pressão é reduzida para 100 kPa ao longo de aproximadamente 90 minutos para permitir a recuperação dos reagentes químicos. Ao término desta etapa, a polpa é lavada e filtrada (CHUNILALL, 2009).

3.2 DEFINIÇÃO DO PROCESSO

Após a análise das possíveis rotas para a produção de polpa de celulose, proposta na seção 3.1, analisaram-se as peculiaridades de utilização de cada etapa, tendo como foco o uso de cascas de coco verde como matéria-prima e visando um processo com maior rendimento, menor geração de resíduos e com boa capacidade de regeneração de reagentes. Além disso, considerou-se a análise econômica prévia realizada para o processo ácido sulfito contida no Apêndice A, onde verifica-se a inviabilidade econômica do processo, apesar de produzir uma polpa mais pura e com maior rendimento.

Nesse sentido, esse projeto será desenvolvido visando a obtenção de celulose não branqueada de fibra curta (UBHKP), empregando-se o processo Kraft. O processo inicia-se com a diminuição do tamanho das partículas da casca de coco verde para aumentar a área superficial da matéria-prima e promover uma melhor deslignificação nas etapas posteriores. Em sequência, os cavacos e o licor de cozimento, composto por hidróxido de sódio (NaOH) e sulfato de sódio (Na₂S), serão encaminhados para o digestor, que conta com zona de impregnação interna. Nele, ocorrerá o cozimento e deslignificação da casca de coco.

Após a etapa de cozimento, a polpa passa por etapas de depuração e lavagens antes de ser direcionada à máquina de papel, onde passará pela secagem, bobinagem e posterior corte. A polpa não passará por etapas de branqueamento em decorrência da necessidade de utilização de grandes quantidades de químicos à base de cloro nesta etapa, gerando resíduos organoclorados extremamente poluentes, contrariando o propósito deste projeto de agregar valor a um resíduo agroindustrial e ser o mais limpo possível. Deste modo, o licor de cozimento será recuperado e reutilizado no processo por meio de etapas de evaporação, caustificação e clarificação, promovendo um processo em ciclo fechado.

3.3 NECESSIDADES DE LABORATÓRIO

Quanto à UBHKP, algumas especificações são de relevância para o setor de papel e celulose, conforme explicitado na Tabela 3.

Tabela 3 - Parâmetros importantes para a UBHKP.

Parâmetro	Referência
Alvura	TAPPI T452 om-99
Número Kappa	TAPPI T-236 cm-85
Teor de álcali residual	TAPPI T625 cm-85
Teor de extrativos totais	TAPPI 204 cm-97
Teor de matéria orgânica no licor negro	TAPPI T625 cm-85
Teor de sólidos no licor negro	TAPPI T650
Teor de rejeitos	Propriedade LCP
Viscosidade	TAPPI T230 om-94

Fonte: Adaptado de Bassa, 2002; Vidrano, 2019; Colodette, Gomide, Alves, 2009.

Deste modo, o laboratório da indústria de produção da UBHKP será munido com todos os equipamentos necessários para realizar tais aferições, conforme a Tabela 3, além de itens essenciais de laboratório, como béqueres, pipetas, erlenmeyers, bureta, proveta, balança analítica e manta com agitação magnética.

3.4 ANÁLISES DE EXIGÊNCIAS LEGAIS

Para tornar o empreendimento legalmente operante é necessário o cumprimento das exigências legais junto a órgãos do Governo e do Estado, que envolvem procedimentos e regulamentações a serem seguidas. Inicialmente, deve-se realizar o registro na Junta Comercial, no qual é necessário registrar a empresa na Junta Comercial do Estado da Bahia (JUCEB). A JUCEB, com vinculação técnica ao Departamento Nacional de Registro do Comércio (DNRC), efetivará os serviços consoante o disposto na Lei Federal nº 8.934, de 18 de novembro de 1994, regulamentada pelo Decreto nº 1.800, de 30 de janeiro de 1996. Será definido o nome empresarial obedecendo ao princípio da veracidade e da novidade, incorporando os elementos específicos ou complementares exigidos ou não proibidos em lei (art. 62 do Dec. nº 1.800/1996).

Em seguida, deve-se solicitar o Cadastro Nacional da Pessoa Jurídica (CNPJ) na Receita Federal e a Inscrição Estadual junto a Secretaria da Fazenda do Estado da Bahia (SEFAZ). Além disso, necessita-se da Licença Prévia para funcionar, sendo o Alvará de Funcionamento e Localização solicitado junto à Prefeitura.

Para tornar o empreendimento regularmente ativo, ainda é necessário dar entrada no processo de Licenciamento Ambiental no órgão competente, neste caso, no Instituto de Meio Ambiente e de Recursos Hídricos (INEMA). O processo de licenciamento carece das seguintes requisições: i) Licença Prévia (localização do empreendimento), ii) Licença de Instalação (construção) e iii) Licença de Operação, de acordo com Resolução CEPRAM nº 4.180/2011 que dispõe sobre o processo de licenciamento no estado da Bahia.

Finalmente, após formalização do empreendimento, deve-se realizar o cadastro no Corpo de Bombeiros, para garantir a segurança das instalações, além de solicitar a vistoria das dependências do negócio após a avaliação do grau de risco, podendo necessitar do Auto de Vistoria do Corpo de Bombeiros (AVCB).

Além disso, é imprescindível realizar o cadastro da empresa no Instituto Nacional do Seguro Social (INSS) para o recolhimento das contribuições previdenciárias e no Fundo de Garantia do Tempo de Serviço (FGTS) para cumprir as obrigações trabalhistas seguindo a CLT (Consolidação das Leis do Trabalho) e outras regulamentações específicas.

Segundo a Agência Nacional de Águas e Saneamento Básico (ANA), a indústria de celulose e papel, juntamente com as indústrias de alimentos, bebidas, entre outras, são responsáveis por cerca de 85% da retirada de água dos recursos hídricos no Brasil (BRASIL, 2017). Deste modo, a geração de efluentes líquidos é expressiva, necessitando que a indústria se adeque a práticas de redução de efluentes, de aproveitamento de recursos e siga a Lei Nº 9.433 (08/01/1997) - Política Nacional de Recursos Hídricos, que determina o processo de gestão dos recursos hídricos brasileiros. Assim, os efluentes líquidos gerados no processo que não são destinados a demais aplicações, devem ser levados a uma empresa terceirizada de tratamento de efluentes industriais ou realizar o tratamento na própria planta.

3.5 LOCALIZAÇÃO DA PLANTA INDUSTRIAL

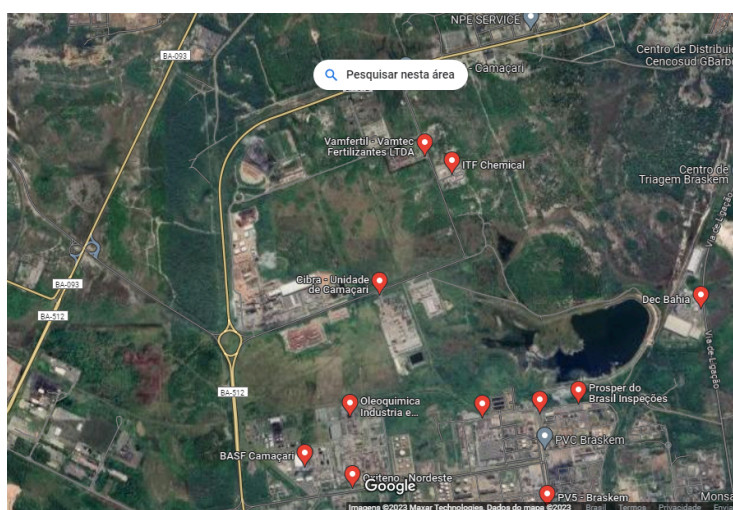
Para determinar a localidade do empreendimento, foram levados em conta pontos como a proximidade do local de produção da matéria-prima (Conde-BA), na qual é a maior produtora de coco do estado, estando a 149 km de Camaçari pela via BA-099. O acesso é

essencialmente favorecido pela rede de transporte e logística, sendo cercada pelas rodovias, BA-524, BA-512 e BA-093. Localiza-se a cerca de 45 km do Porto de Salvador, principal meio de escoamento do estado. Além de ser sede do maior Complexo Industrial Integrado do Hemisfério Sul, o Polo Petroquímico, retornando em infraestrutura industrial consolidada, a cidade oferece mão de obra qualificada, desenvolvida em decorrência da presença das inúmeras indústrias, contribuindo para a formação de profissionais com experiência relevante em atividades industriais.

Ainda, é necessário pontuar a legislação estabelecida pela Lei nº 424, de 10 de dezembro de 1998, que oferece incentivos fiscais para a instalação de novas indústrias fabricantes de produtos químicos e de produtos plásticos, que representa um marco significativo para o desenvolvimento econômico da região. A implementação desses incentivos fortalece o comprometimento do governo local com o crescimento industrial, além de ser um ponto crucial na atração de investimentos e no fortalecimento do setor.

A combinação das vantagens pontuadas anteriormente, aliada a eventuais incentivos fiscais e apoio governamental, garantem que a indústria estará estrategicamente estabelecida no município de Camaçari, Bahia. A localidade possui 785,421 km² (IBGE, 2022) de área territorial e uma população estimada de 300.372 habitantes (IBGE, 2022), com PIB per capita de R\$ 84.446,59 (IBGE, 2022). A Figura 8 apresenta a localização do empreendimento.

Figura 8 - Localização do empreendimento.



Fonte: Google Maps, 2023.

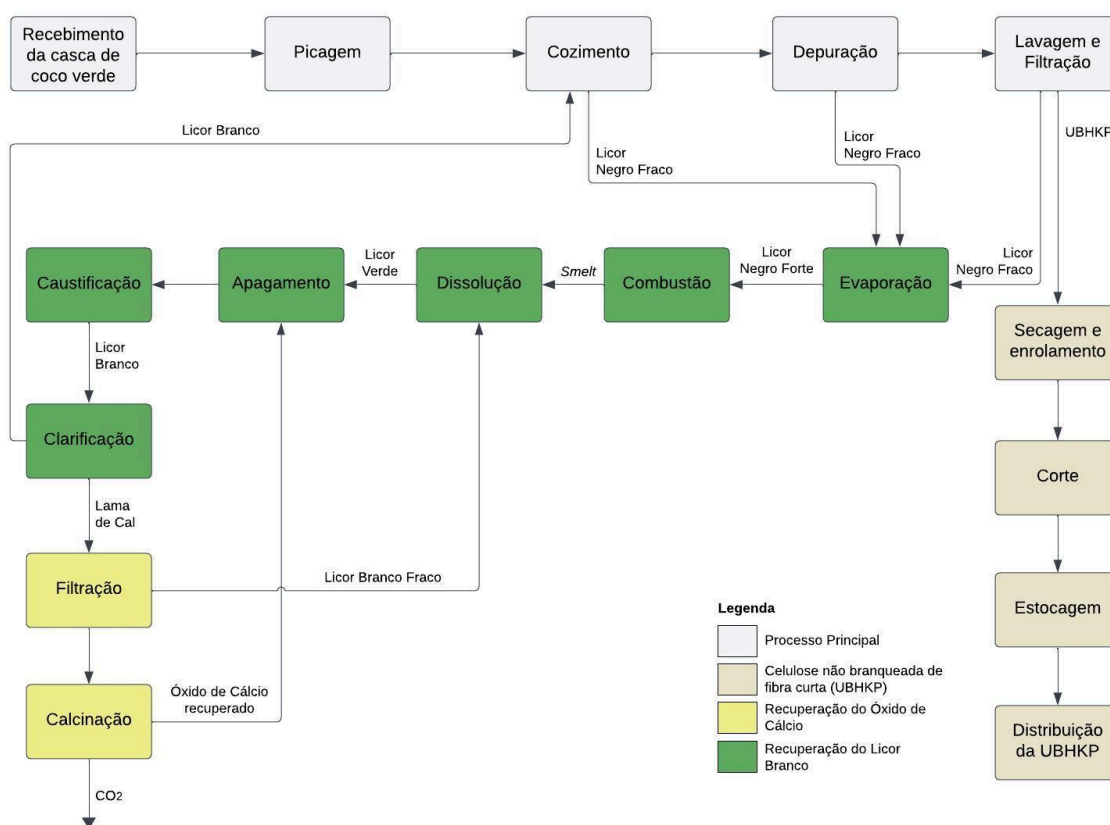
4 PROJETO DO PROCESSO

Nesta seção, serão apresentados o fluxograma e a sequência de etapas de processamento, juntamente com a especificação das condições operacionais dos equipamentos.

4.1 DIAGRAMA DE BLOCOS

A Figura 9 ilustra o diagrama de blocos elaborado para o processo de produção da UBHKP a partir de resíduos de coco verde, delineando as fases que abrangem desde a etapa inicial de processamento da matéria-prima até a obtenção do produto final.

Figura 9 - Diagrama de blocos do processo.



Fonte: Autores, 2024.

O processo de produção da UBHKP a partir de cascas de coco verde inicia-se com o recebimento da matéria-prima. Após o recebimento, o processo consiste na formação de

cavacos. A operação ocorre em dois picadores a tambor, e os cavacos resultantes são direcionados ao tanque de armazenamento. A partir disso, o cavaco é encaminhado para o digestor contínuo, que opera a altas temperaturas e pressão, visando a deslignificação com álcali (CORREIA, 2010). Nele, é adicionado ao topo o licor branco, que se caracteriza como uma solução alcalina de hidróxido de sódio (NaOH) e sulfeto de sódio (Na₂S), e água de lavagem, ao fundo.

A polpa resultante do processo de cozimento é constituída de partes fibrosas, suspensas no licor negro fraco, e de partes não fibrosas, como impurezas inorgânicas. Essa mistura é então encaminhada para um tanque de descarga e depois ocorre a etapa de depuração, realizada em um depurador centrífugo, também chamado de hidrociclone (CAMPOS, 2011; MENDES, 2013). Em seguida, a polpa é encaminhada para o difusor, onde ocorre o processo de lavagem. A polpa então é enviada para uma máquina de papel, onde tem sua umidade adequada e é transformada em bobinas de gramatura pré-definida. Finalmente, a polpa é direcionada à etapa de corte e, posteriormente, estocada em um pavilhão, encerrando todo o processo com a destinação da UBHKP ao mercado.

O licor negro fraco que sai do digestor, depurador e difusor, é direcionado ao evaporador de múltiplo efeito, onde tem seu teor de sólidos adequado ao teor de sólidos requerido pela caldeira de recuperação (CAMPOS, 2011; MENDES, 2013). O licor negro concentrado é direcionado para a caldeira de recuperação, onde é queimado, gerando vapor e *smelt*. O *smelt* é então dissolvido no tanque de dissolução com o auxílio do licor branco fraco proveniente do filtro de lamas, resultando em licor verde. Este licor é direcionado a uma etapa de apagamento, na qual é adicionada a cal, onde é hidratada, e tem-se a primeira de duas etapas de recuperação do hidróxido de sódio. Na etapa seguinte, finalmente se conclui a reação de caustificação nos caustificadores, finalizando a obtenção do hidróxido de sódio e, conseqüentemente, a regeneração do licor branco.

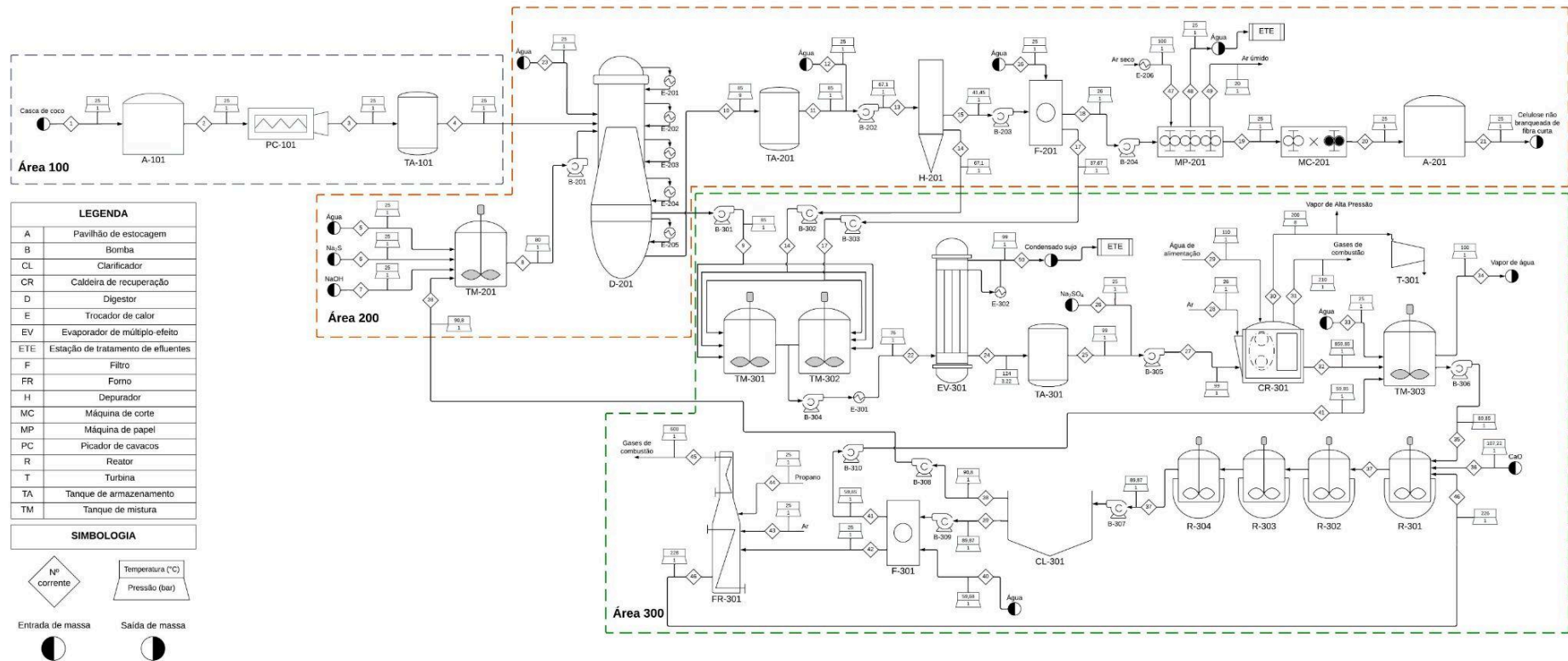
Na clarificação, o licor branco é separado da lama de cal no clarificador e enviado ao digestor para posteriores cozimentos, concluindo assim o ciclo de recuperação do licor. A etapa final do processo consiste no envio da lama de cal ao filtro de lamas, que separa o licor branco residual da lama. Este licor branco fraco é então enviado ao tanque de dissolução, e a cal segue para a recuperação no forno de cal, onde ocorre a calcinação da cal, podendo reiniciar o seu ciclo no apagamento (REIS, 2013).

4.2 DESCRIÇÃO DO PROCESSO E SELEÇÃO DE EQUIPAMENTOS

Na sequência, apresentado na Figura 10, está o fluxograma PFD. Neste, estão abordados detalhadamente todos os processos envolvidos na produção da polpa marrom Kraft, desde o recebimento da matéria-prima até o produto final.

Desse modo, a área 100 compreende as etapas relativas à matéria-prima e seu beneficiamento; a área 200 compreende a linha de fibras; a área 300 compreende a linha de recuperação de químicos. As etapas de cada área serão detalhadas no decorrer desta seção.

Figura 10 - Fluxograma PFD.



UNIVERSIDADE FEDERAL DE SANTA MARIA - CURSO DE ENGENHARIA QUÍMICA	
DIAGRAMA DE FLUXO DE PROCESSO DE PROJETO DE INDÚSTRIA AUTOSSUSTENTÁVEL PARA PRODUÇÃO DE CELULOSE NÃO BRANQUEADA DE FIBRA CURTA A PARTIR DE RESÍDUOS DO COCO VERDE (<i>Cocos nucifera L.</i>)	
DESENHO Nº 01	DATA: 08/07/2024

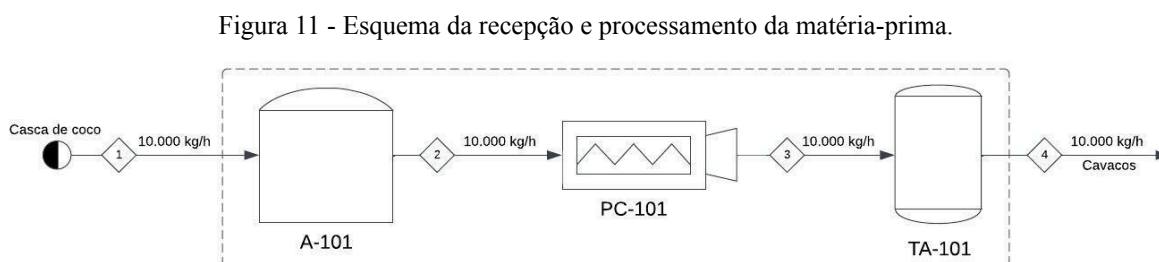
Fonte: Autores, 2024.

4.2.1 Área 100

4.2.1.1 Recepção e processamento da matéria-prima

As cascas de coco serão recebidas através de cavaqueiros e encaminhadas para o pavilhão de estocagem A-101, visualizado no Anexo A.1, onde permanecerão estocadas até o seu uso. Em sequência, 10.000 kg/h à temperatura de 25 °C (corrente 1) de casca de coco serão levadas ao Picador a Tambor PTL 100x250 com capacidade de produção de 2 a 7 m³/h (base seca), visualizado no Anexo A.2. Para casos de recebimento de lotes maiores ou falhas operacionais, o PC-101 deverá operar com picador suplente, com dimensões semelhantes às do principal. No picador PC-101, as cascas de coco (corrente 2) serão transformadas em cavacos (corrente 3) com 10.000 kg/h de cavacos em base úmida (1.543 kg/h de cavacos em base seca, à temperatura de 25 °C).

Desse modo, os cavacos formados serão enviados pela corrente 3 até um tanque de armazenamento TA-101 visualizado no Anexo A.3, que possuirá um tanque reserva como apoio quando ocorrer o superlotação do tanque principal, ambos com com capacidade de 41,40 m³, levando em consideração os cavacos úmidos. Os cálculos relativos a essas etapas estão descritos nos Apêndices B.1.1, B.1.2 e B.1.3. O esquema da Figura 11 representa esta etapa.



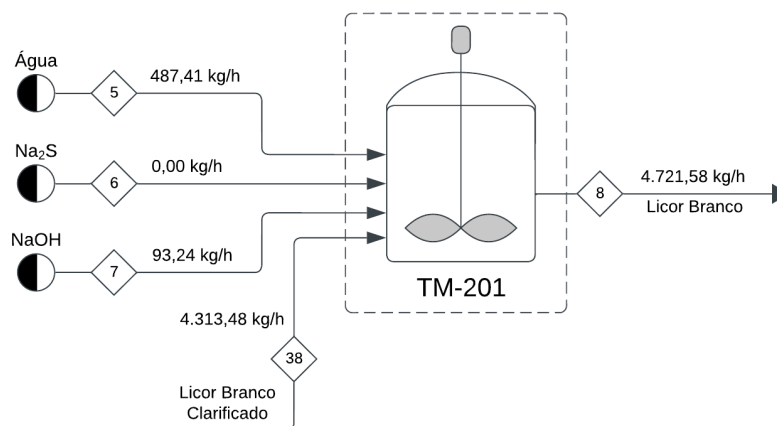
Fonte: Autores, 2024.

4.2.2 Área 200

4.2.2.1 Tanque de mistura do licor branco

Para o início do processo de cozimento dos cavacos, o licor branco deve ser produzido com o auxílio do tanque de mistura TM-201 com capacidade para 6 m³. Durante o *startup* da planta, a união de três correntes individuais descarregam a água (corrente 5) a uma vazão de 4.299,82 kg/h e à temperatura de 25 °C, o sulfeto de sódio (corrente 6) com 131,18 kg/h e à temperatura de 25 °C e o hidróxido de sódio (corrente 7) com 290,58 kg/h à temperatura de 25 °C. Para a operação em estado contínuo, após a finalização do primeiro ciclo de recuperação, as vazões mássicas das correntes de entrada no TM-201 serão de: 487,41 kg/h de água à 25 °C (corrente 5), 0,00 kg/h de sulfeto de sódio (corrente 6), 93,24 kg/h de hidróxido de sódio à 25 °C (corrente 7), 4.313,48 kg/h de licor branco recuperado à 90,80 °C (corrente 38). A vazão de licor branco na saída do tanque de mistura (corrente 8), que alimentará o digestor D-201, é de 4.721,58 kg/h à temperatura de cerca de 80°C. O equipamento está disposto no Anexo A.4 e calculado no apêndice B.2.1. A Figura 12 apresenta o esquema desta etapa.

Figura 12 - Esquema do tanque de mistura TM-201.



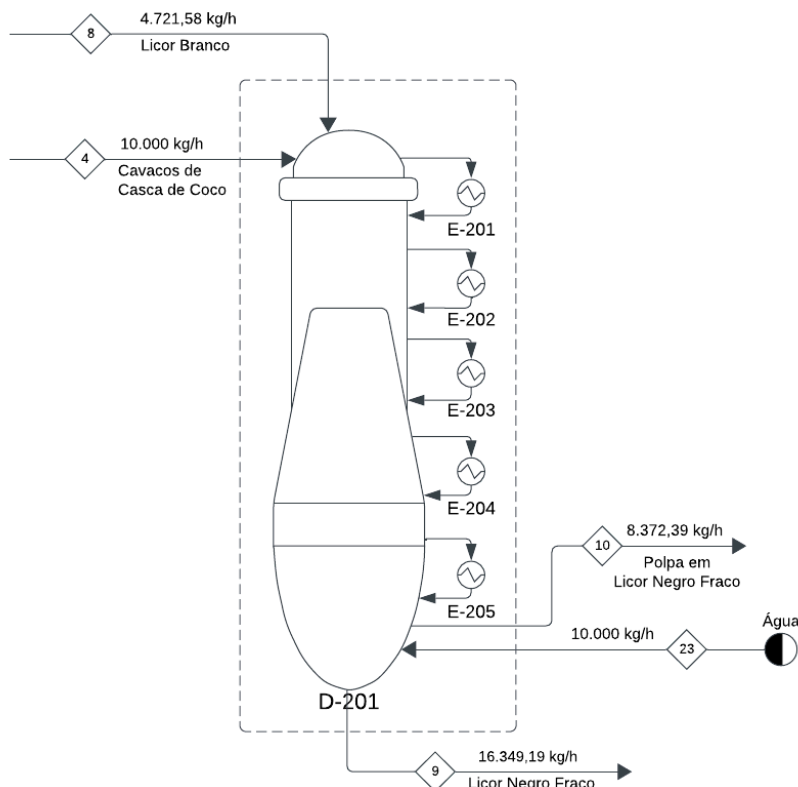
Fonte: Autores, 2024.

4.2.2.2 Cozimento

A etapa de cozimento é onde ocorre a remoção da lignina dos cavacos de coco e a formação da polpa. A Figura 13 representa o esquema do digestor D-201 e suas correntes de entrada e saída, onde há a entrada do licor branco de cozimento em uma vazão de 4.721,58 kg/h e à temperatura de 80 °C (corrente 8), de cavacos de casca de coco a 10.000 kg/h à temperatura de 25 °C (corrente 4) e água de lavagem a 10.000 kg/h à temperatura de 25 °C

(corrente 23). Na saída do digestor, estão presentes licor negro fraco a 16.349,19 kg/h à temperatura de 85 °C (corrente 9) e polpa em solução de licor negro fraco a 8.372,39 kg/h à temperatura de 85 °C (corrente 10). Além disso, há a saída dos gases de alívio pela parte superior do digestor. Os cálculos estão descritos no Apêndice B.2.2.

Figura 13 - Esquema do digestor D-201.



Fonte: Autores, 2024.

Além disso, é possível analisar a variação de lignina ao longo do tempo, em cada uma das cinco zonas do digestor, obtendo-se uma diminuição em sua porcentagem ao longo do cozimento (Apêndice B.2.2). As porcentagens de lignina ao longo de cada zona de cozimento e temperaturas correspondentes estão presentes na Tabela 4.

Tabela 4 - Temperatura de cada zona de cozimento.

Zona	Lignina (%)	Temperatura (°C)
Impregnação	16,20	100
Aquecimento	16,20	165

Cozimento	3,48	170
Lavagem	2,34	140
Resfriamento	2,00	85

Fonte: Autores, 2024.

Desse modo, a porcentagem na primeira e segunda zonas é justificada pela temperatura empregada (100°C), que é inferior à temperatura ótima de deslignificação (170 °C). Além disso, a descarga dos cavacos do digestor deve ocorrer em temperaturas menores do que a de cozimento, para minimizar os danos mecânicos às fibras, o que justifica o uso de corrente de água na zona de resfriamento, visando diminuição da temperatura de saída do licor (FOELKEL, 2009).

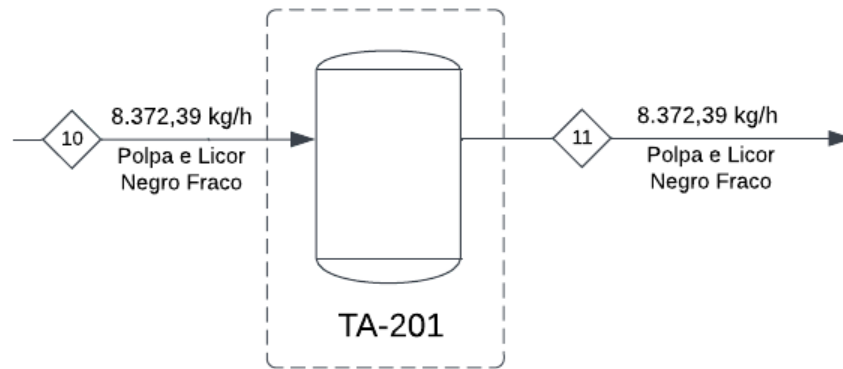
Para atingir estas temperaturas nas seções do digestor, serão utilizados trocadores de calor os quais fornecerão a energia necessária para aquecer ou resfriar as correntes, conforme descrito no Apêndice B.2.2. Os cálculos dos trocadores estão dispostos nos Apêndices C.1.1, C.1.2, C.1.3, C.3.1 e C.3.2. Dessa forma, o digestor utilizado para atender as demandas de massa e energia necessárias, será o digestor vertical modelo ZJG7 da empresa CNBM, conforme catálogo do Anexo A.5.

4.2.2.3 Tanque de descarga

Após o cozimento, ocorre a abertura de uma válvula de descarga no fundo do digestor, de modo que os cavacos cozidos são direcionados para fora através da força de alívio da descarga. Assim, os cavacos desdobram-se em fibras individualizadas, que constituem a polpa (DIAS, SIMONELLI, 2013).

O tanque de descarga TA-201 (*Blow Tank*) que recebe os cavacos funciona como um tanque de estocagem à pressão ambiente (1 atm), e se encontra descrito no Anexo A.6. Além disso, o tanque de descarga é situado imediatamente abaixo do digestor, de modo a não ocorrer perda de pressão ao longo de tubulações. A Figura 14 apresenta o esquema do tanque de descarga.

Figura 14 - Esquema do tanque de descarga TA-201.



Fonte: Autores, 2024.

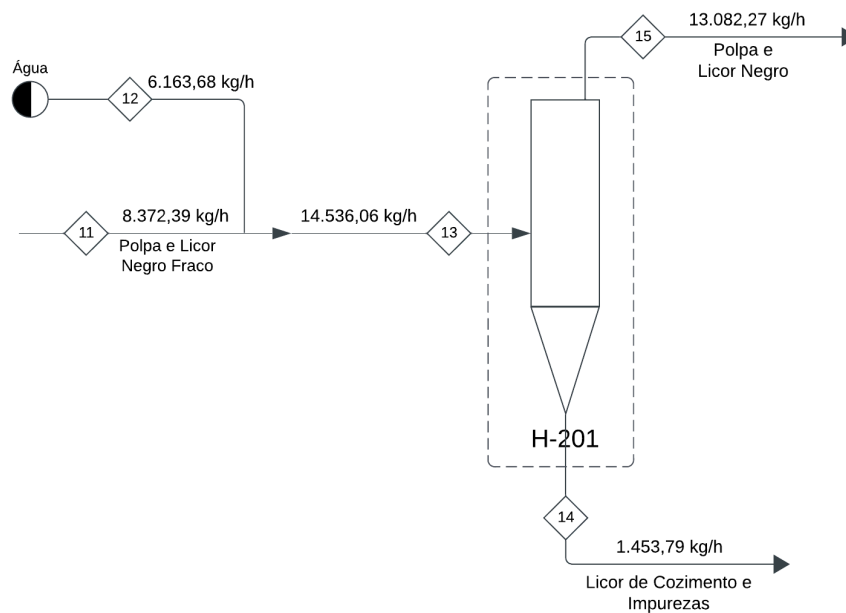
Desse modo, há uma conservação de massa, onde a corrente 10 de entrada possui o mesmo valor que a corrente 11 de saída, igual a 8.372,39 kg/h à temperatura de 85 °C de polpa e licor negro fraco. Assim, o tanque de descarga deverá possuir capacidade de 12,46 m³. Os cálculos estão descritos no apêndice B.2.3.

4.2.2.4 Depurador

A primeira operação de limpeza da celulose para eliminar os constituintes indesejáveis é feita através da separação mecânica dos resíduos presentes na corrente de licor e de cavacos cozidos provenientes do local onde a matéria-prima foi coletada, como areia e argila (CAMPOS, 2011).

Com o objetivo em questão, foi utilizado um depurador *Forward* de alta densidade do tipo hidrociclone, no qual os aceites são as partículas com menor densidade (ABRANTES, 2011). A corrente 11, à temperatura de 85 °C, proveniente do tanque de descarga TA-201 leva o material, contendo os rejeitos, ao depurador H-201. A partir da corrente de alimentação de água (corrente 12) de 6.163,68 kg/h e 25°C, ocorre a lavagem da polpa enviada por meio da corrente 13 (14.536,06 kg/h), à temperatura de 67,10 °C. O esquema do equipamento está descrito na Figura 15.

Figura 15 - Esquema do hidrociclone H-201.



Fonte: Autores, 2024.

Após a eliminação das impurezas dentro do hidrociclone, a vazão caudal de aceites, ou seja, a vazão de fibras celulósicas unidas ao licor de cozimento e partículas indesejadas ainda existentes, é de 13.082,27 kg/h a uma temperatura de 41,45 °C, a qual é encaminhada pela corrente 15 até o difusor F-201. Pela parte inferior do equipamento, na corrente 14, com uma vazão caudal de 1.453,79 kg/h e temperatura de 67,10 °C, são eliminados os rejeitos, sendo estes uma parte do licor de cozimento e as impurezas, os quais seguem para os tanques TM-301 e e TM-302. Assim, reteve-se 23,06% das impurezas nesta etapa.

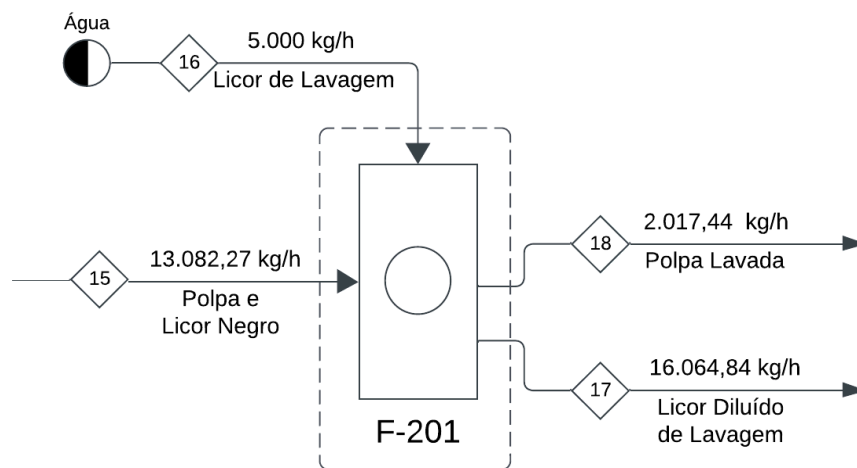
O equipamento selecionado para a operação é o hidrociclone modelo HD-4 da empresa Fluid Brasil, conforme Anexo A.7 o qual possui 0,29 m de diâmetro e 1,663 m de altura, conforme os cálculos descritos no Apêndice B.2.4.

4.2.2.5 Difusor

Após sair do depurador H-301, a corrente 15 é encaminhada para o difusor atmosférico F-201, onde ocorrerá a lavagem da polpa com o objetivo de retirar o licor negro ainda contido no produto. Esta corrente possui uma vazão de 13.082,27 kg/h e temperatura de 41,45 °C, onde 12.196,73 kg/h é o licor negro do processo, com 885,55 kg/h de sólidos não dissolvidos, correspondendo a uma concentração de 87,59 kg de sólidos dissolvidos/ton de

licor. O licor de lavagem utilizado contido na corrente 16 é a água branca, considerada sem teor de sólidos em sua composição, com uma vazão de 5.000 kg/h e temperatura de 25 °C. Após a lavagem, o licor diluído de lavagem (corrente 17) é encaminhado para os tanques TM-301 e TM-302 com uma vazão de 16.064,84 kg/h, temperatura de 37,67 °C e uma concentração de 14,12 kg de sólidos dissolvidos/ton de licor. A polpa lavada (corrente 18) é encaminhada para a máquina de papel MP-201 com uma vazão de 2.017,44 kg/h e temperatura de 26°C, onde 822,07 kg/h é polpa de celulose (em base seca) e 1.195,43 kg/h é água resultante da lavagem. Assim, no processo de lavagem por difusão, a concentração de soluto (sólidos solúveis) na polpa lavada é reduzida, enquanto a concentração de soluto no licor filtrado aumenta.

Figura 16 - Esquema do difusor F-201.



Fonte: Autores, 2024.

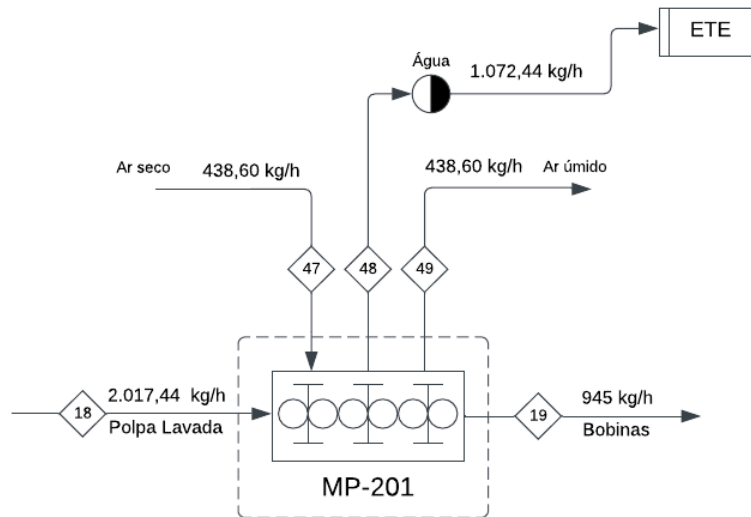
Para a seleção do equipamento, escolheu-se o filtro autolimpante modelo FMA-1002E, da empresa Fluid Brasil, com dimensões de 1,34 m de altura e 0,435 m de diâmetro, conforme o catálogo do equipamento contido no Anexo A.8. A Figura 16 apresenta o esquema do difusor.

4.2.2.6 Máquina de Papel

Após a corrente 18 sair do difusor F-201, ela é encaminhada para a máquina de papel MP-201, onde terá o seu teor de umidade adequado ao teor comercial, de 10%, e será transformada em papel, através de bobinas enroladoras. Assim, a etapa de transformação da polpa em papel e sua secagem ocorrerão na máquina de papel com capacidade de 30 ton/dia,

presente no Anexo A.9. A máquina de papel possui três seções distintas, por onde ocorre a remoção de água e uma seção de enrolamento, onde as bobinas são formadas. A Figura 17 representa o esquema do equipamento.

Figura 17 - Esquema da máquina de papel MP-201.



Fonte: Adaptado de Campos, 2008.

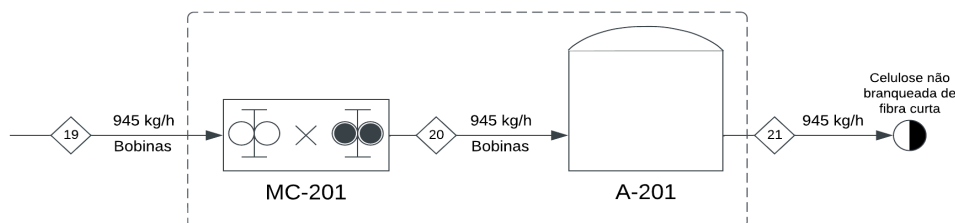
A partir de uma vazão de 2.017,44 kg/h e temperatura de 26 °C (corrente 18), calculou-se a vazão de saída igual a 945 kg/h e temperatura de 25 °C (corrente 19) e a vazão de ar de secagem necessária igual a 438,60 kg ar/h à temperatura de 100 °C, na corrente 47, e de ar na saída com vazão igual a 438,60 kg/h, à 20 °C, na corrente 49. O ar de secagem será fornecido através do soprador industrial da empresa Mittal Group, disposto no Anexo C.8, e será aquecido pelo trocador de calor E-206, calculado no Apêndice C.1.4 e presente no Anexo C.4. Ainda, definiu-se o tempo residência na máquina de 480 min. Ainda, a corrente de água (corrente 48) proveniente da máquina possui vazão igual a 1.072,44 kg/h e temperatura de 25 °C e será destinada para a Estação de Tratamento de Efluentes (ETE). Os cálculos estão disponíveis no Apêndice B.2.6.

4.2.2.7 Corte, estocagem e expedição

As bobinas formadas são então encaminhadas através da corrente 19, à vazão de 945 kg/h e temperatura de 25 °C, para o corte, que ocorre na Máquina de Corte MC-201 de Bobinas Automática, DRA-CB3000, da empresa Dramaç, conforme Anexo A.10. A partir disso, as bobinas formadas são encaminhadas através da corrente 20, a vazão de 945 kg/h e

temperatura de 25 °C, ao pavilhão de estocagem A-201, conforme Anexo A.11, onde permanecerão estocadas até a expedição (corrente 21). A Figura 18 apresenta o esquema desta etapa.

Figura 18 - Esquema de corte e expedição.



Fonte: Autores, 2024.

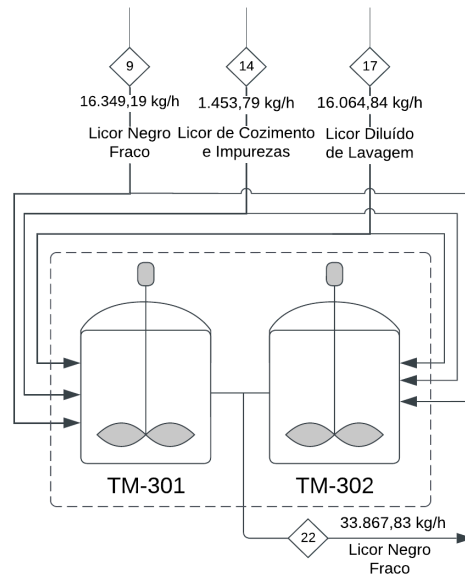
4.2.3 Área 300

4.2.3.1 Tanque de mistura

Os tanques de mistura TM-301 e TM-302 têm por objetivo realizar a mistura homogênea das correntes de licor negro fraco oriundas da seção de fibras: 16.349,19 kg/h à temperatura de 85 °C (corrente 9), 1.453,79 kg/h à temperatura de 67,10 °C (corrente 14) e 16.064,84 kg/h à temperatura de 37,67 °C (corrente 17), para direcioná-las ao evaporador de múltiplo efeito EV-301 através da corrente 22, com vazão de 33.867,83 kg/h à temperatura de 76 °C, conforme requerida na entrada do evaporador.

Assim, para realizar a homogeneização das correntes, serão empregados dois tanques de mistura da marca Will Máquinas, ambos de 23.000 L, de diâmetro igual a 2,83 m e altura igual a 3,40 m, conforme catálogo presente no Anexo A.12. Os cálculos estão disponíveis no Apêndice B.3.1. O esquema dos tanques de mistura em paralelo está presente na Figura 19.

Figura 19 - Esquema dos tanques de mistura TM-301 e TM-302.



Fonte: Autores, 2024.

Além disso, outro fator importante para analisar o gasto energético é a potência absorvida pelo impelidor (SOUSA, 2022). Deste modo, obteve-se o valor da potência absorvida pelo impelidor dos tanques (P_{total}), igual a $5,57 \times 10^{14}$ kW. O calor (Q_{tq}) necessário para adequar a corrente 22 à temperatura requerida no evaporador é igual a 1.974.402,037 kJ/h. O trocador de calor E-301 realizará o aquecimento da corrente 22, conforme descrito no Apêndice C.1.5.

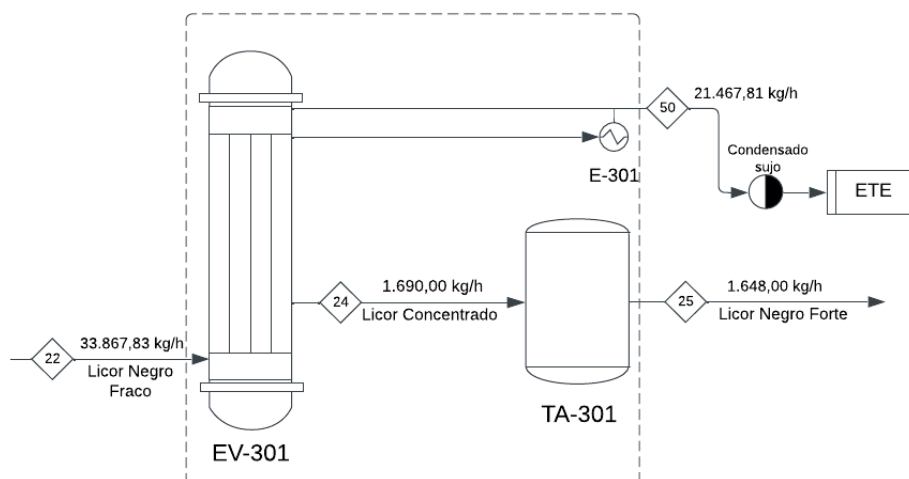
4.2.3.2 Evaporador de múltiplo efeito

O evaporador de múltiplo efeito EV-301 tem por objetivo a concentração do licor negro fraco, transformando-o em licor negro forte, para ser enviado à caldeira de recuperação CR-301 e gerar energia à indústria (FOELKEL, 2009). Assim, conforme estudos realizados por Nakamura e Martinez (2014), emprega-se o evaporador de 5 efeitos em contracorrente, presente no Anexo A.13a, com área média de troca térmica igual a 219,30 m².

O licor negro fraco entra no terceiro efeito do evaporador, a uma vazão 33.867,83 kg/h e temperatura de 76 °C (corrente 22). O licor é concentrado pelo sistema de evaporação em contracorrente, saindo no efeito 1 a uma vazão de 1.690,00 kg/h (corrente 24) à

temperatura de 124 °C. Essa corrente é então destinada ao tanque de descarga de evaporação, presente no Anexo A.13b, onde se finaliza o sistema de evaporação, obtendo-se o licor negro forte em uma vazão igual a 1.648,00 kg/h e temperatura de 99 °C (corrente 25), contendo cerca de 71,55% de sólidos, que serão posteriormente queimados na caldeira de recuperação. O esquema da Figura 20 representa o sistema de evaporação, contendo o evaporador de múltiplo efeito e o tanque de descarga.

Figura 20 - Esquema do evaporador EV-301 e do tanque de descarga TA-301.



Fonte: Autores, 2024.

A energia requerida em cada efeito está disposta na Tabela 5, bem como a entalpia de vaporização. Os cálculos estão disponíveis no Apêndice B.3.2.

Tabela 5 - Calor e energia de vaporização por efeito do evaporador de múltiplo efeito.

	Efeito 1	Efeito 2	Efeito 3	Efeito 4	Efeito 5
Calor (MJ/h)	4.801,5	4.491,1	3.791,1	3.313,6	31.080,0
Entalpia de vaporização (MJ/ton)	2.134	2.201	2.259	2.293	2.319

Fonte: Autores, 2024.

Ainda, do sistema de evaporação é oriunda a corrente 50, com vazão igual a 21.467,81 kg/h, que será destinada à Estação de Tratamento de Efluentes (ETE) para o tratamento do condensado sujo.

4.2.3.3 Caldeira de recuperação

A caldeira de recuperação aquatubular CR-301 é considerada um dos equipamentos mais importantes da planta industrial (D'ALMEIDA, 2013) e tem o objetivo de reduzir íons sulfato de sódio (Na_2SO_4) a sulfeto de sódio (Na_2S), presentes no licor negro concentrado para a recuperação de um novo licor branco a ser utilizado novamente no cozimento (D'ALMEIDA, 2013).

Tem como objetivo secundário produzir vapor de baixa, média e alta pressão para dentro das instalações da própria planta, recuperando-se a energia do processo através da queima da matéria orgânica (D'ALMEIDA, 2013), majoritariamente composto de lignina. A caldeira é capaz de tornar a planta industrial autossuficiente energeticamente, reduzindo assim custos com produção de vapor de processo (RACHID, 2004).

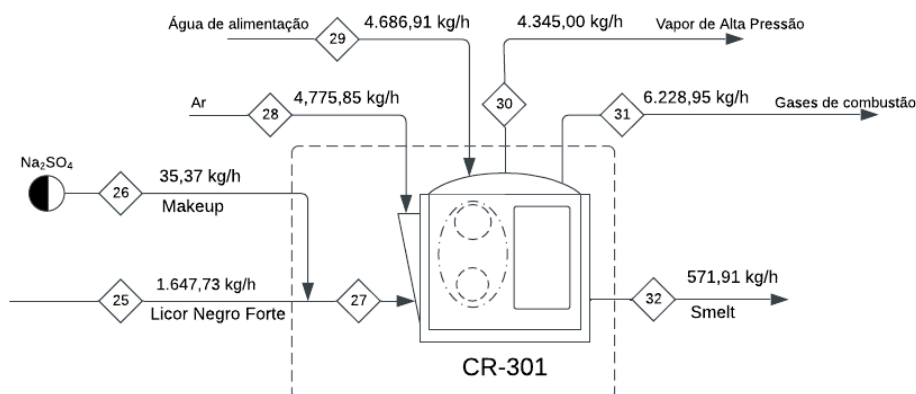
Destacam-se como necessárias as entradas de ar de combustão (corrente 28), licor negro concentrado com composição de no mínimo 58% de sólidos ou superior (corrente 25), água de alimentação (corrente 29) e reposição de químicos (*make-up*) (corrente 26) de sulfato.

Este licor negro proveniente do evaporador, com um teor de sólidos 71,55% chega à caldeira a 99°C com vazão de 1.647,73 kg/h (corrente 25). Atrelada a entrada de licor, tem-se a corrente de *make-up* com vazão de 35,37 kg/h (corrente 26) a 25°C. A vazão total de ar a 26°C requerido na caldeira (corrente 28), somada à taxa de infiltração já definida, determinou uma demanda de 4.775,85 kg/h. A vazão total do gás de combustão (corrente 31) a 210°C é de cerca de 6.228,95 kg/h. O *smelt* resultante do processo é liberado a uma vazão de 571,91 kg/h pela corrente 32 a uma temperatura elevada de 859,85°C.

Os valores de entrada resultaram em 17.445.806 kJ de entrada total de calor da caldeira. E para a perda total de calor totalizou-se 7.112.310,79 kJ de calor perdido somando-se todas as perdas individuais. A quantidade necessária de água despendida para a alimentação foi de 4.686,91 kg/h (corrente 29), determinada pelas demandas do vapor para a planta, do vapor para o soprador de fuligem e para a água de purga.

Assim, a caldeira produz vapor destinado à planta industrial, produzindo através da corrente 30 uma vazão de 4.345 kg/h de vapor superaquecido a 200 °C e 800 kPa. Todos os cálculos estão detalhados no Apêndice B.3.3. A caldeira selecionada é do modelo FM 9-30, da empresa CBC Indústrias Pesadas S.A., de capacidade nominal de 7.000 kg/h de vapor produzido conforme Anexo A.14. A Figura 21 representa o esquema do equipamento.

Figura 21 - Esquema da caldeira de recuperação CR-301.



Fonte: Autores, 2024.

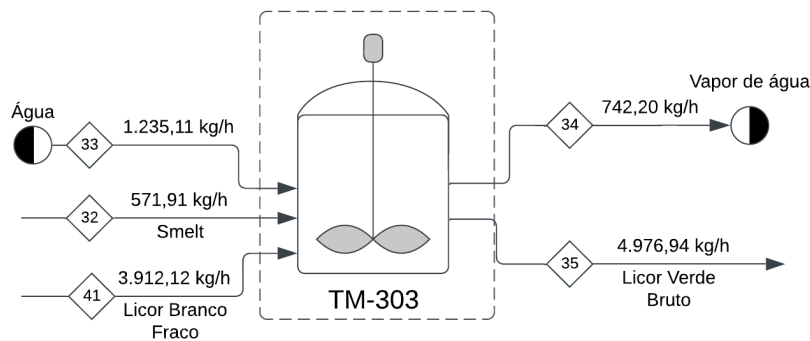
4.2.3.4 Tanque de dissolução

O tanque de dissolução TM-303 tem um papel significativo após a operação da caldeira, coletando o *smelt* (corrente 32) a temperatura de cerca de 859,85°C definida por revisão bibliográfica para as condições do tanque (CARREIRO, 2009) à vazão de 571,91 kg/h e diluindo o *smelt* ao receber o licor branco fraco (corrente 41) a 59,85°C (REIS, 2013) a uma vazão de 3.912,12 kg/h. Além disso, há também a entrada de água a 25 °C (corrente 33) a uma vazão de 1.235,11 kg/h.

A mistura do *smelt* ao licor branco fraco retorna para a linha de recuperação na forma de licor verde bruto (corrente 35) a 89,5°C (REIS, 2013) e 4.976,94 kg/h, para posteriormente obtenção do licor branco.

Segundo Reis (2013), devido a elevada temperatura que o *smelt* é inserido ao tanque, da parcela de água presente no licor branco fraco, cerca de 15% da massa de água evapora. Desse modo, a vazão de vapor gerada que deixa o tanque de dissolução (corrente 34) a 99,85°C é de 742,20 kg/h. Os cálculos estão disponíveis no Apêndice B.3.4. O esquema do tanque de dissolução e suas respectivas correntes são representados pela Figura 22.

Figura 22 - Esquema do tanque de dissolução TM-303.



Fonte: Autores, 2024.

No balanço energético desenvolvido no Apêndice B.3.4 das entradas e saídas do tanque de dissolução foram somadas e contabilizadas a exergia total de entrada como cerca de 4.282.073,05 kW e a exergia saída de 3.745.970,69 kW.

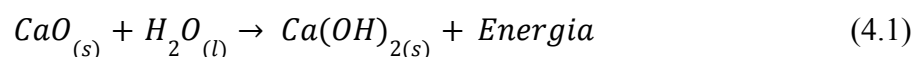
Para o armazenamento será empregado um tanque de mistura da marca Will Máquinas de 8.000 L de aço inox, de diâmetro igual a 1,98 m e altura igual a 2,45 m, conforme consta no catálogo presente no Anexo A.15.

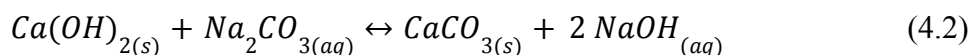
4.2.3.5 Reator *Slaker*

O apagador de cal, ou reator de apagamento (*slaker*) R-301, é o equipamento utilizado para a hidratação da cal, a primeira etapa da reação de caustificação, responsável pela recuperação do hidróxido de sódio (NaOH), que ocorre em duas etapas, na região do ciclo de recuperação chamada de ciclo da cal (D'ALMEIDA, 1988; MARCELINO, 2019).

Durante *startup*, adiciona-se óxido de cálcio (CaO) a uma vazão de 261,07 kg/h (corrente 36) e temperatura de 107,22°C à corrente de licor verde bruto a uma vazão de 4.976,94 kg/h (corrente 35) a 89,85°C, a fim de converter carbonato de sódio (Na₂CO₃) em hidróxido de sódio (NaOH). Já no estado estacionário, há a entrada da cal oriunda do forno de cal FR-301, à temperatura de 226 °C e vazão de 258,03 kg/h (corrente 46) e a reposição de cal virgem (corrente 36) altera-se para uma vazão de 3,04 kg/h.

Segundo D'Almeida (1988), as duas etapas da caustificação são expressas pelas Equações 4.1 e 4.2, que representam, respectivamente, a reação de hidratação, apagamento ou extinção da cal (*slaking*) e a reação de caustificação (*causticizing*).





Sendo a primeira reação exotérmica e de rápida conversão (SANCHEZ, 2007), ocorre com máxima conversão dentro do reator *slaker* durante o tempo de residência de 30 minutos.

A corrente de saída do reator *slaker* (corrente 37) com uma vazão volumétrica de 4.443,70 L/h e a 89,87°C é direcionada a sequência de reatores de caustificação, composta por 3 CSTRs (R-302, R-303 e R-304), onde a reação de caustificação irá prosseguir-se durante 120 minutos de residência e atingir sua concentração final de álcalis e a formação da lama de cal, composta por carbonato de cálcio em suspensão (EMUNDS, 2010). Que está com seus cálculos detalhadamente descritos no Apêndice B.3.5, através dos cálculos para o balanço de massa e energia.

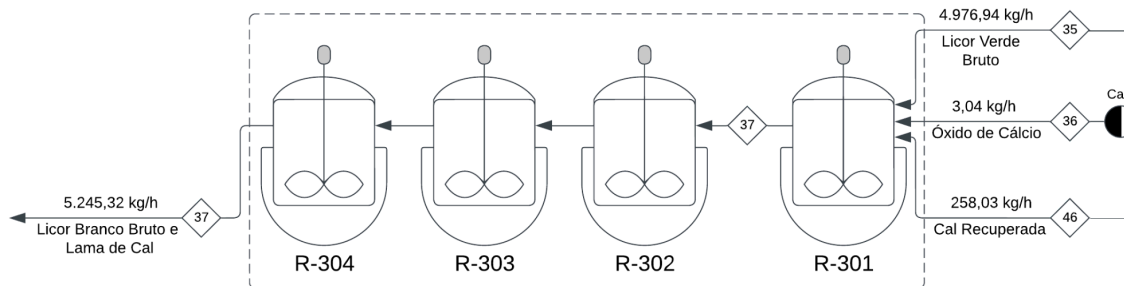
Para a operação do reator *slaker* o equipamento selecionado foi o ZMI Portec Detention Slaker, da empresa Carmeuse Systems, no modelo M-25 devido a sua capacidade máxima de adição de cal de 2.495 kg/h e seu volume total de 1.700 L, conforme catálogo disposto no Anexo A.16. O esquema do reator *slaker* está disposto na Figura 23, juntamente aos caustificadores.

4.2.3.6 Caustificador

O reator de caustificação, ou caustificador, é utilizado em sequência, de 3 reatores CSTRs (R-302, R-303 e R-304), para que se conclua eficientemente a reação de caustificação e finalize-se a recuperação do hidróxido de sódio (NaOH) para regeneração do licor branco no cozimento das fibras de celulose (SWANDA, 1997).

A corrente de entrada para os caustificadores possui vazão volumétrica de 4.367,14 L/h, com tempo de residência de 40 minutos em cada um dos caustificadores para atingir a eficiência de caustificação desejada. Deste modo, na Figura 23 há a representação da caustificação, contendo o reator *slaker* R-301 e os caustificadores.

Figura 23 - Esquema do reator *slaker* R-301 e caustificadores R-302, R-303 e R-304.



Fonte: Autores, 2024.

Saindo do último reator de caustificação R-304 tem-se a corrente de licor branco bruto (corrente 37), agora com lama de cal em suspensão, com uma vazão mássica total de 5.245,32 kg/h a temperatura de 89,87°C, sendo a fração mássica de licor branco bruto aproximadamente igual a 0,953 e a fração mássica de lamas aproximadamente igual a 0,047, direcionada ao clarificador CL-301 de licor branco para separação física das partes de lama e licor branco. As equações, condições de operação, métodos de resolução e cálculos do balanço de massa e energia destes equipamentos estão dispostos, juntamente com os referentes ao apagador de cal, no Apêndice B.3.5.7.

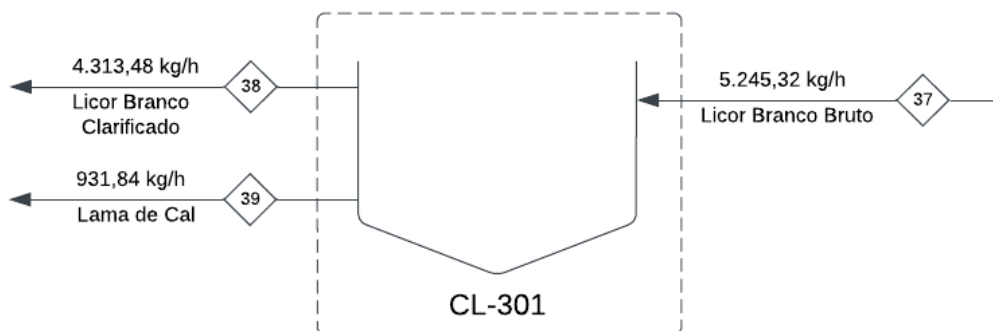
O volume dos caustificadores é de suma importância tendo em vista a dependência das variáveis cinéticas reacionais com o volume reacional. Sendo assim, selecionaram-se 3 reatores encamisados com agitação contínua de 7.800 litros de capacidade máxima, cada um, conforme disponível no Anexo A.17.

4.2.3.7 Clarificador

Conforme Cremasco (2018), a clarificação é o processo de separação sólido-líquido baseada na diferença entre as concentrações das fases presentes na suspensão a ser processada, sujeitas à ação do campo gravitacional. Esse processo ocorre em tanques conhecidos como sedimentadores, os quais podem ser classificados em espessadores, com produto de interesse na fase particulada, e clarificadores, com interesse na fase líquida da separação. Assim, apesar da classificação como “clarificador”, o equipamento de sedimentação deste projeto visa a obtenção tanto da fase particulada (lama) quanto do líquido (clarificado), uma vez que ambos retornam ao processo como correntes de reciclo. A Figura

24 representa o esquema do clarificador CL-301. Um esquema detalhado está disponível no Anexo D.1.

Figura 24 - Esquema do clarificador CL-301.



Fonte: Autores, 2024.

Desse modo, oriundo dos caustificadores (R-302, R-303 e R-304) tem-se a vazão de licor branco bruto (corrente 37) de 5.245,32 kg/h a uma temperatura de 89,87°C. Após 0,6 horas de sedimentação, tem-se uma vazão de licor branco clarificado (corrente 38) a 4.313,48 kg/h e temperatura de 90,80°C a qual retornará ao tanque de mistura de licor branco TM-201, uma vez que possui em sua composição uma alta carga de álcali e energia térmica para aquecer o licor branco para o processo. Na parte inferior do clarificador CL-301, tem-se uma vazão de lama de cal (corrente 39) a 931,84 kg/h e temperatura de 89,87 °C, a qual seguirá para o filtro de lamas.

O dimensionamento do clarificador se baseia no esquema do Anexo D.1, onde verifica-se que o equipamento é dividido em três regiões distintas: região de líquido clarificado, região de espessamento e fundo do sedimentador.

Desse modo, tem-se a Tabela 6, a qual traz as alturas das regiões do clarificador, a área de sedimentação (A) e o diâmetro do equipamento (D). Os cálculos relativos aos balanços de massa e de energia, bem como sobre o dimensionamento estão presentes no Apêndice B.3.6.

Tabela 6 - Dimensionamento do clarificador.

Parâmetro	Valor	Unidade
H	3,5	m

H_1	0,75	m
H_2	1,91	m
H_3	0,84	m
D	11,44	m
A	0,33	m ²

Fonte: Autores, 2024.

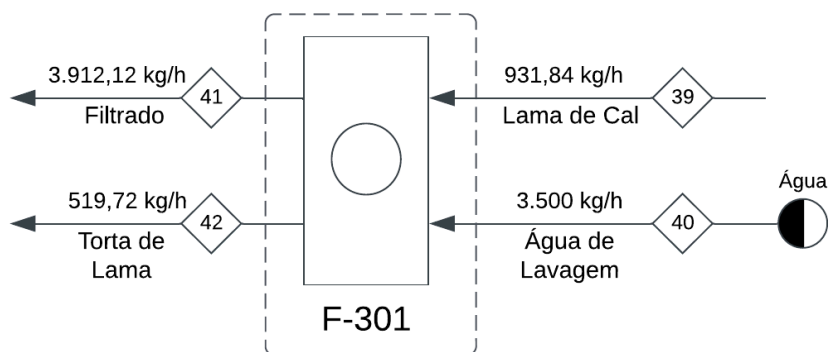
Desse modo, escolheu-se um clarificador modelo QK-ZGX12 da empresa Joint Stock Co, conforme catálogo do Anexo A.18.

4.2.3.8 Filtro de lammas

A filtração é a operação de separação entre as fases líquida e sólida de uma corrente, onde há formação de torta, a qual é rica em concentração de sólidos, e formação de filtrado, sem presença de sólidos particulados. O equipamento mais utilizado na indústria para a realização da filtração contínua é o filtro à vácuo de tambor rotativo, uma vez que necessita de uma pequena área de implantação, a torta é removida com facilidade e possui um baixo custo de manutenção (PAZ, 2007), onde a filtração ocorre a partir da rotação do tambor em um ciclo que se divide em filtração, lavagem, secagem e descarga, conforme Anexo D.2.

Assim, a filtração neste projeto visa a obtenção da lama de cal (torta) e do licor branco fraco (filtrado) que seguem para o forno FR-301 e reciclo no tanque de dissolução TM-303, respectivamente. A alimentação do filtro F-301 é a corrente 39 oriunda do clarificador CL-301, a qual possui uma vazão de 931,84 kg/h e temperatura de 89,87 °C, e água de lavagem (corrente 40) contendo 3.500 kg/h e 56,68°C. A torta sai do equipamento com uma vazão de 415,78 kg/h de lama e de 103,94 kg/h de água com a lama, totalizando 519,72 kg/h na corrente 42, a 25°C, sendo composta por, sobretudo, $CaCO_3$, para sofrer o processo de calcinação no forno de cal. O filtrado (corrente 41) sai com uma vazão de 3.912,12 kg/h e 59,85 °C, o qual retorna ao tanque de dissolução. A Figura 25 apresenta o esquema do equipamento.

Figura 25 - Esquema do filtro de lamas F-301.



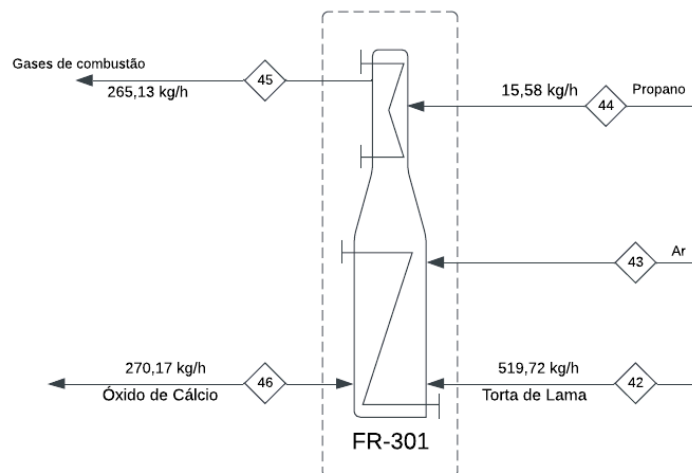
Fonte: Autores, 2024.

Além disso, o filtro possui uma capacidade de filtração por área de $0,02 \text{ cm}^3/\text{s.cm}^2$ e um tempo de filtração de 15,42 minutos, de modo a ser selecionado o equipamento demonstrado no catálogo do Anexo A.19 para realizar a operação. Os cálculos estão presentes no Apêndice B.3.7.

4.2.3.9 Forno de cal

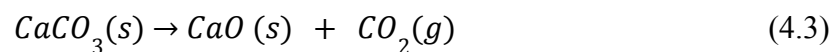
O forno de cal FR-301 é dividido em quatro etapas, iniciando-se pela secagem, seguido do aquecimento, calcinação e resfriamento. O processo de calcinação geralmente possui alta eficiência, chegando a cerca de 95%, sendo por esse motivo que a cal é reutilizada na unidade de caustificação do licor verde (REIS, 2013). Assim, o forno de cal é extremamente importante ao ciclo de recuperação, uma vez que é nesta operação unitária em que se finaliza o ciclo de recuperação de químicos da planta industrial. A Figura 26 esquematiza as correntes envolvidas no processo de calcinação.

Figura 26 - Esquema do forno de cal FR-301.

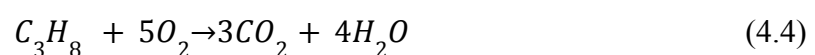


Fonte: Autores, 2024.

Assim, visando a obtenção da cal através da reação de calcinação do carbonato de cálcio (Equação 4.3), direciona-se 519,72 kg/h à temperatura de 25 °C (corrente 42) ao forno. Deste processo, obtém-se 270,17 kg/h de produto à temperatura de 226 °C (corrente 46), sendo este composto pela porcentagem mássica 95,5% de cal. Essa vazão retorna ao processo, finalizando o ciclo da cal e dando início ao novo ciclo de recuperação. Além disso, produz-se 106,18 kg/h de dióxido de carbono e demais gases de combustão à 600 °C (corrente 45).



Como gás de queima, emprega-se propano, por apresentar elevado poder calorífico inferior (-530,61 kcal/mol). Para suprir a demanda energética do forno de cal, igual a 784.490,22 kJ/h, utiliza-se 15,58 kg/h de propano à temperatura de 25 °C (corrente 44). A reação de combustão do propano está presente na Equação (4.4). A corrente 45, onde ocorre a saída dos gases de combustão, apresenta uma vazão de 265,13 kg/h e temperatura de cerca de 600 °C.



O forno de cal selecionado para o processo é o forno rotativo inclinado, com inclinação de 2,25°, diâmetro do cilindro rotativo de 4 m e comprimento do cilindro rotativo

de 60 m. O equipamento está presente no Anexo A.20 e os cálculos empregados estão presentes no Apêndice B.3.8.

4.3 PLANEJAMENTO DA PRODUÇÃO

Para satisfazer a produção de 22.680 kg/dia de produção de celulose não branqueada de fibra (UBHKP) curta faz-se necessário realizar o planejamento da produção. O planejamento da produção diz respeito ao *startup* das atividades da planta industrial, estabelecendo-se uma rotina até que a planta atinja a operação em regime permanente.

Assim, para o 1º dia de operação da planta, apenas o setor de recebimento da área 100 estará ativo, recebendo 5 cavaqueiros de 3 eixos de casca de coco, oriundos das empresas e do aterro. Esse processo será realizado no final do dia, com duração estimada de 4h. Recebe-se também a matéria-prima necessária para o preparo do licor branco e operação dos demais equipamentos do ciclo de recuperação, com tempo estimado de 2h.

No 2º dia, dando continuidade à operação da área 100, às 08h ocorre a picagem dos cavacos de coco e o seu armazenamento. Estima-se que esse processo demore 10h para ser realizado. No segundo turno, tendo início às 16h e finalizando às 00h, realiza-se o preparo do licor branco. A caldeira de recuperação terá o seu *startup* às 16h, sendo alimentada com cavacos até ocorrer a produção de licor negro concentrado.

No 3º dia de operação, juntamente a todos os processos já contabilizados no 1º e 2º dias, tem-se a ativação da área 200. Os cavacos picados e armazenados serão encaminhados para o digestor, juntamente ao licor branco previamente preparado, com início às 08h. O primeiro ciclo de cozimento finaliza às 13h, onde se inicia o funcionamento do *blow tank*, depurador e difusor. A partir deste momento, estes equipamentos funcionarão continuamente. Juntamente ao início do cozimento, a área 300 será iniciada, com o transporte do licor negro fraco para o tanque de mistura 301. O evaporador de múltiplo efeito iniciará suas operações às 17h. A máquina de papel inicia às 16h e tem o final do ciclo às 00h. O corte e armazenamento da bobina é realizado no primeiro turno do dia seguinte, 00h - 08h.

No 4º dia, às 01h terá início a operação da caldeira de recuperação com licor negro concentrado quando integra-se o processo em um novo estado contínuo. Às 02h o tanque de dissolução receberá o *smelt* proveniente da caldeira, no entanto, ainda sem o reciclo do filtro de lamas. Às 03h o primeiro licor verde será encaminhado para o reator *slaker*, alimentado somente com cal virgem até reciclo do forno de cal, e deixará os reatores de caustificação às

05h30, seguindo para o clarificador de licor branco. Neste instante, o clarificador, com o licor branco ainda sem as especificações desejadas, terminará de separar a primeira lama de cal às 06h. Direcionada ao filtro de lamas, às 06h30 finaliza-se o primeiro ciclo de filtração e direciona a corrente de filtrado líquido ao tanque de dissolução do *smelt* (que operará em estado contínuo a partir das 07h30), que afetará também o estado contínuo do *slaker*. Simultaneamente, às 06h30 o forno de cal recebe a primeira lama filtrada e finaliza seu primeiro ciclo (de alimentação da cal virgem) às 09h30. Durante este intervalo de tempo, às 08h, ocorre a expedição do primeiro lote de produto na Área 200. Em decorrência do primeiro processamento do forno de cal, a partir das 09h30 o reator *slaker* sofre sua última alteração anterior ao estado contínuo final, atingido às 10h, com o encerramento da reposição total de cal. Concomitantemente, após reciclo da corrente líquida de filtração das lamas, o clarificador de licor branco direcionará ao tanque de mistura do licor branco, na Área 200, a primeira corrente de licor branco recuperado, encerrando a reposição total de reagentes para o cozimento às 11h30.

A partir do 4º dia, a indústria estará operando continuamente, com as áreas 100, 200 e 300 integradas pelo reciclo. O Quadro 1 representa o *startup* da planta industrial.

Quadro 1 - Planejamento do *startup* da indústria.

(Continua)

Atividade	Segunda-feira		Terça-feira			Quarta-feira			Quinta-feira			Sexta-feira
	08h - 16h	16h - 00h	00h - 08h	08h - 16h	16h - 00h	00h - 08h	08h - 16h	16h - 00h	00h - 08h	08h - 16h	16h - 00h	00h - 08h
A-101		16h-18h					16h-18h					
PC-101				08h-18h						08h-18h		
TA-101				08h-18h								
TM-201					16h-17h					10h30-11h30		
D-201							08h-13h					
TA-201							13h-14h					
H-201							14h-15h					
F-201							15h-16h					
MP-201								16h-00h				
MC-201 e A-201									00h-08h			
TM-301 e TM-302								16h-17h				

(Conclusão)

EV-301 e TA-301								17h-01h			
CR-301					16h-19h				01h-02h		
TM-303									02h-07h30		
R-301									03h-08h	09h30-10h	
R-302, R-303 e R-304									03h30-05h30	08h-10h	
CL-301									05h30-06h	10h-10h30	
F-301									06h-06h30		
FR-301									06h30-9h30		

Status	Identificação
<i>Startup</i>	
Processo não integrado	
Contínuo	
Periódico	

4.3.1 Escala de trabalho

Para a proposição da escala de trabalho, analisa-se a alocação dos colaboradores na indústria, bem como os dias trabalhados efetivamente ao ano, descontando-se os períodos de parada programada. Deste modo, estima-se que irá ocorrer 1 parada programa de 10 dias (KLABIN, 2024), destinada à manutenção e limpeza dos equipamentos. Assim, a indústria irá operar continuamente durante 355 dias ao ano.

Desse modo, a empresa será composta por 60 colaboradores alocados nos seguintes setores: administração, caldeira, chão de fábrica, controle de qualidade, cozinha, engenharia, expedição, limpeza, recursos humanos, sala de controle e segurança. Os turnos de trabalho serão divididos em três turnos de 08h cada, começando a partir das 08h da manhã, conforme ilustrado na Tabela 7. Além disso, cada funcionário em quaisquer dos turnos possuirá 1h de intervalo.

Tabela 7 - Alocação dos colaboradores.

Setor	Turno/Horário		
	1° (08h - 16h)	2° (16h - 00h)	3° (00h - 08h)
Administração	5	0	0
Caldeira	1	1	1
Chão de fábrica	3	2	2
Controle de Qualidade	2	2	1
Cozinha	3	2	0
Engenharia	1	1	1
Expedição	2	2	0
Limpeza	3	3	0
Recursos Humanos	3	0	0
Sala de Controle	1	1	1
Segurança	2	2	2

Fonte: Autores, 2024.

4.4 UTILIDADES

Nesta seção, serão abordadas as utilidades empregadas no processo, detalhando sobre o uso de cada uma dentro da planta industrial e do setor administrativo. Na Tabela 8, estão presentes as demandas diárias totais de utilidades. O detalhamento de cada uma está nas subseções 4.4.1 a 4.4.3.

Tabela 8 - Demandas diárias totais de utilidades.

Utilidades	Demanda	Unidade
Água quente	88.340,00	L/dia
Água fria	563.391,70	L/dia
Vapor	95.118,14	kg/dia

Fonte: Autores, 2024.

O dimensionamento de tubulações e bombas necessárias para o transporte das utilidades está presente no Apêndice D.

4.4.1 Demandas de água quente

Para a demanda de água quente, é necessário avaliar seu uso no prédio administrativo e nos equipamentos da planta. No filtro de lamas, a demanda é igual a 3.500 kg/h de água quente. No prédio administrativo, as demandas se referem ao funcionamento dos equipamentos para a cozinha, refeitório, vestiários e do sistema CIP. Para atender a estas demandas, será instalado um tanque de armazenamento de água quente, o qual manterá a água a uma temperatura de 70 °C para ser destinada aos pontos necessários da planta. Em pontos onde é necessária temperatura inferior à 70 °C, é prevista a instalação de misturadores.

Na cozinha, considera-se que sejam preparadas 2 refeições diárias por funcionário. Segundo Macintyre (2010), pondera-se que sejam utilizados cerca de 12 litros de água quente por refeição durante o processo de cocção de alimentos, de acordo com o Anexo B.1, totalizando uma demanda de água quente de 1.440 L/dia, sendo 720 L para o preparo das refeições o meio-dia e 720 L para o preparo das refeições ao final do dia. Desse modo, serão utilizadas 5 panelas industriais da marca Nova Real Alumínio, modelo 9745, de 60 L cada

uma para atender a demanda das refeições, conforme Anexos B.2. Além disso, para manter os alimentos aquecidos no refeitório, será utilizada uma cuba de acordo com o modelo do Anexo B.3, a qual necessitará de 20 L de água quente por dia.

Para a demanda de água quente nos chuveiros, de acordo com a NR n° 24 é indicada a instalação de um chuveiro para cada 20 funcionários para higienização, portanto, serão instalados dois chuveiros no vestiário masculino e nos dois no feminino. Considera-se a norma NBR 5626 (ABNT, 2020) que estipula uma vazão mínima de 12 L por minuto para chuveiros em instalações prediais. Além disso, considerou-se um tempo médio de banho de 10 minutos e um total de 60 banhos por dia, de modo a se ter uma demanda de 7.200 L/dia água, das quais 2.880 L/dia são de água quente, uma vez que, segundo Macintyre (2010), é necessário uma mistura entre água fria e água quente para se atingir a temperatura ideal para banho, conforme indicação de dermatologistas. Desse modo, decidiu-se pela instalação de dois aquecedores de água, um para os vestiários e outro para a cozinha e refeitório. Assim, foram escolhidos dois aquecedores do modelo B300, o qual produz 98 L/h de água quente, conforme o catálogo do Anexo B.4.

A demanda no sistema CIP vai ocorrer 1 vez ao ano, quando acontecem as paradas programadas descritas no planejamento de produção. Esse sistema realizará a lavagem do digestor e tanques de mistura 101, 301 e 302, com demandas iguais a 11.451 L, 8.143 L, 14.403 L e 14.403 L, respectivamente. Com isso, obtém-se a demanda de água quente para limpeza igual a 48.400 L.

4.4.2 Demandas de água fria

A demanda de água fria nos prédios auxiliares está prevista para o funcionamento da cozinha, da lavanderia, dos banheiros e vestiários, e na área industrial para as lavagens da polpa e resfriamento de correntes. Em relação aos equipamentos do processo, tem-se a demanda de 167,51 kg/h no tanque de mistura do licor branco. No digestor, há a demanda de 10.000 kg/h de água fria na zona de resfriamento. No depurador, ocorre a entrada de 6.163,68 kg/h de água fria. No difusor, a demanda é de 5.000 kg/h. No tanque de dissolução, ocorre a entrada de 1.235,11 kg/h. No apagador e caustificadores, a demanda é de 388,47 kg/h. Nos trocadores de calor, há demanda de 14,08 kg/h pelo E-204; 29,04 kg/h pelo E-205 e 18,99 kg/h pelo E-302. Totalizando uma demanda de água fria na planta igual a 552.406,70 L/dia.

Em relação ao prédio administrativo, tem-se que na cozinha a quantidade de água fria necessária é determinada com base na água utilizada para cozimento dos alimentos e a água utilizada para abastecimento do lava-louças modelo AMT2, apresentado no Anexo B.5. O lava-louças consome 180 L/h e realiza 15 ciclos de lavagem com aproximadamente 1 minuto de duração, resultando em uma demanda por dia de 45 litros. Ressalta-se que esse modelo de lava-louças é equipado com um aquecedor de água próprio e não requer o uso de vapor ou água quente. Desse modo, o gasto de água total na cozinha é de 1505 L/dia.

Na lavanderia, a água fria será utilizada para a lavagem dos uniformes dos colaboradores, necessitando de 60 litros de água para a lavagem de 1 kg de roupa. No total, tem-se uma demanda de 22,5 kg de roupas a serem lavadas por dia, considerando o peso de um jaleco de 500 g. Portanto, faz-se necessário a utilização de 1.350 litros de água para lavagem de roupas por dia. Desse modo, para atender a essa demanda, escolheu-se uma lavadora de roupas Rufino Modelo RLX-20, com capacidade de 25 kg em cada ciclo, conforme catálogo do Anexo B.6.

Para os banheiros e vestiários, é necessário estimar a demanda de água nas pias, descargas e chuveiros. Conforme a NBR-11852 (ABNT, 2013), cada descarga de bacias sanitárias consome 9 litros de água. Já a NBR-5626 (ABNT, 2020) estabelece que as descargas em mictórios consomem 2,5 litros de água. Essa mesma norma também define a vazão das pias de banheiro como 15 L/min, conforme especificado no Anexo B.7. Considera-se que cada funcionário acione a descarga e pia três vezes ao dia, o acionamento é de 30 segundos e $\frac{1}{3}$ das descargas são realizadas em mictórios. Desse modo, a demanda de água nas pias e descargas é de 2.580 L/dia. Nos chuveiros, conforme mencionado na seção 4.4.1, será necessário 7.200 litros de água por dia, dos quais 4.320 litros são de água fria a 25 °C.

Além disso, ao longo do prédio administrativo haverá 3 bebedouros do modelo descrito no catálogo do Anexo B.8 para o consumo de água potável, conforme estabelecido pela NR n° 18, de modo a se ter um consumo de 60 L/dia, considerando que cada colaborador consome 1 litro de água por dia nos bebedouros. Outros pontos de água serão instalados nas áreas do prédio para uso geral, sendo dois na lavanderia, 2 na cozinha e 2 na área de recreação. Cada um desses pontos foi considerado como uma torneira de banheiro, com uma vazão de 15 L/min e uso de três vezes ao dia com acionamento total de 10 minutos por dia, demandando, portanto, 900 L/dia. Deste modo, totalizando a demanda de água fria no prédio administrativo igual a 10.985 L/dia.

4.4.3 Demandas de vapor

As demandas de vapor foram divididas em demandas de processo e demandas do prédio administrativo. No processo, tem-se a demanda de vapor nos trocadores de calor empregados para aquecer as zonas do digestor, sendo necessário 1.548,32 kg/h na zona de impregnação pelo E-201 e 100,92 kg/h na zona de cozimento pelo E-203. Na máquina de papel, há demanda de 44,02 kg/h para o aquecimento do ar de secagem pelo E-206. A demanda mais expressiva está nos evaporadores de múltiplo efeito, onde se necessita 2.250 kg/h de vapor vivo. Totalizando uma demanda na planta igual a 3.943,28 ,g/h.

No prédio administrativo, o vapor é utilizado para o funcionamento dos tanques de água quente, dos equipamentos da lavanderia (secadora, lavadora e calanda) e na cozinha, na lava-louças.

Conforme descrito no item 4.4.2, a quantidade de roupas a serem lavadas na lavanderia é de 22,5 kg/dia. Para a secagem das roupas, será utilizada uma secadora Rufino Modelo RSI-30, com capacidade para 30kg de roupa, a qual consome 40 kg/h de vapor, presente no Anexo B.9. Também será necessário a utilização de uma calandra a qual será da marca Rufino Modelo RCI-20, com capacidade para 25 kg de roupa, conforme catálogo do Anexo B.10. O equipamento consome 10 kg/h de vapor, totalizando 150 kg de vapor/dia, considerando três ciclos de lavagens por dia.

Para os chuveiros, de acordo com o item 4.1.1 será necessário o aquecimento de 1.920 L/dia de água através da utilização do aquecedor do catálogo do Anexo B.4 o qual consome 14 kg de vapor/h. Desse modo, para atender a demanda, será gasto 336 kg de vapor/dia. Totalizando uma demanda no prédio administrativo igual a 64 kg/h, que será suprida através do vapor de baixa pressão e a 100 °C gerado pelo Tanque de Dissolução, conforme presente no Apêndice B.3.4.

4.5 DESCRIÇÃO DOS EQUIPAMENTOS DE UTILIDADES

4.5.1 Vapor

4.5.1.1 Trocadores de calor

Os equipamentos E-201 e E-203 são responsáveis pelo aquecimento das zonas internas do digestor, sendo operados a vapor superaquecido a 200 °C e 800 kPa, oriundo da caldeira de recuperação. O equipamento E-202 tem a mesma função, no entanto é operado com vapor de integração energética do trocador E-201. O trocador E-201, conforme cálculos realizados no Apêndice C.1.1, possui área de troca térmica de 12,71 m², de modo que o modelo selecionado é o TP10-4-1250 da marca Thermo Pipe (Anexo C.1). O trocador E-202, conforme cálculos realizados no Apêndice C.1.2, possui área de troca térmica de 31,35 m², de modo que o modelo selecionado é o BCTH 406.10.S369 da marca Bermo (Anexo C.2). O trocador E-203, conforme cálculos realizados no Apêndice C.1.3, possui área de troca térmica de 6,51 m², de modo que o modelo selecionado é o TP6-2-1750 da marca Thermo Pipe (Anexo C.3).

O equipamento E-301 é responsável pelo aquecimento das correntes do tanque de mistura 301 e 302. Assim, empregam como fluido de aquecimento o vapor de integração energética do trocador E-202. O trocador E-301, conforme cálculos realizados no Apêndice C.1.5, possui área de troca térmica de 6,22 m², de modo que o modelo selecionado é o TP6-2-1750 da marca Thermo Pipe (Anexo C.3).

O equipamento E-206 é responsável pelo aquecimento do ar de secagem empregado na máquina de papel 201. Assim, emprega vapor da caldeira de recuperação como fluido de aquecimento, a 200 °C e 800 kPa. O trocador E-206, conforme cálculos realizados no Apêndice C.1.4, possui área de troca térmica de 0,34 m², de modo que o modelo selecionado é o TP4-4-300 (Anexo C.4).

4.5.2 Água fria

4.5.2.1 Trocadores de calor

Os equipamentos E-204, E-205 e E-302 são responsáveis pela redução de temperatura das zonas de lavagem e resfriamento do digestor e pela condensação do vapor proveniente do evaporador, sendo operados com água fria a 25°C proveniente dos reservatórios. O trocador E-204, conforme cálculos realizados no Apêndice C.3.1, possui área de troca térmica de 8,68 m², de modo que o modelo selecionado é o TP5-2-1250A da marca Thermo Pipe (Anexo C.5). O trocador E-205, conforme cálculos realizados no Apêndice C.3.2, possui área de troca térmica de 21,73 m², de modo que o modelo selecionado é o TP10-2-2000 da marca Thermo

Pipe (Anexo C.6). O trocador E-302, conforme cálculos realizados no Apêndice C.3.2, possui área de troca térmica de 70,83 m², de modo que o modelo selecionado é o BCTH 550.10.S770 da marca Bermo (Anexo C.7).

4.5.2.2 Sistema de captação de água

A captação da água utilizada na indústria ocorrerá através de um poço artesiano, que será perfurado pela empresa TecnoPoços, localizada em Camaçari. A empresa foi selecionada pois segue a NBR 12212, que discorre sobre projetos de poços tubulares, e a NBR 12233, que abrange a construção de poços tubulares. A utilização da Estação de Tratamento de Efluentes (ETE) compacta irá reduzir a demanda de água do poço em 2.146,78 kg/h, conforme será abordado na seção 4.8. Assim, a demanda requerida pelo poço artesiano reduz em 8%, necessitando a obtenção de 25.008,71 kg/h de água pelo poço.

O poço artesiano terá 160 metros de profundidade, para atender à demanda de água requerida (HIDROG, 2024). Sabe-se que, no ano de 2024, o preço médio da perfuração é de R\$30,00 por metro perfurado (TODAGUA, 2024). Para levar a água à indústria, será utilizada uma bomba submersa modelo 65-20-15-2.2, com capacidade de bombear 27 m³/h, conforme presente no Anexo B.11.

4.5.2.3 Reservatórios

Para o armazenamento da água, proveniente do poço artesiano, foram selecionados 3 tanques de armazenamento destinados à indústria e 1 caixa d'água destinada ao prédio. As capacidades dos reservatórios estão dispostas na Tabela 9. Estabeleceu-se a relação de 70% da capacidade dos reservatórios, visando a estocagem para combate a incêndios, bem como uma margem de segurança. O tanque 3 apresenta capacidade diferente dos demais, pois nele ocorre a entrada da água de reuso que será reintegrada ao processo, conforme será abordado na seção 4.8.

Tabela 9 - Volume dos reservatórios de água fria.

Reservatório	Volume (m³)
Caixa d'água	15,69
Tanque de armazenamento 1	263,05

Tanque de armazenamento 2	263,05
Tanque de armazenamento 3	282,37

Fonte: Autores, 2024.

4.6 INTEGRAÇÃO DE UTILIDADES

Visando o melhor aproveitamento energético das utilidades empregadas no processo, algumas estratégias foram adotadas. Em primeiro lugar, tendo como objetivo a autossuficiência energética da planta, aliada com o interesse de não desperdiçar o potencial energético das correntes de troca térmica, realizou-se a integração das utilidades dos trocadores. O vapor condensado oriundo do E-201 foi direcionado ao E-202; o vapor condensado do E-202 foi direcionado para o E-301. Essa operação diminuiu a demanda de vapor total em 33,4% e possibilitou o uso de vapor excedente produzido pela caldeira para a geração de energia elétrica. A Tabela 10 apresenta os dados da integração e não integração do vapor, bem como a capacidade produzida pela caldeira e tanque de dissolução na planta.

Tabela 10 - Comparativo da integração e não integração de vapor.

Parâmetro	Vazão de vapor (kg/h)
Demanda de vapor integrado	3.963,26
Demanda de vapor não integrado	5.949,10
Vapor produzido na caldeira	4.345,00
Vapor produzido no tanque de dissolução	742,20

Fonte: Autores, 2024.

Assim, o excedente de vapor verificado após a adoção da integração de utilidades, igual a 1.123,94 kg/h é direcionado para uma turbina geradora. Com a adoção desta medida, estima-se uma economia de 593,73 R\$/h, com base na precificação de energia elétrica da cidade de Camaçari, igual a 0,48 R\$/kWh (NEOENERGIA COELBA, 2024). Para isso, será utilizada a turbina a vapor para Microgeração de Energia da marca Wórtice Energia modelo MWX, presente no Anexo C.9.

Uma possível integração a ser realizada é destinar a água removida nas seções de prensagem e formação da máquina de papel para o setor de limpeza do prédio administrativo

ou às seções de lavagem da linha de fibras (depurador e difusor), visando a redução da demanda de água fria. Além disso, uma opção implementada é a coleta pluvial previamente citada no item 4.5.3.2.

4.7 CONTROLE DE QUALIDADE

O controle de qualidade da indústria será realizado nos laboratórios, e terá por objetivo a padronização da qualidade entregue aos clientes, bem como sua adequação aos parâmetros definidos pelas normas TAPPI. Assim, os equipamentos necessários estão dispostos na Tabela 11. Os seus catálogos estão presentes nos Anexos E.1 - E.4.

Tabela 11 - Equipamentos necessários para o controle de qualidade.

Equipamento	Marca	Quantidade
Balança digital de precisão	Bioprecisa	1
Medidor de densidade química Ultrassônico	RHSonics	1
Medidor de sólidos dissolvidos	Alquera	1
Viscosímetro analógico modelo LV	Hebei Gaotiejian Testing Instrument Co.	1

Fonte: Autores, 2024.

Também são necessárias vidrarias e equipamentos de laboratório, conforme presente na Tabela 12. Nela, já estão contabilizadas a estimativa de vidrarias de reposição.

Tabela 12 - Equipamentos de laboratório.

Equipamento	Quantidade
Béquer	20
Bureta	5
Chapa de agitação magnética	3
Erlenmeyer	10
Funil de vidro	4
Pipeta graduada	3

Pipeta volumétrica	3
PHmêtro	3
Proveta	8

Fonte: Autores, 2024.

4.8 TRATAMENTO DE EFLUENTES

No que tange a geração de efluentes, estes são oriundos da planta industrial e do prédio administrativo. Na planta industrial, a geração de efluentes ocorre nos evaporadores de múltiplo efeito e na máquina de papel. A geração de efluentes calculada por equipamento está disposta na Tabela 13, e será realizada através da Estação de Tratamento de Efluentes (ETE) compacta com capacidade igual a 30.000 L/h, presente no Anexo F.1, da empresa Alfamec. O seu uso é interessante para a indústria de papel e celulose pois reduz em 90% o custo com água, uma vez que ela é reintegrada ao processo. Além disso, a escassez hídrica na região Nordeste brasileira em determinados períodos anuais é um fator presente (SIQUEIRA, 2021), de modo que a falta de planejamento de recursos hídricos prejudica a gestão ambiental e o bom funcionamento da planta.

Tabela 13 - Geração de efluentes estimada por equipamento do processo.

Equipamento	Geração (kg/h)
Evaporador efeito 2	2.041,00
Evaporador efeito 3	1.678,00
Evaporador efeito 4	1.445,00
Evaporador efeito 5	13.402,00
Máquina de papel	1.072,81
Tanque de condensado do evaporador	1.829,00
Total	21.467,81

Fonte: Autores, 2024.

Desse modo, enviando-se os efluentes dos equipamentos do processo para a ETE compacta, reduz-se em 8% a demanda total de água na indústria, reintegrando 19.321,03 kg/h de água ao tanque de armazenamento de água 3.

Ainda, estima-se que a vazão de água empregada para a lavagem de equipamentos seja de 48.400 L, conforme abordado no Apêndice C.2.2. Ainda, o processo de lavagem interna dos equipamentos internamente ocorre 1 vez ao ano nas paradas programadas e este efluente é enviado à ETE compacta, visando seu reaproveitamento.

Já em relação aos efluentes gerados no prédio administrativo, seu tratamento será realizado de maneira terceirizada, pela Empresa Baiana de Águas e Saneamento S.A. (Embasa).

4.9 LAYOUT

O *layout* da planta foi elaborado pensando em distribuir os equipamentos do processo ao longo dos 8.563 m² da planta de modo a garantir a passagem e deslocamento necessários entre os equipamentos, bem como garantir a segurança de toda a unidade fabril ao seguir as Normas Regulamentadoras NRs 13 e 14 (BRASIL, 2022), as quais determinam as distâncias mínimas de caldeiras, tubulações, vasos de pressão, tanques de armazenamento e fornos nas suas instalações.

Desse modo, no Apêndice E tem-se a disposição dos equipamentos do processo, bem como as tubulações do processo, de água fria, água quente, vapor e condensado necessárias para o funcionamento adequado da planta.

5 CONTROLE E INSTRUMENTAÇÃO

Para o controle e a instrumentação do processo foi selecionado o forno de cal FR-301, por representar até 20% do consumo total de energia da fábrica. Enquanto que em fábricas que utilizam a biomassa para queima na caldeira visando geração de vapor, o forno de cal representa até 100% do consumo de óleo combustível (GUIMARÃES *et al.*, 1986). Por isso, é necessário um estudo voltado à otimização da operação do equipamento com auxílio do controle. A instrumentação foi ilustrada através do Diagrama de Processo e Instrumentação (P&ID), conforme a norma ANSI/ISA 5.1 (2009) - *Instrumentation Symbols and Identification*.

Os instrumentos utilizados estão apresentados na Tabela 14 e a estratégia de controle na Figura 27. O diagrama P&ID foi elaborado no aplicativo de diagramação de uso educacional livre Lucidchart®.

Tabela 14 - Instrumentos utilizados no forno de cal.

Finalidade	Símbolo	Quantidade	Instrumentos
Transmissor de Vazão	FT	3	FT-301; FT-302 FT-303
Controlador Indicador de Vazão	FIC	3	FIC-301; FIC-302; FIC-303
Registrador de Vazão	FR	2	FR-301; FR-303
Transmissor de Pressão	PT	2	PT-302; PT-304
Registrador de Pressão	PR	1	PR-304
Indicador de Pressão	PI	1	PI-302
Transmissor de Temperatura	TT	5	TT-301; TT-302; TT-304; TT-306; TT-307;
Registrador de Temperatura	TR	4	TR-301; TR-302; TR-304; TR-307;
Indicador de Temperatura	TI	1	TI-306
Transmissor de Velocidade	ST	1	ST-305
Controlador Indicador de Velocidade	SIC	1	SIC-305
Indicador de Velocidade	SI	1	SI-305

Relé	FY	1	FY-306
Transmissor de O ₂	O ₂ T	1	O ₂ T-307
Controlador Indicador de O ₂	O ₂ IC	1	O ₂ IC-307
Válvulas gaveta	FV	4	FV-301; FV-302; FV-303; FV-306

Fonte: Autores, 2024.

As variáveis operacionais que possuem maior significância no forno de cal são a vazão da lama de alimentação, a emissão de oxigênio, o tempo de residência no forno, a vazão de ar primário e secundário e a vazão de gás combustível.

Na alimentação de gás propano ao soprador a válvula gaveta FV-301 se abre permitindo a vazão de alimentação do gás propano, no qual possui a vazão controlada pelo controlador FIC-301, que recebe o sinal de vazão mássica do dispositivo FT-301. Este, por sua vez, emite um sinal para o FR-301. Quando há uma vazão em excesso, ocorre o superaquecimento da câmara de combustão e do produto, significando desperdício do insumo. A temperatura do gás é monitorada por meio do transmissor de temperatura TT-301, instalado após a válvula e transmitido para o registrador de temperatura TR-301.

O mesmo acontece na malha de controle 302 para a corrente de alimentação da lama de cal que entra no forno, no qual a vazão é monitorada pelo transmissor FT-302 e pelo controlador FIC-302. Além disso, há o controle da temperatura e pressão em que a lama entra no forno.

Na malha de controle 303, a água de alimentação que é utilizada no lavador de gases, perpassa uma válvula gaveta FV-303 e segue o mesmo modo de controle da malha 301, mas com a necessidade de utilização de um registrador FR-303.

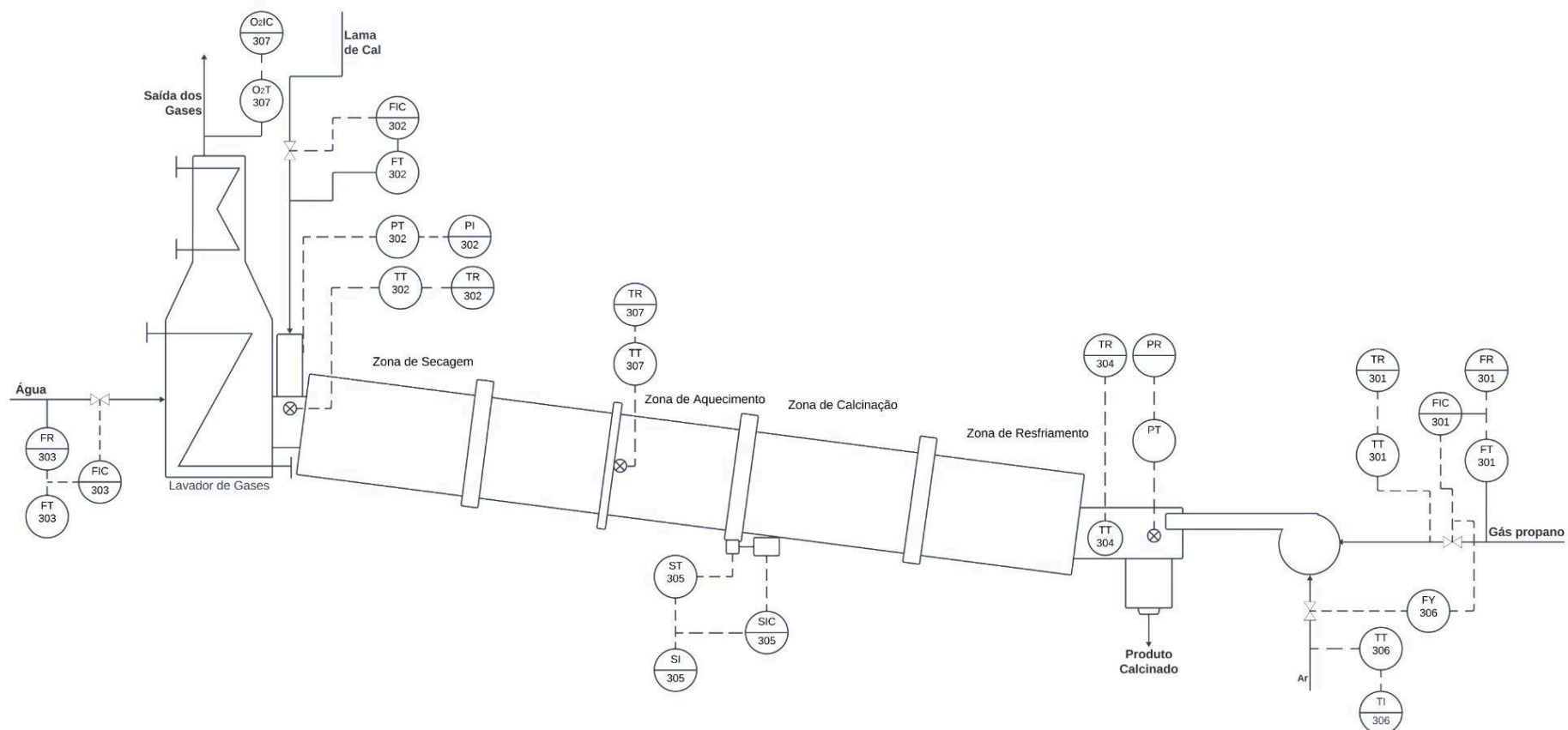
Na alimentação de ar do soprador através da válvula gaveta FV-306 o relé de vazão FY-306 tem a função de receber sinais do controlador de vazão do gás propano e enviá-los à válvula. A temperatura do ar de entrada é controlada pelo transmissor de temperatura TT-306 e pelo indicador de temperatura TI-306. Em casos em que há um excesso da vazão de ar acima do necessário, diminui-se a temperatura da câmara de combustão e se aumenta a temperatura dos gases de exaustão. A temperatura de toda a zona de resfriamento, onde está contida a câmara de combustão, é controlada com o auxílio do transmissor de temperatura TT-304 que envia o sinal elétrico ao registrador TR-304. A pressão dos gases de queima na câmara é monitorada pelo transmissor PT-304 e o registrador PR-304.

O tempo de residência é um parâmetro que tem grande influência sobre a produção do forno, onde, além do volume da vazão de lama, leva-se em conta também a rotação do forno. Para isso, gera-se um sinal através de um transmissor de velocidade ST-305 e envia-se a um indicador de velocidade SI-305 e ao controlador SIC-305, o qual envia informações diretamente ao motor responsável pelas rotações do tambor.

Quando se estabilizam as condições de operação, é necessário verificar o teor de oxigênio na câmara de fumaça com o auxílio do transmissor de oxigênio O₂T-307 que transmite sinais ao O₂IC-307. Se estiver fora da faixa de operação, a vazão do ar secundário é modificada.

Finalmente, se controla a temperatura na zona de aquecimento, onde ocorre a maior parte da evaporação da água. O registrador de temperatura TR-307 recebe o sinal do transmissor de temperatura TT-307 e, se esta temperatura for baixa, abre-se o *damper*, aumentando a vazão dos gases.

Figura 27 - Diagrama de processo e instrumentação (P&ID) para o forno de cal.



Fonte: Autores, 2024.

6 ANÁLISE ECONÔMICA

6.1 CUSTOS COM CONSTRUÇÃO CIVIL

Para a implantação dos 8.563 m² (0,8563 hectare) de terreno necessário para o funcionamento da empresa, contabilizou-se o preço do m² no polo de Camaçari, na Bahia (ZAP, 2024; IMOVELWEB, 2024; PARADISERIA, 2024). Além disso, contabilizou-se os custos relativos a limpeza e possíveis remoções de construções antigas (SAMYLEA, 2017), bem como custos com construção das fundações dos prédios de alvenaria (HABITISSIMO, 2023). Assim, os custos com construção civil encontram-se na Tabela 15.

Tabela 15 - Custos com construção civil.

Item	Custo unitário (R\$/m²)	Custo (R\$)
Prospecção	71,05	608.401,15
Limpeza	0,58	4.966,54
Escavação	1,67	14.300,21
Fundação	400,00	3.425.200,00
Pintura	5,3	3.529,64
Total	-	4.056.397,54

Fonte: Autores, 2024; Habitissimo, 2023.

6.2 CUSTOS COM ESTOCAGEM

Os custos com estocagem preveem o armazenamento das cascas no pátio e todas as necessidades vinculadas ao transporte da matéria-prima até o picador a tambor. Esses custos incluem um pavilhão de estocagem com capacidade para comportar toda a pilha de cascas de coco, obrigatório para protegê-las das intempéries do clima. Neste cálculo considerou-se os Custos Unitários Básicos de Construção (CUB) (CBIC, 2024).

Além disso, foi contabilizado um guindaste com garra mecânica para que fosse possível realizar a movimentação dos cavacos da pilha até a esteira que encaminhará ao picador. Por fim, a esteira transportadora, que encaminha as cascas para o picador a tambor, onde serão transformadas em cavacos. Os custos mencionados estão dispostos na Tabela 16.

Tabela 16 - Custos com estocagem.

Item	Quantidade	Custo total (R\$)
Pavilhão de Estocagem	1	151.590,24
Guindaste de Carregamento Mecânico de 3 pontos	1	19.800,00
Trator Yanmar Série 1155	1	110.000,00
Esteira Transportadora	1	34.500,00
Total		315.890,24

Fonte: Autores, 2024.

6.3 CUSTOS COM ARMAZENAMENTO DE ÁGUA

Os custos relacionados ao armazenamento de água serão contabilizados a partir da aquisição dos tanques reservatórios de água, de volumes variados conforme a seção 4.5.3.3. A Tabela 17 apresenta os custos estimados.

Tabela 17 - Custos com armazenamento de água.

Item	Volume (m ³)	Quantidade	Custo unitário (R\$)	Custo total (R\$)
Caixa d'água	15,69	1	8.899,00	8.899,00
Tanque de armazenamento	263,05	2	2,86,95	5.737,90
Tanque de armazenamento	282,37	1	2.951,45	2.951,45
Total				17.588,35

Fonte: Adaptado de Loja do Pedrão, 2024.

6.4 CUSTOS COM EQUIPAMENTOS

6.4.1 Custos com equipamentos do processo e instalações de equipamentos de processo

Os custos dos equipamentos de processo estão dispostos na Tabela 18, sendo precificados de acordo com o valor do dólar no dia 16 de junho de 2024, sendo este igual a

R\$5,36. Para precificação de tais equipamentos foram utilizadas diferentes metodologias, dentre elas: contato direto com fornecedores nacionais e internacionais, pesquisa em sites de compra e importação de materiais e serviços, planilha de precificação de equipamentos, como a Capcost 2017 (TURTON *et al.*, 2003), equações para estimativa de custo por escala operacional, como a regra dos seis décimos (PETERS, TIMMERHAUS, 1991), e adequação de custos por índices, como o CEPCI (*Chemical Engineering Plant Cost Index*), utilizando o valor de 800,00 de fevereiro de 2024 (Towering Skills, 2024).

Para cálculo estimado do custo de instalação de tais equipamentos selecionados também foi possível obter relações confiáveis de acordo com Peters e Timmerhaus (1991), onde considera-se o custo com mão de obra, fundações, suportes, plataformas, gastos com construção, entre outros fatores diretamente relacionados à instalação e estabelecimento de cada equipamento comprado.

Desse modo, os custos com aquisição e transporte dos equipamentos de processo totalizam um montante de R\$22.426.596,02 e os custos com instalação e estabelecimento deste equipamentos de processo totalizam no montante de R\$6.690.469,00. Somando os custos de compra e instalação dos equipamentos de processo tem-se o montante de R\$29.117.065,02.

Além disso, conforme previsto pela Lei nº 5.415, de 10 de abril de 1968, é prevista isenção de impostos para importação de equipamentos, máquinas, aparelhos e instrumentos destinados à indústria de fabricação de celulose, pasta mecânica e papel em geral. Deste modo, não foram considerados impostos sobre a importação dos equipamentos.

Tabela 18 - Custos com equipamentos do processo e seus respectivos custos de instalação.

(Continua)

Sigla	Equipamento	Quantidade	Custo unitário (R\$)	Custo de equipamentos total (R\$)	Fator de custo de instalação (PETERS, 1991)	Custo de instalação individual (R\$)	Custo de instalação total (R\$)
PM-101	Picador de cavacos	2	157.800,00	315.600,00	20%	31.560,00	63.120,00
TA-101	Tanque de armazenamento	2	448.678,00	897.356,00	30%	134.603,40	269.206,80
TM-201	Tanque de mistura licor branco	1	147.220,65	147.220,65	20%	29.444,13	29.444,13
D-201	Digestor	1	468.140,00	468.140,00	60%	280.884,00	280.884,00
TA-201 e TA-301	Tanque de descarga	2	138.864,00	277.728,00	30%	41.659,20	83.318,40
H-201	Depurador	1	132.552,00	132.552,00	20%	26.510,40	26.510,40
F-201	Difusor	1	158.852,00	158.852,00	65%	103.253,80	103.253,80
MP-201	Máquina de papel	1	2.087.579,00	2.087.579,00	20%	417.515,80	417.515,80
MC-201	Máquina de cortar bobinas automática	1	280.000,00	280.000,00	20%	56.000,00	56.000,00
TM-301 e TM-302	Tanque de mistura do licor negro	2	204.088,00	408.176,00	20%	40.817,60	81.635,20

Tabela 18 - Custos com equipamentos do processo e seus respectivos custos de instalação.

(Conclusão)

Sigla	Equipamento	Quantidade	Custo unitário (R\$)	Custo de equipamentos total (R\$)	¹Fator de custo de instalação	Custo de instalação individual (R\$)	Custo de instalação total (R\$)
EV-301	Evaporador de múltiplo efeito	1	8.100.400,00	8.100.400,00	25%	2.025.100,00	2.025.100,00
CR-301	Caldeira de recuperação	1	6.553.960,00	6.553.960,00	30%	1.966.188,00	1.966.188,00
TM-303	Tanque de dissolução do licor verde	1	171.963,25	171.963,25	20%	34.392,65	34.392,65
R-301	Reator slaker	1	74.509,12	74.509,12	20%	14.901,82	14.901,82
R-302, R-303 e R-304	Reator de caustificação encamisado	3	160.000,00	480.000,00	20%	32.000,00	96.000,00
CL-301	Clarificador	1	42.080,00	42.080,00	20%	8.416,00	8.416,00
F-301	Filtro de lamas	1	1.672.680,00	1.672.680,00	65%	1.087.242,00	1.087.242,00
FR-301	Forno de cal	1	157.800,00	157.800,00	30%	47.340,00	47.340,00
Total				22.426.596,02			6.690.469,00

Fonte: Autores, 2024; ¹ Peter e Timmerhaus, 1991.

6.4.2 Custos com equipamentos de controle de qualidade

Os custos relativos aos equipamentos de controle de qualidade estão dispostos na Tabela 19.

Tabela 19 - Equipamentos necessários para o controle de qualidade.

Equipamento	Custo unitário (R\$)	Custo total (R\$)
Balança digital de precisão	6.399,00	6.399,00
Medidor de teor de sólidos	825,00	825,00
Medidor de sólidos dissolvidos	64,63	64,63
Vidrarias de laboratório	1.392,96	4.474,47
Viscosímetro analógico modelo LV	11.835,00	11.835,00
Total		23.598,10

Fonte: Autores, 2024.

6.4.3 Custos com equipamentos auxiliares

Os equipamentos auxiliares da empresa englobam todos os equipamentos presentes no prédio administrativo nas áreas de lavanderia, cozinha, refeitório, banheiros e vestiários, os quais foram precificados com base em consultas com fornecedores de equipamentos, além de sites especializados na venda destes produtos, considerando taxas de importação e frete.

Além disso, nesta seção também considera-se o custo com equipamentos de transporte dos fluidos, como bombas, sopradores, transportadoras, trocadores de calor e equipamentos de resfriamento de água. Estes equipamentos foram precificados através da ferramenta Capcost (TURTON *et al.*, 2003), na qual baseia-se no índice CEPCI (*Chemical Engineering Plant Cost Index*) para realizar o reajuste dos preços unitários dos equipamentos. Desse modo, tem-se à disposição os custos de cada equipamento auxiliar na Tabela 20.

Tabela 20 - Custos com equipamentos auxiliares.

Equipamento	Quantidade	Custo unitário (R\$)	Custo total (R\$)
--------------------	-------------------	-----------------------------	--------------------------

Panela industrial	5	218,93	1.094,65
Cuba	1	1.799,00	1.799,00
Caixa de gordura	1	311,22	311,22
Aquecedor de água	5	485.000,00	2.425.000
Lava-louças	1	12.915,74	12.915,74
Lavadora de roupas	1	24.769,92	24.769,92
Secadora de roupas	1	51.574,51	51.574,51
Calandra	1	59.713,20	59.713,20
Soprador	1	266.750,00	266,750,00
Bomba submersa	1	1.944,99	1.944,99
Bomba modelo BC-91 S/T	18	28.441,20	511.941,6
Bomba modelo BC-21 R 1 1/2	9	37.976,40	303.811,2
Bomba modelo BC-92 S/T 1B	9	37.538,00	337.842
Turbina microgeradora a vapor modelo MWX	1	52.600,00	52.600,00
Trocador de calor modelo TP10-4-1250	1	36.003,60	36.003,6
Trocador de calor modelo BCTH 406.10.S369	1	49.539,20	49.539,2
Trocador de calor modelo TP6-2-1750	2	27.893,20	55.786,4
Trocador de calor modelo TP4-4-300	1	16.549,60	16.549,6
Trocador de calor modelo TP5-2-1250A	1	26.797,20	26.797,2
Trocador de calor modelo TP10-2-2000	1	26.358,80	26.358,8
Trocador de calor modelo BCTH 550.10.S770	1	27.728,80	27.728,8
Total			4.022.136,64

Fonte: Autores, 2024.

6.4.4 Custos com controle instrumentação

Os custos relativos ao controle instrumentação compreendem aquisição, instalação e manutenção dos equipamentos da indústria. Este custo foi estimado em R\$ 606.590,00, com base no estudo de Manfrinato, Ayres e Rosa (2017).

6.5 CUSTOS COM MATÉRIA-PRIMA

6.5.1 Custos com aquisição de matéria-prima

Demonstrou-se, através da pesquisa de tamanho de mercado, a capacidade do mercado de celulose Kraft em absorver totalmente a oferta máxima da celulose kraft oriunda das cascas de coco. Tendo isto em vista, o volume de compra busca abarcar a máxima produção instalada na planta industrial, a fim de maximizar as receitas oriundas desta matéria-prima desaproveitada pelo mercado de celulose kraft.

Calculou-se, então, os custos envolvidos com obtenção do resíduo lignocelulósico, custos com reagentes químicos em balanço material transiente (*startup*) enquanto não há recuperação dos reagentes dentro das correntes de reciclo da planta, custos com reagentes em balanço material estacionário (*makeup*) e custos com combustíveis para operações que requerem queima. Os resultados de tais custos estão dispostos a seguir, na Tabela 21.

Tabela 21 - Custos com matérias-primas de toda planta industrial.

Matéria-prima	Custo unitário (R\$/kg)	Demanda (kg/h)	Custo semanal (R\$/semana)	Custo anual (R\$/ano)
Resíduo de coco (LIMPURB)	0,18	87,50	2.646,00	129.654,00
Resíduo de coco (Frysk)	0,22	6.579,17	243.166,00	11.915.134,00
Na ₂ S (<i>startup</i>)	2,37	131,18	-	13.196,38
NaOH (<i>startup</i>)	3,34	290,58	-	41.247,83
CaO (<i>startup</i>)	0,60	261,07	-	1.096,50
Propano (contínuo)	2,46	15,58	6.438,90	315.506,22
Na ₂ SO ₄ anidro (<i>makeup</i>)	21,85	35,37	129.836,20	6.361.973,60
CaO (<i>makeup</i>)	0,60	3,04	306,53	15.020,11

NaOH (<i>makeup</i>)	3,34	93,24	52.318,83	2.563.622,61
Total				21.356.451,25

Fonte: Autores, 2024.

6.5.2 Custos com o transporte da matéria-prima

Conforme abordado no item 4.3, o estoque de casca de coco para sete dias será realizado a partir da descarga no terceiro dia de operação da planta. Desse modo, para manter o mesmo estoque, será necessário um descarregamento de casca de coco duas vezes na semana, cada um descarregando 320.000 cascas de coco. Assim, a partir dos dois fornecedores de casca de coco, a Empresa de Limpeza Urbana do Salvador (LIMPURB) e o complexo industrial Frysk, estabeleceu-se o custo de transporte da casca de coco, considerando, primeiramente, o custo de deslocamento (CCD) e carga e descarga (CC) para caminhões truck de 3 eixos transportando carga do tipo granel sólido, conforme Resolução N° 5.949 (2021) e dispostos na Tabela 22.

Tabela 22 - Custos de deslocamento (CCD) e carga e descarga (CC).

	Preço	Custo semanal (R\$)		Custo anual (R\$)	
		LIMPURB	Frysk	LIMPURB	Frysk
Deslocamento (CCD)	2,8579 R\$/km	512,136	1.863,35	25.094,65	91.304,19
Carga e Descarga (CC)	250,19 R\$/dia	500,38	500,38	24.518,62	24.518,62
Total				49.613,27	115.822,81

Fonte: Autores, 2024.

Desse modo, contabilizou-se a disponibilidade de matéria-prima por cada um dos fornecedores, a distância percorrida pelos caminhões, o preço do diesel médio no estado da Bahia de R\$ 5,86 o litro, a quantidade de diesel consumida por litro para caminhões truck de 2,5 km/L e os custos de CCD e CC para determinar o custo total de transporte de matéria-prima, conforme a Tabela 23.

Tabela 23 - Custos de transporte da casca de coco.

Fornecedor	Distância	Disponibilidade	Demanda	Custo	Custo
------------	-----------	-----------------	---------	-------	-------

	percorrida ida e volta (km)	(cocos/semana)	(cocos/semana)	semanal (R\$)	anual (R\$)
LIMPURB	89,6	14.700	14.700	1.432,56	70.195,46
Frysk	326	1.584.905	625.300	3.892,02	190.708,92
Total					260.904,38

Fonte: Autores, 2024.

6.6 CUSTOS COM UTILIDADES, TUBULAÇÕES E ESTRUTURAS AUXILIARES

6.6.1 Custos com utilidades

Os custos relativos às utilidades no processo são referentes à energia elétrica, uma vez que a água é proveniente de poço artesiano e o vapor é produzido na caldeira de recuperação. Assim, o custo da energia elétrica engloba a utilização de equipamentos como bombas, turbinas e agitadores, iluminação e eletrônicos. Desse modo, contabilizando todas as potências requeridas por esses equipamentos e o preço do kWh na Bahia de 0,48 R\$/kWh (COELBA, 2024), tem-se o custo total com energia elétrica, disposto na Tabela 24.

Tabela 24 - Custos com utilidades.

Utilidade	Preço (R\$/kWh)	Demanda (kWh)	Custo anual (R\$)
Energia elétrica	0,48	537,58	2.260.416,38

Fonte: Autores, 2024.

Tendo em vista o custo elevado com energia elétrica e o excedente de vapor produzido pela planta industrial, optou-se pela aquisição da Turbina a vapor para Microgeração de Energia da marca Wórtice Energia modelo MWX, presente no Anexo C.9. Com isso, o custo total com utilidades será composto pelo custo de aquisição da turbina, igual a R\$ 52.600,00, previamente contabilizado nos custos com equipamentos auxiliares. Tal escolha resulta em economia energética e monetária para a planta.

6.6.2 Custos com tubulações

A estimação do custo total das tubulações foi realizada seguindo a correlação proposta por Towler e Sinnott (2008), presente na Equação 6.1, onde D é o diâmetro da tubulação e os parâmetros b e n dependem do material e espessura (Schedule) da tubulação.

$$C_{tub} = bD^n \quad (6.1)$$

Entretanto, também é necessário considerar os custos relativos aos demais componentes da tubulação (válvulas, acessórios e conexões) e o custo de instalação e montagem, os quais serão acrescentados como fatores multiplicativos para compor o custo total, de acordo com o modelo paramétrico da Equação 6.2 (CORONA, MACHADO, 2022).

$$C_{tub} = f_{p1} + f_{p2}D + \gamma bD^n \quad (6.2)$$

Onde f_{p1} e f_{p2} são os coeficientes para composição do custo de montagem de tubulação e γ é o fator multiplicativo relacionado a válvulas, acessórios e conexões da tubulação.

Assim, utilizando-se os parâmetros para o aço carbono proposto por Corona e Machado (2022) de $f_{p1} = -116,6$, $f_{p2} = 258,44$ e $\gamma = 3,45$, bem como o maior diâmetro calculado para as tubulações ($D = 0,25$ m), $b = 40,3$, $n = 0,83$, o comprimento total da tubulação de 1.062,14 m e corrigindo o custo total temporalmente pelo IPCA uma vez que os parâmetros do modelo têm como referência o mês de julho de 2017, tem-se o custo total com tubulações de R\$ 129.405,40.

6.6.3 Custos com tratamento de efluentes

De acordo com o sistema tarifário da Embasa, o custo do tratamento de efluentes representa 80% do valor da conta de água, conforme disposto no Anexo F.2. Assim, o valor foi estimado conforme no preço que a demanda total de água teria se fosse obtida da Embasa ao invés do poço. Outro custo com tratamento de efluentes está relacionado à aquisição e instalação da ETE compacta, além do acréscimo de 5% relativo ao custo de instalação. Assim, o custo total relativo à aquisição da ETE para tratamento de efluentes é de R\$

60.164,90. Ainda, tem-se o custo fixo mensal de R\$ 5.591,80 ao mês com o esgoto sanitário, totalizando o custo anual igual a R\$ 67.101,60/ano.

6.6.4 Custos com estruturas auxiliares

Os custos relativos às estruturas auxiliares dispõem sobre a implementação de sistemas elétricos, de incêndio, isolamento e de ventilação. Os orçamentos foram feitos com base em sites e trabalhos de dados semelhantes, conforme presente na Tabela 25.

Tabela 25 - Custos com estruturas auxiliares.

Estrutura	Custo (R\$)
Isolamento	33.200,00
Sistema elétrico	120.640,00
Sistema de incêndio	35.500,00
Sistema de ventilação	23.000,00
Total	209.340,00

Fonte: Habitissimo, 2024.

6.7 CUSTOS EMPREGATÍCIOS

6.7.1 Custos trabalhistas

Os custos trabalhistas devem ser adequados para as horas trabalhadas dos colaboradores, respeitando o estabelecido como jornada padrão de trabalho no Artigo 7º da Constituição Federal (BRASIL, 1988). Sabendo-se que o projeto da indústria apresenta 60 funcionários, e que sua operação ocorre em 3 turnos.

A folha de pagamento dos colaboradores foi estimada com base no salário mínimo médio das atividades desempenhadas em cada função. Aos colaboradores que trabalham como seguranças, adicionou-se o percentual de 30% para periculosidade, conforme prescrito na Norma Regulamentadora (NR) 16 (BRASIL, 1984). Além disso, foi adicionado 20% em cima do valor do salário diurno para os colaboradores que trabalham à noite, e 50% aos que estão escalados nos domingos, conforme prescrito na Consolidação das Leis do Trabalho

(CLT). Outros direitos assegurados são o pagamento de 13º, o acréscimo de $\frac{1}{3}$ ao valor das férias e a contribuição do FGTS, que corresponde a 8% do salário bruto.

A Tabela 26 apresenta os custos relativos às folhas de pagamento dos colaboradores. As seções 1º, 2º e 3º referem-se aos turnos trabalhos, sendo 08h - 16h; 16h - 00h; 00h - 08h, respectivamente.

Tabela 26 - Custos com folha de pagamento.

Setor	Funcionários por turno			Salário líquido unitário (R\$)	Salário líquido (R\$/mês)	Salário bruto (R\$)	Adicional total de férias e 13º
	1º	2º	3º				
Administração	5	0	0	2.119,00	10.595,00	21.593,68	39.588,41
Caldeira	1	1	1	2.102,00	6.726,40	13.589,68	24.914,41
Chão de Fábrica	3	2	2	1.476,00	9.446,40	19.217,26	35.231,64
Controle de Qualidade	2	2	1	1.720,00	8.944,00	18.177,81	33.325,99
Cozinha	3	2	0	1.412,00	7.060,00	14.279,89	26.179,80
Engenharia	1	1	1	7.771,30	24.868,16	51.124,35	93.727,98
Expedição	2	2	0	1.514,00	6.056,00	12.202,65	22.371,52
Limpeza	3	3	0	1.412,00	8.472,00	17.201,26	30.006,64
Recursos Humanos	3	0	0	2.611,00	7.833,00	15.879,19	29.111,85
Sala de Controle	1	1	1	2.290,00	7.328,00	14.834,37	27.196,35
Segurança	2	2	2	1.521,00	9.734,40	19.813,12	36.324,05

Fonte: Vagas, 2024.

Desse modo, contabilizando-se os salários brutos, adicionais pertinentes e pagamento de 13º, a indústria terá um gasto anual com folha de pagamento igual a R\$ 3.277.812,76/ano.

6.7.2 Custos com ergonomia

A ergonomia e segurança dos colaboradores deve ser assegurada, cumprindo as Normas Regulamentadoras. Assim, a indústria irá disponibilizar os Equipamentos de

Proteção Individual (EPI's) a todos os funcionários. Os custos foram obtidos através de precificação online. Os valores obtidos estão dispostos na Tabela 27.

Tabela 27 - Custos com EPI's.

EPI	Quantidade	Custo unitário (R\$)	Custo total (R\$)
Capacete	60	14,25	855,00
Luva	60	12,35	741,00
Óculos de proteção	60	3,50	210,00
Protetor auricular	60	1,80	108,00
Uniforme	60	129,00	7.740,00
Total			10.798,00

Fonte: Mercado Livre, 2024; Protelolja, 2024; UniAlpha, 2024.

6.8 CUSTOS COM SERVIÇOS

Os custos com serviços abrangem a manutenção dos materiais utilizados pelos funcionários, bem como outros serviços de infraestrutura. Os valores foram estimados com base nos custos de instalações semelhantes e incluem a manutenção de outras áreas, como banheiros e escritórios. Detalhes específicos desses custos podem ser encontrados na Tabela 28. Além disso, foram considerados fatores como a frequência das manutenções e os padrões de qualidade exigidos para garantir um ambiente seguro e funcional para todos os usuários.

Tabela 28 - Custos com Serviços.

Item	Periodicidade	Custo (R\$)
Escritório	Anual	4.000,00
Laboratório de Controle de Qualidade	Único	50.000,00
Banheiros	Anual	2.352,24
Prevenção de Incêndio	Único	20.000,00
Total/1º ano		76.352,24

Fonte: Menezes (2024), Autolac (2024), Reparos RMC (2024), Cronoshare Brasil (2024).

6.9 CUSTOS COM LICENÇAS E ENCARGOS GERAIS

A legalização da operação da unidade industrial dependerá da obtenção dos devidos licenciamentos, que incluem o registro na Junta Comercial do Estado da Bahia (JUCEB), a solicitação do Cadastro Nacional da Pessoa Jurídica (CNPJ) na Receita Federal, a Inscrição Estadual junto à Secretaria da Fazenda do Estado da Bahia (SEFAZ) e a obtenção da Licença Prévia, Alvará de Funcionamento e Localização junto à Prefeitura. Além disso, é necessário obter o Licenciamento Ambiental no Instituto de Meio Ambiente e de Recursos Hídricos (INEMA), que inclui a Licença Prévia, Licença de Instalação e Licença de Operação, e o cadastro no Corpo de Bombeiros, incluindo a vistoria e a obtenção do Auto de Vistoria do Corpo de Bombeiros (AVCB). Por fim, é imprescindível o cadastro da empresa no Instituto Nacional do Seguro Social (INSS) e no Fundo de Garantia do Tempo de Serviço (FGTS) para cumprir as obrigações trabalhistas.

Para cobrir as despesas com licenças e encargos gerais relacionados à abertura da empresa, incluindo o protocolo na junta comercial, obtenção do alvará de funcionamento, registro e proteção da marca, bem como a obtenção de licenças obrigatórias, destinou-se um valor estimado em R\$60.000,00.

6.10 RECEITAS

Finalmente, para o cálculo do montante de entrada ao fluxo financeiro da indústria, as receitas, previu-se, novamente em acordo com pesquisas de mercado e panoramas para o setor de papel e celulose nos próximos anos, a capacidade de absorção máxima da produção ofertada pela capacidade instalada na planta.

Assim, calculando-se para o processamento de 945 kg/h da UBHKP, num preço de venda adequado ao mercado de 7.984,00 CNY/ton consultado em setembro de 2022 (Trading Economics, 2022), convertido a real brasileiro para 6,07 R\$/kg, uma previsão de receitas anuais sendo igual a disposta na Tabela 29.

Tabela 29 - Receitas anuais previstas.

Produto	Preço de venda (CNY/ton)	Fator de conversão (CNY/R\$)	Preço de venda (R\$/kg)	Produção (kg/h)	Produção no ano (kg/ano)	Valor anual (R\$)
----------------	---------------------------------	-------------------------------------	--------------------------------	------------------------	---------------------------------	--------------------------

Celulose marrom kraft	7.984,00	0,76	6,07	945,00	7.779.240,00	47.203.183,64
Total						47.203.183,64

Fonte: Autores, 2024.

7 VIABILIDADE ECONÔMICA

A Viabilidade Econômica do empreendimento tem por objetivo a apresentação do planejamento econômico necessário para a implementação do projeto, analisando-se a capacidade do projeto de prover retornos positivos. Para tal, adotou-se o critério de avaliação chamado *Venture Profit*, também chamado de Lucro de Empreendimento (LE), por ser um indicador relativo de vantagens de investimento em novos projetos industriais. A metodologia leva em consideração o risco comercial envolvido, comparando-se com um investimento que possui uma taxa de retorno garantida e nenhum risco envolvido (PERLINGEIRO, 2005). Assim, para o cálculo do lucro do empreendimento (LE), emprega-se a Equação 7.1, onde *LB* é o lucro bruto, *D* a depreciação, *IR* o imposto de renda, *IA* o retorno sobre investimento alternativo e *CR* a compensação pelo risco.

$$LE = LB - (D + IR + IA + CR) \quad (7.1)$$

Assim, nas seções subsequentes estarão dispostos os cálculos para o lucro total do empreendimento, bem como a análise de sua viabilidade econômica, visando fornecer um aprofundamento nas análises econômicas do empreendimento. Em todos os tópicos, a taxa cambial empregada foi de R\$ 5,26/US\$, valor correspondente ao dia 16 de abril de 2024.

7.1 INVESTIMENTO TOTAL

O investimento total (I_{total}) da indústria se refere aos custos necessários para a construção do empreendimento, bem como *startup* da linha de produção e operação. O investimento total pode ser obtido a partir da Equação 7.2 (PERLINGEIRO, 2005), onde I_{fixo} são os investimentos fixos, I_{giro} são os investimentos do capital de giro e $I_{startup}$ são os investimentos para o *startup* da planta industrial.

$$I_{total} = I_{fixo} + I_{giro} + I_{startup} \quad (7.2)$$

O investimento total calculado é de R\$ 67.245.870,44. Os investimentos fixos, de capital de giro e de *startup* serão detalhados nas seções 7.1.1, 7.1.2 e 7.1.3.

7.1.1 Investimentos fixos

Segundo Perlingeiro (2005), os investimentos fixos são os custos referentes aos investimentos diretos e indiretos do empreendimento conforme presente na Equação 7.3.

$$I_{fixo} = I_{direto} + I_{indireto} \quad (7.3)$$

O investimento direto diz respeito ao somatório dos investimentos ISBL (*Inside Battery Limits*) e OSBL (*Outside Battery Limits*). Para o ISBL foram considerados os custos de equipamentos de processo e auxiliares, ETE e tanques de armazenamento de água, EPIs, tubulações, instrumentação e instalação (PETERS, TIMMERHAUS, 1991). Para o OSBL, foram considerados custos de estocagem, encargos, construção civil e serviços. O seu cálculo está disposto na Equação 7.4.

$$I_{direto} = ISBL + OSBL \quad (7.4)$$

O investimento indireto diz respeito às despesas de projetos, questões legais e serviços terceirizados. Este valor foi estimado como sendo igual a 25% do investimento direto. Assim, o ISBL calculado foi de R\$ 33.987.376,41 e o OSBL foi de R\$ 7.582.798,04. Desse modo, o investimento fixo orçado é igual a R\$ 51.962.718,06

7.1.2 Capital de giro

O investimento em capital de giro diz respeito aos elementos essenciais para que a fábrica funcione, como estoque de matérias-primas, produtos, fundos disponíveis para despesas, contas a pagar e impostos. O valor de capital de giro é igual a 15% do investimento total (PERLINGEIRO, 2005). Assim, totalizando o valor de R\$ 10.086.880,57.

7.1.3 Investimento de *startup*

O investimento relativo ao startup da indústria é relativo a otimizações de processo, possíveis modificações, colaboradores adicionais e perdas ocasionais (PERLINGEIRO,

2005). Assim, o investimento de startup foi estimado como sendo 10% do investimento fixo calculado em 7.1.1, totalizando o valor de R\$ 5.196.271,81.

7.2 CUSTOS TOTAIS

Segundo Perlingeiro (2005), o custo total é a soma dos custos de produção, relativos aos custos fixos e variáveis, e dos custos gerais, relativos a despesas administrativas, pesquisa e desenvolvimento, entre outros. A Equação 7.5 apresenta a relação.

$$C_{total} = C_{produção} + C_{fixo} \quad (7.5)$$

Para os custos variáveis, analisou-se os custos de aquisição de matéria-prima e seu transporte e empregatícios. Enquanto que para os custos fixos, analisou-se o custo com tratamento de esgoto e estimou-se em 3% do valor do investimento para custos com impostos e seguros (PERLINGEIRO, 2005). Os valores utilizados foram previamente expostos na seção 6. Para os custos gerais, o seu valor foi estimado como sendo 2,5% da receita (PERLINGEIRO, 2005). Assim, os custos de produção são de R\$ 26.643.326,59/ano e os custos fixos são de R\$ R\$ 1.180.079,59/ano, totalizando o custo total de R\$ 27.823.406,18/ano.

7.3 LUCRO BRUTO

O lucro bruto, obtido pela Equação 7.6, representa o montante obtido ao subtrair o custo total calculado na seção 7.2 da receita, apresentada na seção 6.10. Ele não representa o lucro líquido do empreendimento, visto que primeiro é necessário recuperar o valor investido nas instalações físicas da indústria (PERLINGEIRO, 2005). Assim, obteve-se o lucro bruto anual de R\$ 19.379.777,47/ano.

$$LB = R - C_{total} \quad (7.6)$$

7.4 DEPRECIACÃO

De acordo com Perlingeiro (2005), os equipamentos do processo têm uma vida útil, que deve ser considerada para o cálculo da depreciação do processo. Assim, para o cálculo da depreciação (D), empregou-se a Equação 7.7, onde n é o tempo de vida útil, adotado como 16 anos, valor usual para equipamentos da indústria de papel e celulose (PETER, TIMMERHAUS, 2003). Assim, obteve-se a depreciação de R\$ 2.598.135,90.

$$D = \frac{I_{\text{direto}}}{n} \quad (7.7)$$

7.5 IMPOSTO DE RENDA

O imposto de renda (IR) considera a taxa anual de imposto de renda (t) e o lucro tributável. A taxa de imposto de renda (t) adotada é de 20% e o lucro tributável é a diferença entre o lucro bruto (LB) e a depreciação fiscal, que pode ser obtida através da multiplicação do investimento direto (I_{direto}) e do fator de depreciação (d), onde d é igual a 0,1 (PERLINGEIRO, 2005). A Equação 7.8 apresenta o cálculo do imposto de renda, de onde obteve-se o valor de R\$ 3.668.104,62.

$$IR = t(LB - dI_{\text{direto}}) \quad (7.8)$$

7.6 INVESTIMENTO ALTERNATIVO

O retorno do investimento alternativo (IA) é o valor equivalente ao que a empresa poderia lucrar caso optasse pelo investimento em outro empreendimento (PERLINGEIRO, 2005) e pode ser calculado pela Equação 7.9, onde i é a taxa de retorno, que para indústrias de papel e celulose assume o valor de 0,08 (PERLINGEIRO, 2005). Assim, obteve-se o investimento alternativo de R\$ 5.379.669,63.

$$IA = iI_{\text{total}} \quad (7.9)$$

7.7 COMPENSAÇÃO PELO RISCO

A compensação pelo risco (CR) diz respeito ao risco comercial que se assume ao investir no empreendimento, e pode ser obtida pelo produto da taxa de risco (h) aplicada ao investimento total, conforme apresentado na Equação 7.10. Para a indústria de papel e celulose, adota-se o valor de h igual a 10% (PERLINGEIRO, 2005), definido como razoável. Assim, obteve-se a compensação pelo risco de R\$ 6.724.587,04.

$$CR = h I_{total} \quad (7.10)$$

7.8 LUCRO DO EMPREENDIMENTO

Finalmente, calcula-se o lucro do empreendimento (LE) através da Equação 7, obtendo-se o valor de R\$ 1.009.280,26. Segundo Perlingeiro (2005), o lucro do empreendimento maior que zero demonstra atratividade no investimento.

7.9 FINANCIAMENTO

Para tornar viável o empreendimento, será necessário realizar um financiamento para suprir o investimento referente à construção, instalação e operação da planta de R\$ 67.245.870,44. Esse empréstimo será realizado por meio do Banco Nacional de Desenvolvimento Econômico e Social (BNDES), o qual oferece linhas de crédito para financiamento de até 100% para médias empresas com uma taxa de juros de 11,86% ao ano. Desse modo, considerou-se o Sistema de Amortização Constante (SAC) para quitar as parcelas do empréstimo, uma vez que esta modalidade é recomendada para empréstimos de longo prazo, permitindo uma recuperação mais rápida por parte do credor, tendo seu risco diminuído. Assim, a projeção do financiamento, bem como o juros a ser pago no período de 10 anos encontram-se na Tabela 30.

Tabela 30 - Projeção do financiamento do BNDES na modalidade SAC.

Período	Prestação	Juros	Amortização	Saldo devedor	Valor Presente (VP)
0	0,00	0,00	0,00	67.245.870,44	0,00
1	7.349.973,64	625.386,60	6.724.587,04	60.521.283,40	619.624,09
2	7.287.434,98	562.847,94	6.724.587,04	53.796.696,35	552.523,22

3	7.224.896,32	500.309,28	6.724.587,04	47.072109,31	486.606,31
4	7.162.357,66	437.770,62	6.724.587,04	40.347.522,26	421.857,25
5	7.099.819,00	375.231,96	6.724.587,04	33.622.935,22	358.260,11
6	7.037.280,34	312.693,30	6.724.587,04	26.898.348,18	295.799,16
7	6.974.741,68	250.154,64	6.724.587,04	20.173.761,13	234.458,86
8	6.912.203,02	187.615,98	6.724.587,04	13.449.174,09	174.223,86
9	6.849.664,36	125.077,32	6.724.587,04	67.245.87,04	115.079,01
10	6.787.125,70	62.53866	6.724.587,04	0,00	57.009,32
Total					3.315.441,17

Fonte: Autores, 2024.

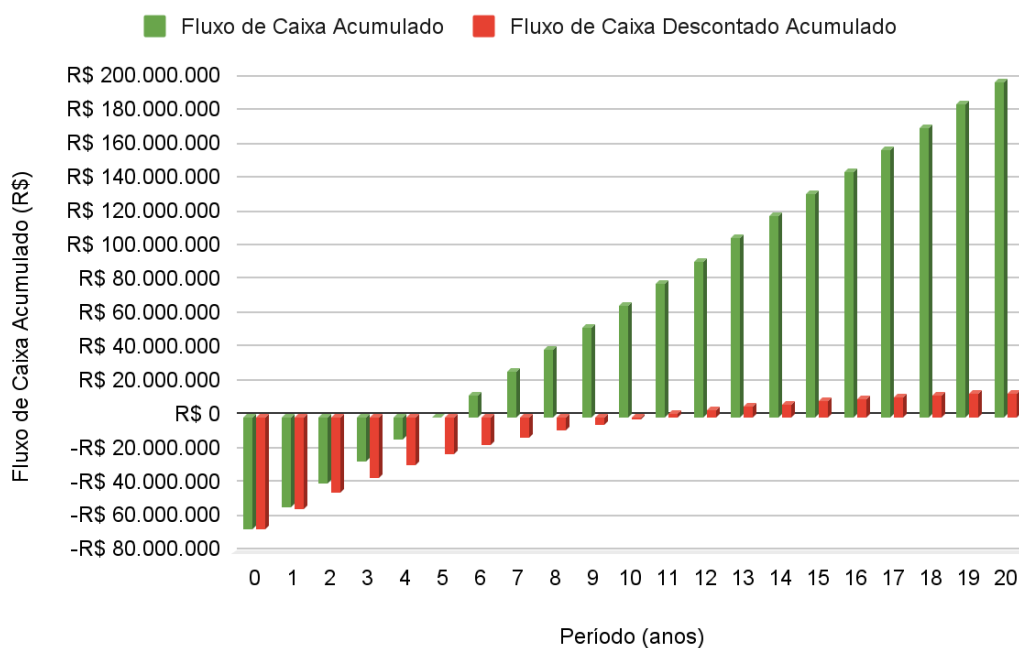
7.10 RENTABILIDADE

De acordo com todas as estimativas determinadas anteriormente, foi possível calcular o fluxo de caixa do empreendimento durante o seu tempo de vida, em anos. A Taxa Mínima de Atratividade (TMA) serve como uma referência para comparações, ajudando a determinar se o retorno esperado de um projeto é suficiente para compensar os riscos assumidos. A TMA foi determinada com base na SELIC em junho de 2024 de 10,50% (BANCO CENTRAL DO BRASIL, 2024) e com acréscimo de 5% para incluir o risco de investimento, resultando em uma taxa de 15,50% ao ano.

Conhecendo o fluxo de caixa e a taxa de desconto, é possível determinar o Valor Presente Líquido (VPL). O VPL indica a diferença entre o valor presente das entradas e saídas de caixa ao longo do tempo descontadas por uma determinada taxa de juros (TMA). O VPL considera a soma de todas as receitas futuras esperadas do projeto ao longo do tempo de investimento, descontadas a uma taxa específica e o investimento inicial.

Por meio do presente fluxo de caixa tem-se que, para um prazo de 20 anos, o VPL é de R\$12.617.919,81 e além disso, uma Taxa Interna de Retorno (TIR) de 19%. A TIR representa a taxa de desconto que faz com que o Valor Presente Líquido de todos os fluxos de caixa de um projeto seja igual a zero. Como o VPL é positivo, isso indica que o projeto é viável e deve gerar lucro acima da TMA e, portanto, é considerado viável economicamente.

Figura 28 - Fluxo de caixa acumulado e descontado acumulado ao longo de vinte anos.



Fonte: Autores, 2024.

Observando a Figura 28, o *payback* simples trata-se do tempo necessário para que o fluxo de caixa acumulado do empreendimento retorne o investimento inicial. Observando que o *payback* do fluxo de caixa acumulado para a operação do empreendimento foi de 6 anos, isso significa que após o 6º ano de operação da planta, o investimento inicial do projeto será recuperado.

Porém, em contrapartida a esta análise, a qual é indicada para decisões a curto prazo, vale a pena analisar o *payback* descontado, que considera a desvalorização do dinheiro com o tempo, sendo mais preciso para decisões a longo prazo. Avaliando se o investimento valerá a pena ao longo do tempo, pode-se observar através do fluxo de caixa descontado acumulado que o empreendimento retorna um *payback* descontado a partir do 11º ano, ou seja, ao avaliar-se este projeto frente a outros investimentos, de TMA em 15,5%, é possível atingir-se retorno sobre o investimento assim como corroborar com a proposta de valor do projeto em um período de 11 anos.

8 CONSIDERAÇÕES FINAIS

8.1 CONCLUSÃO

A partir do desenvolvimento deste Trabalho de Conclusão de Curso, conclui-se que a produção de celulose não branqueada de fibra curta (UBHKP) a partir de resíduos da cocoicultura representa uma perspectiva inovadora e sustentável para o setor. Esta iniciativa não só atende a demanda crescente por produtos de celulose no mercado brasileiro, como também promove o reaproveitamento de resíduos agroindustriais, contribuindo significativamente para a mitigação dos impactos ambientais associados ao descarte inadequado de cascas de coco verde. Deste modo, demonstrando o êxito do projeto do processo.

Além disso, a localização da planta industrial no Polo de Camaçari, na Bahia, mostra-se estratégica no sentido de aproximação geográfica com fornecedores de matéria-prima e público-alvo da UBHKP. Ainda, ao realizar a análise de rotas tecnológicas, evidencia-se a rota Kraft como a mais vantajosa tanto no ponto de vista técnico, uma vez que o processo é aplicável à casca de coco verde e apresenta um maior rendimento, quanto econômico à medida que se reduz a necessidade de energia e matérias-primas da planta em decorrência da autossuficiência energética do ciclo de recuperação.

Ademais, por meio da rota Kraft, a unidade industrial é capaz de produzir 7.779.240,00 kg/ano da UBHKP utilizando 4.721,58 kg/h de licor branco e 10.000 kg/h de casca de coco verde. Estes valores foram obtidos a partir dos balanços de massa e energia, dimensionamentos e seleção de equipamentos para todas as etapas do processo, as quais envolvem preparação da matéria-prima, cozimento, lavagens, secagem e corte, e toda a cadeia do ciclo de recuperação do licor branco e da cal. Além disso, também foram realizados os cálculos das utilidades necessárias para o funcionamento da unidade fabril, bem como a integração energética destas, essenciais para a autossuficiência energética da planta.

Outrossim, conclui-se que o empreendimento é viável economicamente visto que possui um Valor Presente Líquido (VPL) de R\$ 12.617.919,81 para uma Taxa Mínima de Atratividade (TMA) de 15,50% ao ano.

8.2 SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

Embora o projeto apresente resultados satisfatórios para a produção de celulose não branqueada de fibra curta a partir de resíduos do coco verde, há oportunidades de melhorias em alguns pontos essenciais que aprimorarão a cadeia produtiva.

Dentro desses pontos, destaca-se, primeiramente, a possibilidade de se buscar outros fornecedores de matéria-prima para diminuir o custo de aquisição do insumo a partir de parcerias estratégicas. Além disso, é interessante realizar uma otimização do transporte das matérias-primas, visando a redução de custos.

Em relação a etapa de cozimento, torna-se evidente a necessidade de estudos sobre a cinética de deslignificação da casca de coco verde. Portanto, experimentos laboratoriais para determinar condições ótimas da etapa de cozimento, bem como a sua modelagem cinética e termodinâmica, são fundamentais para aprimorar o processo de polpação.

Outra oportunidade de melhoria crucial diz respeito às lavagens utilizadas durante as etapas de polpação. Sabe-se que a indústria de celulose consome demasiadas quantidades de água potável, logo, tornam-se imprescindíveis estudos que busquem otimizar a quantidade de água usada nas lavagens da polpa de celulose para remover o licor negro residual e estabelecer o número kappa adequado para o produto.

Além disso, neste projeto a lignina residual foi utilizada como combustível da caldeira do ciclo de recuperação. Entretanto, também é interessante avaliar o seu valor agregado como subproduto do processo, uma vez que há pesquisas que processam a lignina oriunda de biomassas lignocelulósicas para gerar produtos de maior valor agregado (KOMURA, 2015; OGATA, 2013; ZOCATELLI *et. al.*, 2011). Ainda, também existe a possibilidade de processamento e venda do dióxido de carbono oriundo do forno.

Ademais, visando-se melhor integração energética da planta, sugerem-se algumas possibilidades, como: utilização das correntes de condensado oriundas dos trocadores de calor para aquecimento de correntes; utilização do vapor para aquecimento de outros processos; e realização da coleta pluvial visto que a cidade de Camaçari apresentou índices pluviométricos médios de 76,53 mm/mês no ano de 2023 (WEATHER SPARK, 2024).

Por fim, sugere-se também o estudo da integração do processo de polpação da casca de coco verde a uma indústria de produção de celulose não branqueada de fibra curta já existente que utiliza outra matéria-prima, como forma de mesclar matérias-primas diferentes, reduzindo custos de implementação de um novo projeto.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- ABRANTES, L. F. **A operação de depuração na produção do papel**. 2011. 118 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia do Papel) – Universidade da Beira Interior, Covilhã, Portugal, 2011.
- ADELCOCO. **Sobre nós**. Disponível em: <https://www.adelcocobrasil.com.br/sobre-nos/>. Acesso em: 17 out. 2023.
- AGUIAR, B. B. A. **Modelagem matemática e simulação dinâmica de um forno de cal com alimentação de lama seca**. 2016. 150 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, 2016.
- AGUIAR, H. C. I. L. **Modelagem de digestores Kraft contínuo: redes neurais e modelo híbrido**. 2000. 150 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2000.
- AGUIRRE, C. R. G.; FILHO, P. R. A. M. **Análise prévia e estudo de caso do beneficiamento da casca de coco verde para fins energéticos**. 2017. 85 f. Monografia (Bacharel em Engenharia Mecânica) – Instituto Federal do Espírito Santo, São Mateus, 2017.
- ALCÂNTARA, J. A. C. **Remoção de lignina e hemicelulose do sisal utilizando pré-tratamentos ácidos e alcalinos**. 2016. 100 f. Dissertação (Mestrado em Ciências Agrárias) – Universidade Federal do Recôncavo da Bahia, Centro de Ciências Agrárias, Ambientais e Biológicas, Cruz das Almas, 2016.
- ALFAMEC. **Catálogo de produtos**, 2017. Disponível em: [Catalogo-Alfamec-2017.pdf](#). Acesso em: 13 jun. 2024.
- ALIBABA. **Cimento cal Dolomite cerâmica Proppant cal viva Rotary Kiln**, 2024 Disponível em: <https://portuguese.alibaba.com/product-detail/Cement-Lime-Dolomite-Ceramic-Proppant-qui-cklime-1700005596382.html?spm=a2700.7724857.0.0.1b4d35fe3yOEdC>. Acesso em: 7 jul. 2024.
- ALIBABA. **2023 New Tractor 3 Point Hitch**, 2024 Disponível em: <https://portuguese.alibaba.com/product-detail/2023-new-tractor-3-point-hitch-60820115640.html?spm=a2700.7724857.0.0.6e4053beS9KIQa>. Acesso em: 3 jul. 2024.
- ALMEIDA, R. G. F. **Uma contribuição para o projecto reciclamos: reutilização de lamas de carbonatação no processo de refinação de açúcar**. 2001. 150 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia) – Faculdade de Engenharia da Universidade do Porto, Porto, 2001.
- ALMEIDA, M. L. O.; PHILIPP, P. **Celulose e Papel: tecnologia da fabricação de pasta celulósica**. Volume I. São Paulo: Instituto de Pesquisas Tecnológicas do Estado de São Paulo S. A., Escola SENAI Theobaldo de Nigris, 1988.

ALVES, Érica D.; PINHEIRO, Olivert S.; COSTA, Andréa O. S.; JUNIOR, Esly F. C. Estudo do processo de obtenção de celulose Kraft com ênfase no forno de cal. **Revista Liberato**, Novo Hamburgo, v. 16, n. 26, p. 101-220, jul./dez. 2015.

ALQUERA. **Medidor de sólidos dissolvidos**: TDS. Disponível em: <https://www.alquera.com/pt/medidor-de-tds-solidos-disueltos/>. Acesso em: ago. 2023.

ANDRADE, T. C. C.; SIQUEIRA, L. N.; SOUZA, D. A.; SILVA, F. V.; GUARDA, P. M.; GUARDA, E. A. Análise da influência do pré-tratamento químico e físico sob a caracterização das frações celulose e lignina de diferentes biomassas e seu potencial para produção de etanol de segunda geração. **Revista em Agronegócio e Meio Ambiente**, Maringá, 2018.

ANDREOLA, R.; VIEIRA, O.; SANTOS, O. A. A.; JORGE, L. M. M. **Modelagem e simulação de um reator industrial de apagamento**. Acta Scientiarum: Technology, v. 22, n. 0, p. 1219-1224, may, 2000. Disponível em: <https://doi.org/10.4025/actascitechnol.v22i0.3051>. Acesso em: 06 jun. 2024.

ANDRITZ. **Kraft Pulp**: technologies for every major pulping, recovery and power process. Disponível em: <https://www.andritz.com/pulp-and-paper-en/pulp-production/kraft-pulp-overview>. Acesso em: 06 jun. 2024.

ANDREW, J.; JOHAKIMU, J.; LEKHA, P.; GIBRIL, M.; SITHOLÉ, B. **Beneficiation of sawdust waste in the context of an integrated forest bio-refinery mill**: Kraft and pre-hydrolysis kraft pulping properties. In: Secondary Beneficiation of sawdust waste in the context of an integrated forest bio-refinery mill: Kraft and pre-hydrolysis kraft pulping properties (ed.). Durban: CSIR, Forestry and Forest Products Research Centre, 2018. Disponível em: <http://hdl.handle.net/10204/10831>. Acesso em: 25 abr. 2023.

ANSI/ISA. **ANSI/ISA 5.1**: Instrumentation Symbols and Identification. 2009.

AQUACOCO. **Sobre**, 2023. Disponível em: <https://aquacoco.com.br/sobre/>. Acesso em: 17 out. 2023.

AQUINO, J. Z. **Importância da manutenção de sistemas de lavagem na qualidade da polpa celulósica**. 2014. 120 f. Dissertação (Mestrado em Tecnologia de Celulose e Papel) – Universidade Federal de Viçosa, Viçosa, 2014.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. **NBR 11852**: Caixa de descarga. Rio de Janeiro: ABNT, 2013.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. **NBR 5626**: Instalação predial de água fria. Rio de Janeiro: ABNT, 2020.

ASTEFA. **Indústria e comércio de filtros: filtro rotativo à vácuo 10x20**, 2023. Disponível em: https://toaz.info/doc-view-3#google_vignette. Acesso em: 7 jul. 2024.

AUTOLAC. **Quanto custa montar um laboratório de análises clínicas?** Autolac, 2019.

Disponível em:

<https://autolac.com.br/blog/custo-montar-laboratorio-analises-clinicas/#:~:text=De%20acordo%20com%20o%20SEBRAE,e%20o%20capital%20de%20giro.> Acesso em: 26 mai. 2023.

ÁVILA, P. S. **Estudo dos processos de extração alcalina e hidrólise enzimática para produção de polpa solúvel grau acetato.** 2016. 120 f. Dissertação (Programa de Pós-Graduação do Mestrado Profissional em Tecnologia de Celulose e Papel) – Universidade Federal de Viçosa, Viçosa, 2016.

BALKISSOON, S.; ANDREW, J.; SITHOLE, B. **Dissolving wood pulp production: a review.** Biomass Conversion and Biorefinery. Springer-Verlag GmbH Germany, 2022.

BANCO CENTRAL DO BRASIL. **Nota à imprensa: 05/07/2023.** Brasília: Banco Central do Brasil, 2023. Disponível em: <https://www.bcb.gov.br/detalhenoticia/20178/nota>. Acesso em: 5 jul. 2024.

BENINI, G. L.; FRÖHLICH, J.; BREHM, F. A.; KULAKOWSKI, M. P.; MIRANDA, L. A. S.; MODOLO, R. C. E. Avaliação do potencial de valoração da lama de carbonato de cálcio como coproduto em diferentes setores. **Revista O Papel**, v. 80, n. 10, p. 90-97, out. 2019.

BERGMAN, T. L.; LAVINE, A. S. **Incopera** - Fundamentos de Transferência de Calor e de Massa. Rio de Janeiro: Grupo GEN, 2019. E-book. ISBN 9788521636656. Disponível em: <https://integrada.minhabiblioteca.com.br/#/books/9788521636656/>. Acesso em: 13 jun. 2024.

BERMO. **Trocadores de calor casco E tubos helicoidal** - BCTH, 2024.

BI, R.; KHATRI, V.; CHANDRA, R.; TAKADA, M.; FIGUEROA, D. V.; ZHOU, H.; WU, J.; CHARRON, D.; SADDLER, J. Enhancing kraft based dissolving pulp production by integrating green liquor neutralization. **Carbohydrate Polymer Technologies and Applications**, v. 100034, p. 1-9, 2021. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.carpta.2021.100034>.

BIOPRECISA. **Balança de precisão analítica**, 2024. Disponível em: <https://bioprecisa.com.br/produto/balanca-analitica/>. Acesso em: 11 jul. 2024.

BNDES. **Financiamento**, 2024. Disponível em: https://www.bndes.gov.br/wps/portal/site/home/financiamento/produto/bndes-automatico!/ut/p/z1/tVJLU8IwEP4tHnoMCAQvRWcoaOgdBgEemHSkrZx2qSkKRV_vQt6YByU8WBOm318j01wjFc4lmwvvcmaEkqyE-zp2N140HoWB3Z-MJ_0BiRb-LJr7IX0e2fgFzxhOpalNgdeJ3PJm12RjhGnTE4JFCIVxi2RCMpkKVnFpVGORUsiCNajWKtesgihr5fZYOGEG1hpVgYhUHfHrVGzxOh24bp9TiignDrK546Fbm2bItRINtrbjOcTHy2uCYyiTH05AYD6-1rIGCu-M4nHmkcgJh543oWR-7-DIXvAOL6TSFaww_kcHicEPJwm_mIBnEa-7XRzA7pU0_M3g1b8sH4gGejqa5mCBmQIJmakvqvM2EJyXKvn8MIFMqA8Dmmdcc91rNaQLY-rmziIW6bqudwLo5WrfSzRkaqCultZHXy0w_KLuS9CFasD5d0RcV5VPD0i-D5_QeOkb_0DLPLi5-QA7r_f0/dz/d5/L2dBISevZ0FBIS9nQSEh/. Acesso em: 5 jul. 2024.

BONOMI, A.; LIMA, A. F.; PINTO, J. H. F.; SANT'ANNA, R. J.; HOCHGREB, S.; PARK, S. W. **Manual de Recomendações: Conservação de Energia na Indústria de Celulose e Papel.**

Vol. II. São Paulo: Instituto de Pesquisas Tecnológicas do Estado de São Paulo S/A - IPT, 1985.

BRASIL. AGÊNCIA NACIONAL DE VIGILÂNCIA SANITÁRIA (ANVISA). **Portaria n.º 177**. Publicado em 04 de março de 1999. Disponível em: https://bvsms.saude.gov.br/bvs/saudelegis/svs1/1999/prt0177_04_03_1999.html. Acesso em: 17 out. 2023.

BRASIL. BANCO NACIONAL DE DESENVOLVIMENTO ECONÔMICO E SOCIAL (BNDES). **Panorama de mercado: celulose**. Disponível em: https://web.bndes.gov.br/bib/jspui/bitstream/1408/1763/2/BS%2032%20Panorama%20de%20mercado%20celulose_P.pdf, 2010. Acesso em: 05 jul. 2024.

BRASIL. Agência Nacional de Águas e Saneamento Básico (ANA). **Estudo da Agência Nacional de Águas aborda uso da água no setor industrial**. Publicado em 12 out. 2017. Atualizado em 18 nov. 2022. Disponível em: <https://www.gov.br/ana/pt-br/assuntos/noticias-e-eventos/noticias/estudo-da-agencia-nacional-de-aguas-aborda-uso-da-agua-no-setor-industrial>. Acesso em: 13 set. 2023.

BRASIL. [Constituição (1988)]. **Constituição da República Federativa do Brasil**: promulgada em 5 de outubro de 1988. 4. ed. São Paulo: Saraiva, 1990.

BRASIL. Presidência da República. **Lei n.º 5.415**, de 10 de abril de 1968. Concede estímulos fiscais às indústrias de celuloses, de pasta mecânica e de papel em geral e dá outras providências. Diário Oficial da União, seção 1, p. 2891, 10 abr. 1968. Disponível em: <https://www2.camara.leg.br/legin/fed/lei/1960-1969/lei-5415-10-abril-1968-366470-publicacaooriginal-1-pl.html>. Acesso em: 25 jul. 2024.

BRASIL. Ministério do Trabalho e Emprego. **Norma Regulamentadora n. 13**: caldeiras, vasos de pressão, tubulações e tanques metálicos de armazenamento. Atualizada 2022, retificada. Disponível em: <https://www.gov.br/trabalho-e-emprego/pt-br/aceso-a-informacao/participacao-social/conselhos-e-orgaos-colegiados/comissao-tripartite-partitaria-permanente/arquivos/normas-regulamentadoras/nr-13-atualizada-2022-retificada.pdf>. Acesso em: 28 jun. 2024.

BRASIL. Ministério do Trabalho e Emprego. **Norma Regulamentadora n. 14**: fornos. Atualizada 2022. Disponível em: <https://www.gov.br/trabalho-e-emprego/pt-br/aceso-a-informacao/participacao-social/conselhos-e-orgaos-colegiados/comissao-tripartite-partitaria-permanente/arquivos/normas-regulamentadoras/nr-14-atualizada-2022.pdf>. Acesso em: 28 jun. 2024.

BRASIL. Município de Camaçari. **Lei Ordinária n.º 424**, de 10 de dezembro de 1998. Estabelece incentivos fiscais para a instalação de novas indústrias fabricantes de produtos químicos e de produtos plásticos e dá outras providências. Disponível em: <https://leismunicipais.com.br/a/ba/c/camacari/lei-ordinaria/1998/43/424/lei-ordinaria-n-424-1998-estabelece-incentivos-fiscais-para-a-instalacao-de-novas-industrias-fabricantes-de-produtos-quimicos-e-de-produtos-plasticos-e-da-outras-providencias>. Acesso em: 17 out. 2023.

BRASIL. Ministério do Trabalho e Emprego. **Norma Regulamentadora n. 18**: Segurança e saúde no trabalho na indústria da construção. Publicado em 22/10/2020. Disponível em:

<https://www.gov.br/trabalho-e-previdencia/pt-br/aceso-a-informacao/participacao-social/conselhos-e-orgaos-colegiados/ctpp/normas-regulamentadora/normas-regulamentadoras-vigentes/norma-regulamentadora-no-18-nr-18>. Acesso em: 12 jun. 2024.

BRASIL. Ministério do Trabalho e Emprego. **Norma Regulamentadora n. 16: Atividades e Operações Perigosas**. Publicado em 08/07/1978. Disponível em: <https://www.gov.br/trabalho-e-emprego/pt-br/aceso-a-informacao/participacao-social/conselhos-e-orgaos-colegiados/comissao-tripartite-partitaria-permanente/arquivos/nr-16-atualizada-2023.pdf/view>. Acesso em: 12 jun. 2024.

BRAGATO, G. A. **Obtenção de celulose e nanocelulose a partir do resíduo do beneficiamento de coco (Cocos nucifera) pré-tratado por hidrólise subcrítica**. 2021. Tese (Mestrado em Ciência e Engenharia de Materiais) – Universidade Federal do Amazonas, Manaus, 2021.

CALORISOL. **Isolamentos térmicos refratários**. Campo Belo (SP), 2004. Disponível em: <https://www.calorisol.com/hidrossicalato.htm>. Acesso em: 20 jun. 2024.

CÂMARA BRASILEIRA DA INDÚSTRIA DA CONSTRUÇÃO (CBIC). **CUB/m² estadual: BA**. 2024. Disponível em: <http://www.cub.org.br/cub-m2-estadual/BA/>. Acesso em: 3 jul. 2024.

CAMPOS, E. S. Curso Básico de Fabricação de Celulose e Papel: Apostila (Revisão 01). 2011. **Eucalyptus Online Book and Newsletter**, 2011.

CAMPOS, E. D. Curso de Fabricação de Papel com Ênfase em Papéis Especiais. Publicado em: 12 dez. 2008. **Eucalyptus Online Book and Newsletter**. Osasco, SP, 2008.

CARDONA, Lina Maria Varón. **Estudo experimental da secagem e carbonização do Eucalipto Saligna para produção de carvão vegetal**. 2012. 110 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Metalúrgica e de Materiais) – Curso de Engenharia Metalúrgica, Departamento de Engenharia Metalúrgica e de Materiais, Universidade de São Paulo, São Paulo, 2012. Disponível em: https://www.teses.usp.br/teses/disponiveis/3/3133/tde-18072013-143903/publico/correcciondefenza_LINA.pdf. Acesso em: 13 dez. 2023.

CARDOSO, M. **Análise da unidade de recuperação do licor negro de eucalipto no processo "Kraft", avaliando alternativas de processamento**. 1998. Tese (Doutorado em Engenharia Química) – Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 1998. Disponível em: <https://www.repositorio.unicamp.br/acervo/detalhe/173828>. Acesso em: 19 mar. 2024.

CARDOSO, M.; OLIVEIRA, E. D.; PASSOS, M. L. Licor negro de eucalipto kraft proveniente de indústrias brasileiras: características químicas e físicas e seu processamento na unidade de recuperação. **Revista O Papel**, São Paulo, v. 67, n. 5, p. 45-60, maio 2006.

CARDOSO, M. *et al.* **Caracterização do licor negro de eucalipto de indústrias brasileiras**. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Química, Universidade Federal de Minas Gerais (UFMG), 2009. Disponível em:

https://www.eucalyptus.com.br/artigos/outros/2000_Licor_negro_eucaliptos.pdf. Acesso em: 4 jul. 2024.

CARMEUSE SYSTEMS. **Lime Handling systems**. 2024. Disponível em: <https://systems.carmeuse.com/en/>. Acesso em: 7 jul. 2024.

CARREIRO, Milton Roberto de Mattos. **Análise Exergética e Ambiental do Processamento do Licor Negro Gerado em Fábricas de Celulose e Papel**. 2009. 141 f. Tese (Mestrado em Ciências e Engenharia Mecânica) – Universidade Federal de Itajubá (UNIFEI), Programa de Pós-Graduação em Ciências e Engenharia Mecânica, Itajubá, 2009. Disponível em: <http://saturno.unifei.edu.br/bim/0035811.pdf>. Acesso em: 7 jun. 2024.

CARRIJO, O. A.; LIZ, R. S.; MAKISHIMA, N. **Fibra da casca do coco verde como substrato agrícola**. Horticultura Brasileira, Brasília, v. 20, n. 4, p. 533-535, dez. 2002.

CARVALHO, L. C. **Notas de aula**. 2019. [Notas de aula] – Universidade de São Paulo, Escola de Engenharia de Lorena, Departamento de Engenharia Química, 2019.

CARVALHO, J. L. R. de *et al.* **Dados Termodinâmicos Para Metalurgistas**. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Metalúrgica e de Materiais, Escola de Engenharia, Universidade Federal de Minas Gerais, fev. 1997. Disponível em: <https://pt.scribd.com/document/85121251/dados-termodinamicos>. Acesso em: 17 jun. 2024.

CASTRO, Heizir F. de. **Processos Químicos Industriais II: Papel e Celulose**. Universidade de São Paulo, Lorena, 2009.

CBC INDÚSTRIAS PESADAS S.A. **Caldeiras compactas tipo FM**. 6. ed. Osasco: Cobrasma, 1978.

ÇENGEL, Y. A.; BOLES, M. A. **Termodinâmica**. 7. ed. Porto Alegre: AMGH, 2013.

CÉSAR, F.; SILVEIRA, M.; CUNHA, R. **Aproveitamento das Cascas de Coco Verde para Produção de Briquete em Salvador: uma Alternativa Sustentável para a Destinação de Resíduos do Coco In Natura**. In: ELECS, III Encontro Latino-Americano sobre Edificações, Recife, 2009.

CNBM INTERNATIONAL. **Pulp and paper = Digestor de polpa**. Disponível em: <https://pt.paperpulpingmachine.com/pulp-digester/>. Acesso em: 7 jul. 2024.

CNBM INTERNATIONAL. **Pulp and paper = Tanque de sopro**. Disponível em: <https://pt.paperpulpingmachine.com/blow-tank/>. Acesso em: 7 jul. 2024.

CHASE, M. W., Jr. NIST-JANAF Thermochemical Tables, 4. ed. **Journal of Physical Chemistry**. Reference Data, Monograph 9, 1998, p. 1-1951.

CHEN, C. *et al.* **Cellulose (dissolving wood pulp) manufacturing processes and properties: A mini review**. BioResources, v. 11, p. 5553-5564, 2016. Disponível em: <https://doi.org/10.15376/biores.11.2.chen>. Acesso em: 1 jun. 2024.

CHUNILALL, V. **Structure, accessibility and reactivity of cellulose I as revealed by CP/MAS 13C-NMR spectroscopy and atomic force microscopy**. [Tese de doutorado] – Faculty of Science and Agriculture, University of KwaZulu-Natal, Durban, dez. 2009.

CORONA, N. B. D.; MACHADO, E. L. Modelos paramétricos para estimativa de custos de tubulação no Brasil. **Revista IPT: Tecnologia e Inovação**, v. 6, n. 21, p. 55-62, dez. 2022.

COSTA, M. M.; COLODETTE, J. L.; FOELKEL, C. E. B. Aspectos Básicos da Produção de Polpa Solúvel. I: O efeito dos extrativos da madeira - uma revisão. **Revista O Papel**, São Paulo, v. 59, n. 4, p. 36-44, 1998.

COSTA JUNIOR, E. F.; FIGUEIRÊDO, L. S.; COSTA, A. O. S. **Análise de um sistema brasileiro de caustificação usando balanços dinâmicos de massa**. 2011. [Artigo publicado online em 2017] – Universidade Federal do Espírito Santo, Alegre, ES, Brasil; Celulose Nipo-brasileira S.A. – Cenibra, Belo Oriente, MG, Brasil. Disponível em: https://www.researchgate.net/publication/316996939_Analise_de_um_Sistema_Brasileiro_de_Caustificacao_Usando_Balancos_Dinamicos_de_Massa. Acesso em: 20 abr. 2024.

COPRA. **Institucional**. Disponível em: <https://www.copra.com.br/institucional/>. Acesso em: 17 out. 2023.

CORREIA, F. M. **Análise de distúrbios de compactação de cavacos de eucalipto em digestores contínuos fase vapor**. 2010. Dissertação (Mestrado Profissional em Tecnologia da Celulose e Papel) – Universidade Federal de Viçosa, Viçosa, 2010.

COSTA, E. F.; FERREZIN, N. B. ESG (Environmental, Social and Corporate Governance) e a comunicação: o tripé da sustentabilidade aplicado às organizações globalizadas. **Revista Alterjor**, v. 24, n. 2, p. 79-95, 2021. Disponível em: <https://doi.org/10.11606/issn.2176-1507.v24i2p79-95>.

CRANE CO. **Flow of Fluids Through Valves, Fittings, and Pipe**. Crane, 2009.

CRANE, V. **Flow of Fluids through Valves, Fittings and Pipes**. [Relatório Técnico No. 410M] – Crane Co., New York.

CREMASCO, Marco A. **Operações unitárias em sistemas particulados e fluidomecânicos e outros trabalhos**. Editora Blucher, 2018. E-book. ISBN 9788521208563. Disponível em: <https://integrada.minhabiblioteca.com.br/#/books/9788521208563/>. Acesso em: 5 jun. 2024.

CRONOSHARE BRASIL. **Quanto custa instalar um sistema de combate a incêndio?** Disponível em: <https://www.cronoshare.com.br/quanto-custa/sistema-incendios#:~:text=O%20pre%C3%A7o%20de%20instala%C3%A7%C3%A3o%20de%20sistemas%20de%20combate%20a%20inc%C3%A7%C3%A3o,mais%20de%20R%24%2030.000%20reais>. Acesso em: 4 jul. 2024.

CROTOGINO, R. H.; POIRIER, N. A.; TRINH, D. T. The principles of pulp washing. **Tappi Journal**, Atlanta, v. 70, n. 6, p. 95-103, jun. 1987.

D'ALMEIDA, M. L. O. Celulose e Papel. **Tecnologia de fabricação de pasta celulósica**. 2. ed., v. 1, Cap. 3. São Paulo: IPT-SENAI, 1988.

D'ALMEIDA, M. L. O. *et al.* **Celulose**: Área Celulose e Papel. São Paulo: SENAI-SP, 2013.

DE ANDRADE, J. A. F. *et al.* Aplicação de líquidos iônicos para obtenção de celulose solúvel. In: **Pesquisas e Inovações em Ciências Agrárias**: Produções Científicas Multidisciplinares do Século XXI, v. 1, cap. 1, 2022.

DE MINAS, E. **No Brasil, nada do coco é descartado e tudo é aproveitado**. Disponível em:
https://www.em.com.br/app/noticia/internacional/2018/04/20/interna_internacional,953053/n-o-brasil-nada-do-coco-e-descartado-e-tudo-e-aproveitado.shtml. Acesso em: 8 set. 2023.

DE PAULA, K. G. F. **Sensor virtual de alvura em polpa branqueada de celulose baseado em Inteligência Artificial**. 2022. Trabalho de Conclusão de Curso (Especialização em Ciências Matemáticas e de Computação) – Instituto de Ciências Matemáticas e de Computação, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2022.

DIÁRIO OFICIAL DA UNIÃO. **Resolução Nº 5.949**, de 13 de julho de 2021. Disponível em:
<https://www.in.gov.br/en/web/dou/-/resolucao-n-5.949-de-13-de-julho-de-2021-331886614>. Acesso em: 1 jul. 2024.

DIAS, O. A.; SIMONELLI, G. **Qualidade da madeira para a produção de celulose e papel**. Enciclopédia Biosfera, Centro Científico Conhecer - Goiânia, v. 9, n. 17, p. 362, 2013.

DRAMAQ. **Máquina automática para o corte de bobinas**. 2024. Disponível em:
<https://dramaq.com.br/equipamentos/dra-cb3000/>. Acesso em: 7 jul. 2024.

DUCOCO. **História**. 2024. Disponível em: <https://ducoco.com.br/historia>. Acesso em: 17 out. 2023.

DYUNYASHEVA, V. **Dissolving pulp and its properties**. Bachelor's Degree Thesis in Paper, Chemical and Textile Engineering – Tampere University of Applied Sciences, 2017. Disponível em:
https://www.theseus.fi/bitstream/handle/10024/132429/Dyunyasheva_Venera.pdf?sequence=1.

EDENCOCO. **Informações**. 2024. Disponível em:
<https://www.instagram.com/edencocobrasil/>. Acesso em: 17 out. 2023.

EMBASA. **Tarifas 2023.1**: Institucional. Disponível em:
<https://embasa.ba.gov.br/tarifas-2023-1-institucional/>. Acesso em: 15 jun. 2024.

EMBRAPA. **Estatística da produção**: Coco. Disponível em:
<https://www.embrapa.br/agencia-de-informacao-tecnologica/cultivos/coco/pre-producao/importancia-socioeconomica/estatistica-da-producao>. Acesso em: 2022.

EMPRESA DE LIMPEZA URBANA DO SALVADOR – LIMPURB. **Dados sobre a produção de lixo em Salvador e roteiro de coleta do setor Orla I.** Salvador, 2007. Documento interno.

EMUNDS, R. L. **Balanco de elementos não processáveis em uma fábrica de celulose.** 2010. 77 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Curso de Engenharia Química, Área de Concentração Sistemas de Processos Químicos e Informática, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2010. Disponível em: <https://repositorio.unicamp.br/Busca/Download?codigoArquivo=475559>. Acesso em: 4 jul. 2024.

ENGENHARIA CASTANHEL. **Pavilhão de estocagem.** 2024. Disponível em: https://www.instagram.com/p/CsrgqLyudVq/?locale=sl&img_index=1. Acesso em: 7 jul. 2024.

ENGINEERING TOOLBOX. **ANSI Schedule 40 Steel Pipes - Dimensions.** 2003. Disponível em: https://www.engineeringtoolbox.com/ansi-steel-pipes-d_305.html. Acesso em: 20 jun. 2024.

EPA. **Wood products industry.** In: Secondary Wood Products Industry. US: EPA, 1990. Disponível em: <https://www3.epa.gov/ttn/chief/ap42/ch10/fnal/c10s02.pdf>. Acesso em: 15 jun. 2024.

FAO - Food and Agriculture Organization of the United Nations. **Online data FAOSTAT.** Disponível em: <https://www.fao.org/faostat/en/#data/FO>. Acesso em: dezembro de 2023. FAO, 2021.

FENGEL, D.; WEGENER, G. **Wood.** Chemistry: ultrastructure: reactions. Walter de Gruyter, Berlin, 1989.

FERREIRA, D. C. **Avaliação da qualidade do mesocarpo de Cocos nucifera L. para a produção de polpas kraft para papel e para dissolução.** Dissertação (Mestrado em Ciência Florestal) - Universidade Federal de Viçosa, Minas Gerais, 2017.

FIBRAZTECH. **Qualidade em biomanta de fibra de coco.** 2024. Disponível em: <https://www.linkedin.com/company/fibraztech/?originalSubdomain=br>. Acesso em: 17 out. 2023.

FIGUEIRÊDO, L. S. **Modelagem matemática do estado estacionário de um real sistema de caustificação em uma fábrica de celulose.** 2009. 71 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Industrial) - Centro Universitário do Leste de Minas Gerais, Coronel Fabriciano, 2009.

FLUID BRASIL. **Equipamentos.** 2024. Disponível em: <https://www.fluidbrasil.com.br/>. Acesso em: 07 jul. 2024.

FOELKEL, C. Individualização das Fibras da Madeira do Eucalipto para a produção de Celulose Kraft. **Eucalyptus Online Book and Newsletter.** Associação Brasileira Técnica de Celulose e Papel, 2009.

FOELKEL, C. **Controle das emissões de H₂S no forno de cal através de suas variáveis operacionais**. ABTCP, 1983.

FONTOURA DE MENESES, R. **Modelagem do Sistema de Recuperação do Licor de Cozimento na Produção de Celulose**. Porto Alegre: UFRGS, 2005.

FORNI, Renato. **Projeto mecânico de um sistema de higienização CIP (Cleaning in Place)**. 2007. Trabalho de Conclusão de Curso (Graduação em Engenharia Mecânica) – Escola Politécnica, Universidade de São Paulo, São Paulo. Disponível em: <https://bdta.abcd.usp.br/directbitstream/00e7afc2-61c2-40a3-bdaa-6a828c308af9/RENATO%20FORNI%20PME07.pdf>. Acesso em: 27 jun. 2024.

FRANÇA, S. C.; MASSARANI, G. Separação sólido-líquido. In: Tratamento de minérios. Comunicação Técnica – Cetem. Rio de Janeiro, 2004.

FRANCIS, R.; SHIN, N. H. **Methods for carbonate pretreatment and pulping of cellulosic material**. USA patent application PCT/US2007/069159. 29 November, 2007.

FRANCIS, R. C.; AMIDON, T. E.; SHIN, N. H.; BOLTON, T. S.; KANUNGO, D. **Mild acid and alkaline pretreatments before kraft and saq pulping**, 2007.

FREDERICK, W. J.; DANKO, J. P.; AYERS, R. J. Controlling TRS emissions from dissolving tank vent stacks. **Tappi Journal**, v. 79, n. 6, p. 144-148, 1996.

FREITAS, P. V. S.; NETO, J. L. V.; SANTOS, K. G. **Desenvolvimento de um aplicativo móvel para dimensionamento de filtros de tambor rotativo à vácuo**. In: XL CONGRESSO BRASILEIRO DE SISTEMAS PARTICULADOS, 23 out. 2022, Uberlândia.

GASTROMAX. **Catálogo de Cubas**. Balneário Camboriú/SC, 2022. Disponível em: <https://www.gastromax.com.br/cubas>. Acesso em: 11 jun. 2024.

GHALKE, Subhash N. **Viscosity of Commercial Black Liquors**. 1975. 102 f. Dissertação (Mestrado em Tecnologia) – Departamento de Engenharia Química, Instituto Indiano de Tecnologia, Kanpur, 1975.

GOMIDE, J. L. **Curso de pós-graduação Latu Sensu em celulose e papel: Química da madeira, Módulo I - Parte III**. São Paulo: Universidade Presbiteriana Mackenzie, abril de 2011.

GOMIDE, J. L.; OLIVEIRA, R. C.; COLODETE, J. L. Produção de polpa kraft de eucalipto, com adição de antraquinona. **Revista Árvore**, Viçosa, v. 4, n. 2, p. 203-214, 1980.

GONÇALEZ, J. C.; CARDOSO, M. S. Aproveitamento da casca do coco-verde (Cocos nucifera L.) para produção de polpa celulósica. **Ciência Florestal**, Santa Maria, v. 26, n. 1, p. 321-330, jan.-mar., 2016.

GOOGLE. **Google Maps**. Disponível em: <https://www.google.com/maps>. Acesso em: 12 set. 2023.

GUIMARÃES, J. C.; LIMA, A. F.; PARK, S. W.; YOJO, L. M. Uso da simulação no controle do forno de cal por microcomputador. **Revista O Papel**, 1986.

HABITISSIMO. **Habitissimo**. Disponível em: <https://www.habitissimo.com.br/>. Acesso em: 02 jul. 2024.

HART, P. W.; RUDIE, A. W. Anthraquinone-A review of the rise and fall of a pulping catalyst. **Tappi journal**, v. 13, n. 10, p. 23-31, 2014.

HAQUE, M. A. *et al.* Effect of dilute alkali on structural features and enzymatic hydrolysis of barley straw (*Hordeum vulgare*) at boiling temperature with low residence time. *J. Microbiol. Biotechnol.*, v. 22, p. 1681–1691, 2012.

HASSAN, B. *et al.* Recent advances on polysaccharides, lipids and protein based edible films and coatings: A review. **International Journal of Biological Macromolecules**, v. 109, p. 1095-1107, abril, 2018. <https://doi.org/10.1016/j.ijbiomac.2017.11.097>.

HAYON, E. H. **Propriedades de engenharia dos fluidos típicos da indústria de celulose e papel**. Barueri: Engevix Engenharia, 2005. Disponível em: https://www.crq4.org.br/sms/files/file/elie_texto.pdf. Acesso em: 4 jul. 2024.

HEBEI GAOTIEJIAN TESTING INSTRUMENT CO. **Viscosímetro integrado RVDV e LV**. Disponível em: <https://portuguese.alibaba.com/product-detail/Integrated-rvdv-lv-viscometer-1600114962759.html>. Acesso em: 11 jul. 2024.

HIDROG. **Bomba submersa Leão**. 2024. Disponível em: <https://www.hidrog.com.br/7wrcgvtd-bomba-submersa-leao-6-r20a-09-9cv-220380v-tri-s60>. Acesso em: 08 jul. 2024.

HOBART. **Lavadora de louça AMT2**. Disponível em: <http://www.lavaloucahobart.com.br/>. Acesso em: 07 jul. 2024.

HÜLLER, A. S. *et al.* **Caracterização e processo produtivo da polpa solúvel: uma revisão da literatura**. 12ª Jornada Científica Tecnológica. Instituto Federal Sul de Minas Gerais, 2020.

IBAMA. **Política Nacional de Resíduos Sólidos (PNRS)**. Instituto Brasileiro do Meio Ambiente, 2022.

IBGE. **Camacari, Bahia**. Panorama. Disponível em: <https://cidades.ibge.gov.br/brasil/ba/camacari/panorama>. Acesso em: 12 dez. 2023.

IBGE. **Produção de Coco-da-baía**. 2022. Disponível em: <https://www.ibge.gov.br/explica/producao-agropecuaria/coco-da-baia/br>. Acesso em: 06 jun. 2024.

IEA - International Energy Agency. Energy. **Technology Perspectives 2017**. Disponível em: <https://www.iea.org/reports/energy-technology-perspectives-2017>. Acesso em: dezembro de 2023.

IEA - International Energy Agency. Energy. **Energy balances (2021)**. Disponível em: <https://www.iea.org/reports/world-energy-balances-overview>. Acesso em: dezembro de 2023. IEA, 2021.

INDEXBOX. **Price for dissolving wood pulp (dissolving grades)**: United States. Disponível em: <https://www.indexbox.io/search/price-for-dissolving-grade-wood-pulp-the-united-states/>. Acesso em: 27 nov. 2023.

INDÚSTRIA BRASILEIRA DE ÁRVORES. IBÁ. **Relatório Anual IBÁ 2021**. Disponível em: <https://www.iba.org/publicacoes/relatorios>. Acesso em: dezembro de 2023. IBÁ, 2021.

INDÚSTRIA BRASILEIRA DE ÁRVORES. **Cenários IBÁ**. Estatísticas da Indústria Brasileira de Árvores. São Paulo, 2022.

INDÚSTRIA BRASILEIRA DE ÁRVORES. **Cenários IBÁ**. Estatísticas da Indústria Brasileira de Árvores. São Paulo, 2023.

IMOVELWEB. **10 Terrenos à venda no Polo Petroquímico, Camaçari**. Disponível em: <https://www.imovelweb.com.br/terrenos-venda-polo-petroquimico-camacari.html>. Acesso em: 12 jul. 2024.

JEMP. **Máquinas e equipamentos industriais**. Disponível em: <https://www.jemp.com.br/>. Acesso em: 07 jul. 2024.

JUCEB - Junta Comercial do Estado da Bahia. **Regimento Interno: JUCEB 2012**. Disponível em: <http://www.juceb.ba.gov.br/wp-content/uploads/2023/10/REGIMENTO-INTERNO-JUCEB-2012-2.pdf>. Acesso em: 06 dez. 2023.

JUCEB - Junta Comercial do Estado da Bahia. **Manual de Registro Empresarial da JUCEB (2021)**. Disponível em: <http://www.juceb.ba.gov.br/wp-content/uploads/2021/06/MANUAL-DE-REGISTRO-EMPRESARIAL-DA-JUCEB-2021.pdf>. Acesso em: 06 dez. 2023.

JUNIOR, J. R. R.; GUERATO, G. Otimização dos evaporadores tipo falling film de uma planta de evaporação do licor negro proveniente do processo de digestão da madeira - Kraft, através da modificação do processo de lavagem visando o aumento da capacidade da unidade. Universidade de São Paulo, Lorena, 2012.

KARHELA, T.; LAPPALAINEN, J.; JUSLIN, K.; PELTOLA, H. **Dynamic Simulation Model of Rotary Lime kiln**. International Chemical Recovery Conference Proceedings, Atlanta. Tappi, 1998.

KARLSSON, H. **Fibre guide**: Fibre analysis and process applications in the pulp and paper industry. AB Lorentzen & Wettre, Sweden, 2006.

KERR, J. **Mercado global de celulose de fibra curta permanece não consolidado**. Artigo Panorama Setorial. Disponível em:

http://revistaopapel.org.br/noticia-anexos/1363780028_ae6fa5edd570f221e5f2617431debb17_1093916298.pdf. Revista O Papel, março, 2013.

KLABIN. **Parada geral**. Blog da Klabin, 2024. Disponível em: <https://blog.klabin.com.br/-/parada-geral#:~:text=Com%20um%20alto%20n%C3%ADvel%20de,papel%20e%20celulose%2C%20entre%20outros>. Acesso em: jul. 2024.

KLABIN. **Klabin lança celulose fluff feita com mix de fibras longas e curtas**. Disponível em: <https://portalcelulose.com.br/klabin-lanca-celulose-fluff-feita-com-mix-de-fibras-longas-e-curtas/>. Acesso em: dez. 2023.

KLEMM, D.; HEUBLEIN, B.; FINK, H. P.; BOHN, A. Cellulose: Fascinating Biopolymer and Sustainable Raw Material. **Angewandte Chemie International Edition**, v. 44, n. 22, p. 3358-3393, maio, 2005.

KLOCK, U.; ANDRADE, A. S.; HERNANDEZ, J. A. **Polpa e Papel**. 3. ed. revisada. Universidade Federal do Paraná, Setor de Ciências Agrárias, Departamento de Engenharia e Tecnologia Florestal. Curitiba, 2013.

KOMURA, R. K. **Investigação dos métodos de separação, uso e aplicação da Lignina proveniente da Biomassa Lignocelulósica**. Trabalho de Conclusão de Curso (Graduação em Engenharia Mecânica) - Faculdade de Engenharia do Campus de Guaratinguetá, Universidade Estadual Paulista, Guaratinguetá, 2015.

KOTAS, T. K. **The Exergy Method of Thermal Plant Analysis**. 1. ed. Butterworth-Heinemann, 1985.

LAITINEN, M. **Kraft recovery boiler dissolving tank mass and energy balance**. Trabalho de Conclusão de Curso (Graduação em Engenharia Química) – Lappeenranta University of Technology, LUT School of Engineering Science, Varkaus, 2016.

LAVORATTI, A. **Desenvolvimento e caracterização de compósitos poliméricos poliéster/nanocelulose**. 2015. 79 f. Dissertação (Pós-Graduação em Engenharia de Processos e Tecnologias) – Universidade de Caxias do Sul, Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Processos e Tecnologias, Caxias do Sul, 2015.

LLANO, T. **Developments in a sulphite pulping process for the valorisation of its carbohydrate resources within the biorefinery concept**. Tese (Doutorado em Engenharia Química) - Departamento de Engenharia Química e de Processos, Universidade de Cantabria. Disponível em: <https://doi.org/10.13140/RG.2.1.1569.7685>. 2016.

LIMA, O. C. M.; STENZEL, M.; PEREIRA, N. C.; MENDES, S. Secagem condutiva/convectiva de celulose fibra longa com ar ambiente em convecção forçada. **Maringá**, v. 23, n. 6, p. 1389-1399, 2001.

LINGQVIST, O.; BERG, P. **Pulp, paper, and packaging in the next decade: Transformational change**. McKinsey Company. Disponível em: <https://www.mckinsey.com/industries/packaging-and-paper/our-insights/pulp-paper-and-packaging-in-the-next-decade-transformational-change>. Acesso em: 7 ago. 2019.

LIPPEL. **Picador Tambor com Rolo Tracionador PTL 200 / 290 x 500**. Disponível em: <https://www.lippel.com.br/picadores-industriais-de-madeira/picador-tambor-com-rolo-tracionador-ptl-200-290-x-500/>. Acesso em: 07 jul. 2024.

LIPPEL. **Silos Verticais**: para Armazenagem de Cavacos e Biomassa. Disponível em: <https://www.lippel.com.br/armazenagem-de-biomassa/silos-verticais-para-armazenagem-de-cavacos-e-biomassa/>. Acesso em: 07 jul. 2024.

LIU, W.; LIU, S.; LIU, T.; LIU, T.; ZHANG, J.; LIU, H. Eco-friendly post-consumer cotton waste recycling for regenerated cellulose fibers. **Carbohydrate Polymers**, v. 206, p. 141-148, fevereiro, 2019.

LOJA DO PEDRÃO. **Tanque 16.000 Litros Azul**: Acqualimp. Loja do Pedrão, 2024. Disponível em: <Tanque 16.000 Litros Azul - Acqualimp - lojadopedrao>. Acesso em: 07 jul. 2024.

MACEDO, R. **Tabela de Capacidade Calorífica**. Disponível em: <https://pt.scribd.com/document/438447090/Tabela-de-Capacidade-Calorifica>. Acesso em: 19 jun. 2024.

MACINTYRE, A. J. **Instalações hidráulicas: prediais e industriais**. 4. ed. Rio de Janeiro: Grupo Gen - LTC, 2010.

MADE-IN-CHINA. **Primary Clarifier**. Disponível em: <https://qiankunhb.en.made-in-china.com/product/txbYXOCusmpn/China-Primary-Clarifier-Sludge-Scraper-Half-Bridge-Center-Drive-Mud-Sludge-Sludge-Scraper-Water-Clarifier.html>. Acesso em: 07 jul. 2024.

MAGALHÃES, W. L. E. *et al.* **Produção de nanofibrilas de celulose por desfibrilação mecânica em moinho coloidal**. Comunicado Técnico 404. Colombo, PR, outubro de 2017.

MANFREDI, M.; COLODETTE, J. L.; OLIVEIRA, R. C.; BARBOSA, B. M. **Efeitos da sequência de branqueamento na ação de alvejantes óticos em celulose kraft de eucalipto**. Universidade Federal de Viçosa, 2013.

MANFRINATO, J. W. S.; AYRES, A. N.; ROSA, C. W. **Estudo de caso**: Gerenciamento de Projetos com ênfase no Controle de Custos. Universidade Estadual Paulista. São Paulo, 2017.

MAGINA SP. **Improvement of acid sulphite eucalypt pulp brightness**. Master's degree in Science and Engineering of Materials, in: Chemistry, Aveiro University, 2005. Disponível em: https://www.researchgate.net/publication/254560233_Improvement_of_acid_sulphite_eucalypt_pulp_brightness.

MANKAR, A. R.; PANDEY, A.; MODAK, A.; PANT, K. K. Pretreatment of lignocellulosic biomass: A review on recent advances. **Bioresource Technology**, v. 334, p. 125235, 2021. Elsevier.

MARAFON, *et al.* **Aproveitamento de cascas de coco para geração de energia térmica: potencialidades e desafios.** EMBRAPA, 2019.

MARCELINO, T. O. A. C. **Modelagem e Simulação da etapa de Caustificação do Processo Kraft de Extração de Celulose.** 2019. 54 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Universidade Federal de Campina Grande, Campina Grande, PB. Disponível em: <http://dspace.sti.ufcg.edu.br:8080/jspui/bitstream/riufcg/8882/3/THAMIRES%20OHANA%20ARAÚJO%20DE%20CARVALHO%20MARCELINO%20-%20DISSERTAÇÃO%20%28PGEQ%29%20CCT%202019.pdf>. Acesso em: 4 jul. 2024.

MARINHO, J. C. **Memorial descritivo e especificação técnica, Estado da Bahia.** Prefeitura Municipal de Camaçari, Secretaria de Infraestrutura. Camaçari, 2022.

MARINS, G. **Caracterização do licor negro de eucalipto para avaliação do potencial de incrustação em evaporadores.** Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) - Universidade Estadual de Campinas (UNICAMP), Campinas, 2012.

MARTINO, D. C.; COLODETTE, J. L.; JARDIM, J. M.; CHANDRA, R. P.; SADDLER, J. N. **Hot water pretreatment to enhance the production of a eucalypt dissolving pulp.** In: 7th International Colloquium on Eucalyptus Pulp, 26-29 maio 2015, Vitória, Espírito Santo, Brasil. Disponível em: https://www.eucalyptus.com.br/artigos/15_Daniela+Martino2.pdf.

McCABE, W. L.; SMITH, J. C. **Unit operations of chemical engineering.** 5. ed. New York: McGraw-Hill, 1993.

MENEZES, Thales de. **Quais são os custos para abrir e manter um escritório de advocacia?** Jusbrasil, 2016. Disponível em: <https://www.jusbrasil.com.br/noticias/quais-sao-os-custos-para-abrir-e-manter-um-escritorio-de-advocacia/393496873>. Acesso em: 4 jul. 2024.

MFRURAL. **Esteiras Transportadoras.** Disponível em: <https://www.mfrural.com.br/detalhe/686483/esteiras-transportadoras>. Acesso em: 3 jul. 2024.

MILANEZ, A. F.; COLODETTE, J. L.; CARVALHO, A. M. Condições ótimas para branquear polpa kraft de eucalipto com uma sequência de três estágios. **Scientia Florestalis**, v. 36, n. 78, p. 105-113, jun. 2008.

MINISTÉRIO DO MEIO AMBIENTE (MMA). **Procedimentos de Licenciamento Ambiental: BAHIA.** 2018. Disponível em: <https://pnla.mma.gov.br/images/2018/08/Procedimentos-de-Licenciamento-Ambiental-BAHIA-BA.pdf>. Acesso em: 06 dez. 2023.

MERCADO LIVRE. **Capacete De Proteção Com Carneira Cinza Ca 31.469 Plastcor.** 2024. Disponível em: <https://www.mercadolivre.com.br/capacete-de-protecao-com-carneira-cinza-ca-31-469-plastcor>. Acesso em: 11 jul. 2024.

MERCADO LIVRE. **Luva EPI CA Segurança Multi Tato Tricotada PU Antiestática.** 2024. Disponível em: <https://produto.mercadolivre.com.br/MLB-2169288435-luva-epi-ca-seguranca-multi-tato-tric>

otada-pu-antiestatica-_JM#position=5&search_layout=grid&type=item&tracking_id=cdff7373-c128-4854-91c2-be53031b6d33. Acesso em: 11 jul. 2024.

MITTAL GROUP. **Catálogo de Sopradores Industriais**. 2015. Disponível em: <https://www.mittalblowers.com/>. Acesso em: 04 jul. 2024.

MORAN, M. J.; SHAPIRO, H. N.; BOETTNER, D. D.; BAILEY, M. B. **Princípios de Termodinâmica para Engenharia**. 7. ed. Rio de Janeiro: LTC, 2013.

MOKFIENSKI, Alfredo. **Curso de pós-graduação Latu Sensu em celulose e papel: Ciclo de recuperação química do processo Kraft, Módulo II – Parte II**. São Paulo: Universidade Presbiteriana Mackenzie, agosto de 2011.

MOSSELLO, A. A.; HARUN, J.; RESALATI, H.; IBRAHIM, R.; TAHIR, P. M.; SHAMSI, S. R. F.; MOHAMED, A. Z. Soda-anthraquinone pulp from Malaysian cultivated kenaf for linerboard production. **BioResources**, v. 5, n. 3, p. 1542-1553, 2010.

MUJUMDAR, A. S. **Handbook of Industrial Drying**. 3. ed. CRC Press, 2006.

NAKAMURA, I. L. A.; MARTINEZ, A. C. **Estudo da Integração de uma Biorrefinaria Florestal em uma Indústria de Celulose**. Trabalho de Conclusão de Curso (Engenharia Química) - Universidade de São Paulo, São Paulo, 2014.

NATUCOCO. **Quem somos**. 2024. Disponível em: <https://www.natucoco.com.br/>. Acesso em: 17 out. 2023.

NBR 5626: **Instalação predial de água fria**. Publicado em: 1998. Disponível em: <https://ecivilufes.files.wordpress.com/2013/06/nbr-05626-1998-instalac3a7c3a3o-predial-de-c3a1gua-fria.pdf>. Acesso em: 11 jun. 2024.

NEOENERGIA COELBA. **Tabela de Tarifas de energia elétrica**, 2024.

NETO, H. F.; GOMIDE, J. L.; COLODETTE, J. L. **Polpação kraft convencional e modificada de eucalipto: características tecnológicas e dissolução dos carboidratos e lignina**. Universidade Federal de Viçosa, Viçosa, MG, Brasil, 1995.

NOSRATPOUR, M. J.; KARIMI, K.; SADEGHI, M. Improvement of ethanol and biogas production from sugarcane bagasse using sodium alkaline pretreatments. **Journal of Environmental Management**, v. 226, p. 329–339, 2018.

Nova Real Alumínio. **Panela Industrial Standard Nr 45 60l Real 9745 - 2220**. Disponível em: https://www.platinox.com.br/utensilios/caldeirao-standard-nr-45-60l-real-9745-2220?parceiro=3396&gclid=Cj0KCQjwmZejBhC_ARIsAGhCqnePnz8ton88BgDsW9euM0eZ7SYkI15hYkvj8oepabdF6hhYp22RKu8aAl61EALw_wcB. Acesso em: 11 jun. de 2024.

NUNES, M. U. C.; SANTOS, J. R.; SANTOS, T. C. **Tecnologia para Biodegradação da Casca de Coco Seco e de Outros Resíduos do Coqueiro**. Aracaju: Embrapa Tabuleiros Costeiros, 2007. 5 p. (Embrapa Tabuleiros Costeiros. Circular Técnica, 46).

OGATA, B. H. **Caracterização das frações celulose, hemicelulose e lignina de diferentes genótipos de cana-de-açúcar e potencial de uso em biorrefinarias**. [s.l.]: Universidade de São Paulo, Agência USP de Gestão da Informação Acadêmica (AGUIA), 2015.

OLIVEIRA, L. R. **Visão geral do forno de cal em plantas de celulose kraft**. Disponível em: <https://pt.slideshare.net/slideshow/visao-geral-do-forno-de-cal/24069177#10>. Acesso em: 19 jun. 2024.

OLIVEIRA, S. L. R. **Aproveitamento da Casca do Coco Verde (Coco nucifera L.) para Produção de Celulases**. Dissertação (Mestrado em Ciências e Tecnologias de Alimentos) – Departamento de Tecnologia de Alimentos, Universidade Federal do Ceará, Fortaleza, 2010.

OLIVEIRA, L. **Mini artigo: Celulose de Polpa Solúvel**. LinkedIn. Disponível em: <https://pt.linkedin.com/pulse/mini-artigo-celulose-de-polpa-sol%C3%BAvel-luciano-oliveira>. Acesso em: 11 out. 2023.

PASSINI, Ricardo José. **Análise exergetica de um sistema de recuperação química de uma fábrica de papel e celulose**. 2017. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica) – Universidade Federal de Itajubá, Instituto de Engenharia Mecânica, Itajubá, 2017. Orientador: Prof. Dr. Rogério José da Silva.

PASSOS, P. R. A. **Destinação sustentável de cascas de coco verde: obtenção de telhas e chapas de partículas**. Tese (Doutorado em Ciências em Planejamento Energético) - Universidade Federal do Rio de Janeiro (UFRJ), RJ, 2005.

PAZ, L. P. S. **Modelo conceitual de seleção de tecnologias de tratamento de água para abastecimento de comunidades de pequeno porte**. Tese (Doutorado em Engenharia Civil) - Universidade de São Paulo, São Carlos, 2007.

PEGO, M. F.; BIANCHI, M. L.; VEIGA, T. R. L. A. Avaliação das propriedades do bagaço de cana e bambu para produção de celulose e papel. **Revista de Ciências Agrárias, Amazonian Journal of Agricultural and Environmental Sciences**, 2019.

PEREIRA, A. L. S. **Extração de Nanocelulose de Fibras Vegetais**. Universidade Federal do Ceará, 2010.

PEREIRA, C. L. **Aproveitamento do resíduo de coco verde para produção de compósitos destinados à construção rural**. Tese (Doutorado em Zootecnia) - Universidade de São Paulo, Faculdade de Zootecnia e Engenharia de Alimentos, Pirassununga, 2012.

PERRY, R. H.; GREEN, D. W. (ed.) **Perry's Chemical Engineer's Handbook**. 7. ed. New York: McGraw-Hill, c1997.

PERLINGEIRO, C. A. G. **Engenharia de Processos: Análise, Simulação, Otimização e Síntese de Processos Químicos**. São Paulo: Editora Blucher, 2005.

PETERS, M. S.; TIMMERHAUS, K. D.; WEST, R. E. W. **Plant Design and Economics for Chemical Engineers**. 5. ed. New York: McGraw-Hill, 1991.

POLOWSKI, D. C. **Avaliação de sistemas de lavagem de polpa marrom utilizando simulador de balanço de massa**. 2012. Monografia de Conclusão de Curso (Especialização em Tecnologia de Celulose e Papel) - Universidade Presbiteriana Mackenzie, 2012.

POLOWSKI, N. V. **Modelagem e otimização de digestores kraft descontínuos utilizando redes neurais e modelo híbrido-integração de processos em tempo real**. 2009. 236 f. Tese (Doutorado em Engenharia Química) – Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas, Campinas.

POTULSKI, D. C. **Influência da nanocelulose nas propriedades físicas e mecânicas de papel primário e reciclado de pinus e eucalyptus**. 2016. 97 f. Tese (Doutorado em Engenharia Florestal) – Universidade Federal do Paraná, Setor de Ciências Agrárias, Programa de Pós-Graduação em Engenharia Florestal. Defesa: Curitiba, 16 mar. 2016.

PREFEITURA MUNICIPAL DE JOÃO PESSOA. **Plano Municipal de Gestão Integrada de Resíduos Sólidos**. 2014.

QIANKUNHB. **Primary Clarifier Sludge Scraper Half Bridge Center Drive Mud Sludge Sludge Scraper Water Clarifier**. 2024. Disponível em:
<https://qiankunhb.en.made-in-china.com/product/txbYXOCusmpn/China-Primary-Clarifier-Sludge-Scraper-Half-Bridge-Center-Drive-Mud-Sludge-Sludge-Scraper-Water-Clarifier.html>. Acesso em: 12 jul. 2024.

PROTELOJA. **Óculos de proteção**. 2024. Disponível em:
https://www.proteolja.com.br/loja/produto.php?loja=669048&IdProd=3465&erro_escolher_variacao=1&variant_id=3605. Acesso em: 10 jul. 2024.

PROTELOJA. **Protetor auricular espuma sem**. 2024. Disponível em:
https://www.proteolja.com.br/loja/produto.php?loja=669048&IdProd=3465&erro_escolher_variacao=1&variant_id=3605. Acesso em: 10 jul. 2024.

QINYANG JINDELONG PAPER MACHINERY FACTORY. **Paper making machinery factory**. 2024. Disponível em:
<https://portuguese.alibaba.com/product-detail/Small-Business-Ideas-2400mm-Fourdrinier-Co-rrugated-62245442583.html?spm=a2700.7724857.0.0.101b1d9aYIxiWl>. Acesso em: 22 jun. 2024.

RACHID, Silvio. O potencial de geração de energia na fabricação de celulose. **Revista Opiniões: Opiniões sobre cogeração de energia elétrica**, Ribeirão Preto, v. 1, n. 02, p. 29-29, jul. 2004. Disponível em:
<https://sucroenergetico.revistaopinioes.com.br/pt-br/revista/leitura/online/cogeracao-de-energia-eletrica/>. Acesso em: 17 jun. 2024.

REIS, E. N. **Biocarvão e bio-óleo de cascas de coco (Cocos nucifera L.) sob diferentes temperaturas de pirólise**. Universidade Federal de Alagoas, Trabalho de Conclusão de Curso. Rio Largo, Alagoas, 2020.

REIS, M. H.; MACEDO, J. C. F.; SILVA, R. J. **Análise Exergética e Ambiental do Processo de Obtenção do Licor de Cozimento Kraft para Extração de Celulose**. Tese

(Mestrado em Engenharia Mecânica) - Universidade Federal de Itajubá. Itajubá, Minas Gerais, 2013.

RENNELS, D. C.; HOBART, M. H. **Pipe Flow: A Practical and Comprehensive Guide**. 1. ed. Hoboken, N.J: Wiley, 2012.

REPAROS RMC. **Tabela de Referência de Custos**. Disponível em: <https://www.reparosrmc.com.br/tabela-de-referencia-de-custos/>. Acesso em: 6 jul. 2024.

RHSONICS. **Medidor de Densidade Química**. Disponível em: <https://rthosonics.com/pt-br/produtos/medidor-de-densidade-quimica/>. Acesso em: out. 2023.

RODRIGUES, C. S. **Efeito da adição de cinza de casca de arroz no comportamento de compósitos científicos reforçados por polpa de bambu**. Tese (Doutorado em Engenharia Civil) - Pontifícia Universidade Católica do Rio de Janeiro (PUC-Rio), Rio de Janeiro, 2004.

RODRIGUES, D. S.; GAMBETTA, R. **Processo Organosolv para Fracionamento de Biomassa Lignocelulósica**. Empresa Brasileira de Pesquisa Agropecuária (Embrapa Agroenergia), Ministério da Agricultura, Pecuária e Abastecimento, 2017.

RODRÍGUEZ, A.; ESPINOSA, E.; DOMÍNGUES-ROBLES, J.; SÁNCHEZ, R.; BASCÓN, I.; ROSAL, A. **Different solvents for organosolv pulping. In: Secondary Different solvents for organosolv pulping**. London, UK: IntechOpen, 2018. Disponível em: <https://www.intechopen.com/chapters/62258>. Acesso em: 4 jul. 2024.

ROGERS, J.; FUNO, P.; NERY, J. A lavagem da polpa. **Revista O Papel**, São Paulo, v. 57, n. 3, p. 30-38, 1996.

ROSA, M. F.; BEZERRA, F. C.; CORREIA, D. *et al.* **Utilização da casca de coco como substrato agrícola**. EMBRAPA, Série Documentos, 52. Fortaleza, 2002.

RUFINO. **Lavanderia e equipamentos**. Disponível em: <https://rufinoequipamentos.com.br/>. Acesso em: 7 jul. 2024.

RUIZ, N. T. **Derivatização de celulose sob condições homogêneas de reação**. Dissertação (Mestrado em Química) - Instituto de Química, Universidade de São Paulo, 2004.

SANTOS, A. F.; QUEIRÓZ, J. H.; COLODETTE, J. L.; FERNANDES, S. A.; GUIMARÃES, V. M.; REZENDE, S. T. Potencial da palha de cana-de-açúcar para produção de etanol. **Química Nova**, v. 35, n. 5, p. 1004-1010, 2012.

SANTOS, G.; JANKOWSKY, R.; PONTES, I.; ARIEL, A. Curva Característica de Secagem para Madeira de *Eucalyptus grandis*. **Scientia Forestalis**, n. 63, p. 214-220, jun. 2003.

SÁNCHEZ, D. R. **Recausticizing: Principles and Practice**. In: SÁNCHEZ, D. R. Kraft Recovery Short Course. Burlington, Ontario: Vector Process Equipment Inc., 2007. Cap. 2, p. 1-30. Disponível em: <https://www.tappi.org/content/events/08kros/manuscripts/2-1.pdf>. Acesso em: 4 jul. 2024.

SAMYLA, B. **Terraplenagem**. Disponível em: <https://pt.scribd.com/document/31377450/ORCAMENTO-terraplenagem#..> Acesso em: 02 jul. 2024.

SATURNINO, D. M. **Modeling of Kraft Mill Chemical Balance**. 2012. Tese (Doutorado em Engenharia Química e Química Aplicada) – University of Toronto, Toronto, 2012.

SANTANA, I.; SILVA, T. T.; MULDER, A. P. **Coqueiro (Cocos nucifera L.) e produtos alimentícios derivados**: Uma revisão sobre aspectos de produção, tecnológicos e nutricionais. In: Tecnologia de Alimentos: Tópicos Físicos, Químicos e Biológicos - Volume 2. Universidade Estadual do Rio de Janeiro, 2020. 84 p.

SASKA, S.; MATSUMURA, H. Wood pulp manufacturing and quality characteristics. **Macromolecular Symposia**, v. 208, p. 37-48, 2004. DOI: 10.1002/masy.200450404.

SAVIGNON, L. T.; GONÇALVES, V. L. **Estudo de viabilidade técnica e econômica da produção de nanocelulose**. 2016. 81 f. Trabalho de Conclusão de Curso – Universidade Federal Fluminense, Departamento de Engenharia Química e de Petróleo, Niterói, 2016.

SCHNEIDER MOTOBOMBA. **Catálogo de Bombas Industriais**. Joinville (SC), 2023. Disponível em: <https://schneider.ind.br/>. Acesso em: 03 jul. 2024.

SEGURA, T. E. S.; SANTOS, J. R. S.; SARTO, C.; SILVA Jr., F. G. Effect of kappa number variation on modified pulping of Eucalyptus. **BioResources**, v. 11, n. 4, p. 9842-9855, 2016.

SENHORAS, E. Oportunidade da cadeia agroindustrial do coco verde nada se perde, tudo se desfruta. **Revista Urutágua**, Maringá-Paraná, n. 5, dez. 2004. Disponível em: http://www.urutagua.uem.br/005/22eco_senhoras.htm. Acesso em: 27 set. 2023.

SHEN, L.; HAUFE, J.; PATEL, M. K. **Product overview and market projection of emerging bio-based plastics**. 2009. 243 f. Tese (Doutorado em Process Engineering) - Utrecht University, Utrecht, Países Baixos, 2009.

SHEVENCKO, A. R. *et al.* Enzymatic Hydrolysis of Kraft and Sulfite Pulps: What Is the Best Cellulosic Substrate for Industrial Saccharification? **Fermentation**, v. 9, n. 11, p. 936, out. 2023. Disponível em: <https://doi.org/10.3390/fermentation9110936>.

SHOP. **Detalhes do Produto**. Disponível em: https://salexzet.live/product_details/29864514.html. Acesso em: 6 jul. 2024.

SILVEIRA, M. S. **Aproveitamento das cascas de coco verde para produção de briquete em Salvador - BA**. 2008. 163 p. Dissertação (Mestrado em Gerenciamento e Tecnologias Ambientais ao Processo Produtivo) – Universidade Federal da Bahia, Salvador.

SILVA, A. C. **Otimização dos evaporadores tipo falling film de uma planta de evaporação do licor negro proveniente do processo de digestão da madeira - Kraft, através da modificação do processo de lavagem visando o aumento da capacidade da unidade**. Universidade de São Paulo, Escola de Engenharia de Lorena – EEL, 2012.

SILVA, B. V. **Métodos de medição da metragem da bobina de papel kraftliner a partir de sua gramatura**. Trabalho de Conclusão de Curso (Engenharia Química) - Centro Universitário Facvest, Lages, 2019.

SILVA, C. A.; BUENO, J. M.; NEVES, M. R. A indústria de celulose e papel no Brasil na primeira década do século XXI - algumas considerações sobre o que poderá ainda acontecer. Guia ABTCP - Fornecedores e Fabricantes. **Celulose e Papel**, 2014.

SILVA, S. I. S. **Aproveitamento da biomassa de coco verde para produção de biocombustíveis sustentáveis**. Dissertação (Mestrado em Desenvolvimento e Meio Ambiente) - Universidade Federal da Paraíba, 2019.

SILVA, T. M. M.; NASCIMENTO, D. C. O. **Aproveitamento do resíduo de coco verde no ambiente da Grande Vitória, norte e sul do Espírito Santo**: estudo de caso. In: Encontro Interestadual de Engenharia de Produção, 2015, São João da Barra. Logística e Integração. São João da Barra: EINEPRO, 2015. v. 1.

SILVA, Y. **Clima em Camaçari**, BA, BR. Clima Today. Disponível em: <https://clima.today/BR/BA/Camacari/#:~:text=Cama%C3%A7ari%20tem%20uma%20umidade%20relativa,m%C3%AAs%20de%20abril%20com%2079.2%25>. Acesso em: 2022.

SIQUEIRA, R. A. Aproveitamento de águas pluviais no combate a incêndios, como ferramenta de gestão ambiental no 3º grupamento de bombeiros de pernambuco. Revista Ibero- Americana de Humanidades, Ciências e Educação- REASE, 2021. doi.org/10.51891/rease.v7i8.1871.

SIXTA, H. *et al.* Evaluation of new organosolv dissolving pulps. Part I: Preparation, analytical characterization and viscose processability. **Cellulose**, v. 11, p. 73-83, 2004. DOI: 10.1023/B.0000014767.47330.90.

SNEKKENES, V.; LINDSTROM, M. **Continuous digester for cellulose pulp including method and recirculation system for such digester**. US 2004/0112554 A1. 17 jun. 2004.

SOFFNER, M. L. A. P. **Produção de polpa celulósica a partir de engaço de bananeira**. Dissertação (Mestrado em Ciência e Tecnologia de Madeiras) - Universidade de São Paulo (USP), São Paulo, 2001.

SONNTAG, R. E.; BORGNAKKE, C.; VAN WYLEN, G. J. **Fundamentos da Termodinâmica**. 4. ed. – 8ª reimp. São Paulo: Edgard Blucher, 2012.

SONNTAG, R. E.; BORGNAKKE, C.; VAN WYLEN, G. J. **Fundamentos da Termodinâmica**. São Paulo: Edgard Blucher, 1995.

SOUSA, P. L. R. **Pré-dimensionamento de agitador mecânico para suspensões minerais**. Trabalho de Conclusão de Curso (Engenharia de Minas) - Universidade Federal de Ouro Preto, Minas Gerais, 2022.

SOUZA, P. H. A. I. **Apresentação dos cálculos para seleção de bomba para sistema de reaproveitamento de água de poços artesianos**. Trabalho de Conclusão de Curso

(Graduação em Engenharia Mecânica) - Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2014.

SWANDA, A. P. *et al.* Dynamic models of the causticizing process. **Tappi Journal**, Norcross, EUA, v. 80, n. 12, p. 123-134, out. 1997.

TAPPI T236. **Test Methods, Official Test Method T236 om-99, Kappa number in pulp**. Atlanta, EUA, 2000.

TEIXEIRA, L. C. M.; LOPES, H. E. G. **Aplicação do Modelo Canvas para o Modelo de Negócios do Banco do Brasil e da Caixa Econômica Federal**. In: XVII Seminários de Administração, Pontifícia Universidade Católica de Minas Gerais, 2014.

THERMO PIPE. **Catálogo de Casco e Tubos**. Disponível em: <TROCADORES CASCO FOTOS.xls (thermopipe.com.br)>. Acesso em: 10 jun. 2024.

TODAGUA. **Saiba quanto custa para perfurar um poço artesiano**. Blog Todagua, 2024. Disponível em:
<https://www.todagua.com.br/blog/saiba-quanto-custa-para-perfurar-um-poco-artesiano>. Acesso em: 10 jul. 2024.

TOUSET, J. P. H.; GONZÁLEZ, L. R.; RODRIGUEZ, A. G. Evaluación de oportunidades para la conservación de la energía en una máquina de papel. **RTQ**, v. 41, n. 1, p. 41-51, jan.-abr. 2021. Epub 28 mar. 2021.

TOWLER, G.; SINNOTT, R. **Chemical engineering design: principles, practices and economics of plant and process design**. Burlington. [s.n.], 2008.

TOWERING SKILLS. **Cost indices, 2024**. Disponível em: <Cost Indices – Towering Skills>. Acesso em: 12 jul. 2024.

TRADING ECONOMICS. **Celulose Kraft: contrato futuro, 2024**. Disponível em:
<https://pt.tradingeconomics.com/commodity/kraft-pulp>. Acesso em: 23 jun. 2024.

TROPICAL FOOD MACHINERY. **Concentradores de múltiplo efeito para sucos de baixa viscosidade**. Disponível em:
https://www.tropicalfood.com.br/produto.php?id_produto=82&lingua=pt. Acesso em: 10 jun. 2024.

TUBOS ABC. **Tabela de classificação de tubos**. São Paulo (SP). Disponível em:
<https://www.tubosabc.com.br/wp-content/uploads/2019/08/Tabela-de-classificacao-de-tubos.pdf>. Acesso em: 20 jun. 2024.

TURTON, R.; BAILIE, R. C.; WHITING, W. B.; SHAEIWITZ, J. A. **Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes**. 2. ed., p. 459-460. Prentice Hall, 2003.

UNIALPHA. **Uniformes profissionais**. Disponível em:
<https://unialphauniformes.com.br/categoria-produto/uniformes-profissionais/#:~:text=Camisa%20com%20detalhes%20diferenciados%20personalizada,uniformes%20profissionais%20%>

E2%80%93%20kit%2010%20p%C3%A7s&text=R%24%201.490%2C00,-Original%20price%20was&text=R%24%201.290%2C00,-FAZEMOS%20SEU%20UNIFORME. Acesso em: 10 jul. 2024.

UNIVERSIDADE TECNOLÓGICA FEDERAL DO PARANÁ. **Diagrama de Moody**.

Disponível em:

<https://repositorio.unesp.br/server/api/core/bitstreams/e9913cc4-67e7-4742-849d-f21a5ab14843/content>. Acesso em: 22 jun. 2024.

UNIVERSIDADE FEDERAL DE PELOTAS. **Tabela de propriedades termodinâmicas**.

Disponível em:

https://sistemas.eel.usp.br/docentes/arquivos/8151869/LOQ4086/Tabela_Propriedades.pdf. Publicado em 2022. Acesso em: 15 jun. 2024.

VANCHINATHAN, S.; KRISHNAGOPALAN, G. A. Kraft deslignification kinetics based on liquor analysis. **Tappi Journal**, v. 78, n. 3, p. 127-132, mar. 1995.

VIDAL, A. C. F. **O renascimento de um mercado: o setor de celulose solúvel**.

Departamento de Indústria de Papel e Celulose da Área de Insumos Básicos. BNDES, 2013.

WECO S/A. **Catálogo de Aquecedores de Água**. Porto Alegre (RS), 2023. Disponível em:

<https://www.weco.ind.br/site/principal/produto.asp?codConteudo=264>. Acesso em: 11 jun. 2024.

WHEATER SPARK. **Clima e condições meteorológicas médias em Camaçari no ano todo, Bahia, Brasil**. Disponível em:

<https://pt.weatherspark.com/y/31065/Clima-caracter%C3%ADstico-em-Cama%C3%A7ari-Bahia-Brasil-durante-o-ano#:~:text=Chove%20ao%20longo%20do%20ano,mil%C3%ADmetros%20de%20precipita%C3%A7%C3%A3o%20de%20chuva>. Acesso em: 07 jul. 2024.

WILLMÁQUINAS. **Catálogo de produtos**. Disponível em:

<https://www.willmaquinas.com.br/>. Acesso em: jun. 2024.

WILLS, B. A.; NAPIER-MUNN, T. J. **Mineral Processing Technology**. 8. ed. Amsterdam: Elsevier, 2016. Cap. 3, p. 67.

WIZANI, W.; LACKNER, K.; SINER, M. **Prehydrolysis kraft displacement cooking**. In: International Non-Chlorine Bleaching. 1994. San Francisco.

WORTICE ENERGIA. **Turbinas para microgeração de energia**. Wortice Energia, 2024.

Disponível em: <https://wortice.com.br/turbinas-para-microgeracao-de-energia>. Acesso em: 10 jul. 2024.

ZAP. **Imóvel Polo Camaçari, Bahia**. Disponível em:

<https://www.zapimoveis.com.br/venda/imoveis/ba+camacari++polo-industrial-de-camacari/>. Acesso em: 02 jul. 2024.

ZOCATELLI, R. *et al.* Uso dos fenóis da lignina no estudo da matéria orgânica na várzea do Lago Grande Curuáí, Pará e no Lago do Caçó, Maranhão, Brasil. **Acta Amazonica**, v. 41, n. 2, p. 195–204, 2011.

APÊNDICE A - ANÁLISE ECONÔMICA PRELIMINAR PARA O PROCESSO SULFITO

Para o cálculo simplificado da viabilidade econômica do processo sulfito, definiu-se uma base de consumo diário de coco, empregando-se o valor de aquisição por unidade de matéria-prima relativos ao recolhimento em aterro (R\$0,18) e em parcerias com as empresas (R\$0,22), bem como o preço de venda da tonelada da celulose solúvel (R\$4.230). Além disso, para os cálculos de custo, empregou-se os valores relativos aos principais reagentes utilizados na etapa de polpação do processo, o ácido sulfuroso (H_2SO_3) e hidróxido de amônio (NH_4OH), com o valor de compra do quilo de R\$139,68 e R\$38,09 respectivamente. Ao valor obtido para o custo total, adicionou-se uma porcentagem de 20%, relativa aos impostos.

Para a produção, assumiu-se como base de cálculo o consumo diário de 2000 kg/h de casca de coco verde, produzindo 368.54 kg/h de celulose solúvel. Considerando a operação da indústria de 8 horas diárias, durante 30 dias ao mês, com uma parada programada de 10 dias ao ano, é estimada uma produção anual de 1.046,66 ton/ano de celulose solúvel. Utilizou-se um rendimento para o processo de 35%, o cenário mais desfavorável para o rendimento do processo (LLANO, 2016). Os dados obtidos para o cálculo estão dispostos na Tabela 31.

Tabela 31 - Cálculo da viabilidade econômica preliminar.

Produto/insumo	Quantidade (kg/ano)	Preço (R\$/kg)	Valor Anual Total (R\$)
Polpa de celulose	1.046.657,49	5,00	5.233.287,45
Coco (aterro)	1.134.000,00	0,18	- 204.120,00
Coco (empresas)	4.468.191,78	0,22	- 983.002,19
NH_4OH	168.065,75	35,67	- 5.994.905,42
H_2SO_3	268.905,21	139,68	- 37.560.679,10
Total	-	-	- 44.742.706,71
Impostos	-	-	- 8.948.541,34
Lucro bruto	-	-	- 48.457.960,60

Fonte: Autores, 2023.

APÊNDICE B - MEMORIAL DE CÁLCULO DOS BALANÇOS DE MASSA E ENERGIA E DIMENSIONAMENTO DE EQUIPAMENTOS

Os cálculos foram realizados utilizando-se o software online Google Sheets®.

APÊNDICE B.1 - BALANÇOS DE MASSA E ENERGIA DA ÁREA 100

APÊNDICE B.1.1 - DIMENSIONAMENTO DO PAVILHÃO DE ESTOCAGEM A-101

A matéria-prima oriunda dos fornecedores chega à indústria e é direcionada ao pavilhão de estocagem A-101, que deve ter capacidade de estoque para 7 dias de operação. Segundo Reis (2020), a densidade da casca de coco verde é igual a 242 kg/m³, de modo que empregando-se a vazão de operação igual a 10.000 kg/h de casca de coco (corrente 1), obtém-se uma vazão semanal igual a 1.680.000 kg/semana. Assim, calculou-se o dimensionamento necessário para o pavilhão de estocagem, presente na Tabela 32 e no Apêndice A.1.

Tabela 32 - Dimensões do pavilhão de estocagem A-101.

Dimensão	Valor	Unidade
Área	1440	m ²
Altura	12	m
Lados	12	m

Fonte: Autores, 2024.

APÊNDICE B.1.2 - BALANÇOS DE MASSA E ENERGIA DO PICADOR PC-101

Para o balanço de massa do picador, tem-se a corrente de entrada de massa de coco verde de 10.000 kg/h. O picador PC-101 tem capacidade para processar até 11.616,00 kg de cascas de coco, porém, como medida de segurança, adota-se um valor padrão de aproximadamente 70% de capacidade de operação para o equipamento. Assim, o balanço de massa é descrito pela Equação B.1.

$$\dot{m}_{acumulada} = \dot{m}_{entra} - \dot{m}_{sai} + \dot{m}_{gerada} - \dot{m}_{consumida} \quad (B.1)$$

Como não há reações químicas durante o processo, a massa acumulada, gerada e consumida são nulas, portanto a massa que entra no picador é igual a massa que sai do equipamento. Sabendo que a corrente que entra no picador é a corrente 2 e a corrente que sai é a corrente 3, o balanço de massa do picador é descrito conforme a Equação B.2.

$$\dot{m}_2 = \dot{m}_3 \quad (\text{B.2})$$

Para o balanço de energia do picador, calculou-se a relação entre a potência do equipamento e a capacidade de operação de acordo com a vazão mássica estabelecida, conforme a Equação B.3 (WILLS, NAPIER-MUNN, 2016).

$$E = \frac{\text{Potência do equipamento}}{\text{Vazão mássica de cascas de coco}} \quad (\text{B.3})$$

Assim, para processar as 10.000 kg/h de casca de coco e com uma potência de 36.774,95 W, o picador consumirá 3,68 W/kg de casca de coco. Desse modo, escolheu-se dois picadores, conforme presente no Anexo A.2.

APÊNDICE B.1.3 - BALANÇOS DE MASSA E ENERGIA DO TANQUE DE ARMAZENAMENTO TA-101

Os cavacos formados na corrente 3 são encaminhados a dois tanques de armazenamento idênticos, que devem suportar 10.000 kg/h de cavacos úmidos. Nessa etapa, desconsidera-se qualquer perda de energia e de material ao longo da tubulação. Deste modo, o balanço de massa é descrito pela Equação (B. 4).

$$\dot{m}_3 = \dot{m}_4 \quad (\text{B.4})$$

Segundo Reis (2020), a densidade da casca de coco úmida é igual a 242 kg/m³. Assim, se faz possível o cálculo das dimensões do tanque de armazenamento necessário para suportar a vazão dos cavacos úmidos. Os resultados estão dispostos na Tabela 33.

Tabela 33 - Dimensões do tanque de armazenamento de cavacos TA-101.

Dimensão	Valor	Unidade
Volume	59,10	m ³
Altura	4,70	m
Diâmetro	4,00	m

Fonte: Autores, 2024.

O equipamento selecionado está presente no Anexo A.3.

APÊNDICE B.2 - BALANÇOS DE MASSA E ENERGIA DA ÁREA 200

APÊNDICE B.2.1 - BALANÇOS DE MASSA E ENERGIA DO TANQUE MISTURADOR TM-201

O balanço de massa do misturador TM-201 foi definido inicialmente através do balanço de massa descrito pela Equação B.5. Considerando que não há reações químicas durante o processo, a massa acumulada, gerada e consumida são nulas, portanto a massa que entra no misturador é igual a massa que sai, posto isso o balanço fica determinado pela Equação B.5.

$$\dot{m}_5 + \dot{m}_6 + \dot{m}_7 = \dot{m}_8 \quad (\text{B.5})$$

A proporção de litros de licor para quilogramas de coco é de 3:1, portanto, a proporção de licor necessária para 1.543 kg de coco seca/h é de aproximadamente 4.629,00 L de licor/h, convertendo-se para base mássica através da densidade aproximada do licor de 1.020 kg/m³ (HAYON, 2005), ou 4.721,58 kg de licor/h. Sendo assim, descreve-se a massa de saída do misturador, referente a corrente 8, sendo igual a massa de entrada do digestor como exemplificado na Equação B.6.

$$\dot{m}_8 = \dot{m}_{licor} \quad (\text{B.6})$$

Compreendendo-se que a massa de licor branco da corrente 8 é composta pelas massas entrantes de reagentes da mistura do licor introduzidos pelas correntes 7 (NaOH) e 6 (Na₂S) e da água necessária para diluição desta mistura, introduzida pela corrente 5 ($\dot{m}_{\text{água}}$), como descrita pela Equação B.7.

$$\dot{m}_{\text{água}} = \dot{m}_{licor} - \dot{m}_{Na_2S} - \dot{m}_{NaOH} \quad (\text{B.7})$$

De acordo com Correia (2010), o teor de água a ser considerada no processo também é dependente da umidade de 84,57% que acompanha os cavacos, sendo assim inclusa durante os cálculos, portanto o volume de Líquido de Cozimento (V_{LC}) é composto pela umidade do cavaco e o volume de licor branco inserido no digestor, como determinado na Equação B.8.

$$V_{LC} = V_{licor} + V_{\text{água nos cavacos}} \quad (\text{B.8})$$

Calculou-se um volume de 13.086 L de Líquido de Cozimento/h (13.178,58 kg/h) na primeira seção do digestor D201, o que determinará a massa de reagentes do licor branco adicionada no misturador.

Para definir a massa de reagentes na formulação do licor branco calculou-se a partir da carga de álcali efetivo (AE) determinada pela patente US 2004/0112554 A1 (SNEKKENES, 2004), assim como a sulfidez, ou quantidade de enxofre, determinada de 30% para o processo de cozimento. A partir da concentração de álcali efetivo de 27,4 g de Álcali Efetivo/L de Líquido de Cozimento, também descrito como 32,24 g de Álcali Ativo/L de Líquido de Cozimento, estimaram-se as concentrações de reagente como: 9,67 g de Na_2S /L de Líquido de Cozimento ($C_{\text{Na}_2\text{S}}$) e 22,56 g de NaOH /L de Líquido de Cozimento (C_{NaOH}). Por fim, a Equação do balanço de massa do tanque de mistura caracteriza-se a seguir pela Equação B.9.

$$\dot{m}_{\text{água}} = \dot{m}_{\text{licor}} - V_{LC} \cdot C_{\text{Na}_2\text{S}} - V_{LC} \cdot C_{\text{NaOH}} \quad (\text{B.9})$$

A partir da Equação B.7 possibilitou-se a determinação da quantidade de água necessária para o processo, sendo assim necessários 4.299,82 kg/h de água para produção do licor branco com suas devidas concentrações finais.

Determinando-se assim as demais correntes mássicas que envolvem o tanque de mistura (reagentes químicos) como disposto na Tabela 34, a seguir.

Tabela 34 - Vazões mássicas de *startup* do TM-201.

Corrente	Constituinte	Vazão (kg/h)
\dot{m}_5	Água (H_2O)	4.299,82
\dot{m}_6	Na_2S	131,18
\dot{m}_7	NaOH	290,58
\dot{m}_8	Licor Branco	4.721,58

Fonte: Autores, 2024.

A partir destes cálculos, o tanque operará com a adição destas correntes em estado contínuo e sem acúmulo de massa durante 42,5 horas (*startup*), como descrito no planejamento de produção na seção 4.3, até que se complete o tempo necessário para finalização do ciclo de recuperação dos reagentes químicos adicionados ao cozimento (42,5 horas) e determina-se um novo estado estacionário para o TM-201, recalculando o balanço de massa global da Equação B.5, com adição da corrente do ciclo de recuperação (corrente 38), através da Equação B.10.

$$\dot{m}_5 + \dot{m}_6 + \dot{m}_7 + \dot{m}_{38} = \dot{m}_8 \quad (\text{B.10})$$

A composição da corrente 38 é obtida posteriormente como saída do clarificador de licor branco (CL-301), ao final do ciclo de recuperação, e tem seus cálculos descritos no Apêndice B.3.6. A corrente mássica de clarificado que retorna ao tanque de mistura de licor branco (corrente 38) e que é de interesse ao processo contínuo de cozimento kraft está disposta na Tabela 35.

Tabela 35 - Vazão mássica dos componentes da corrente 38 entrando no TM-201.

Componente	Vazão (kg/h)
Água (H ₂ O)	3.812,41
Na ₂ S	131,18
NaOH	197,34
Inertes	172,56
Total	4.313,48

Fonte. Autores, 2024.

Por considerações de projeto e devido a reduzida produção nominal de produto final, desconsideraram-se equipamentos para retirada de elementos não processuais (NPE) e a presença de inertes, tanto na matéria-prima celulósica quanto no licor de cozimento. Assim, assumiu-se que a fração mássica de inertes resultante do ciclo de recuperação (corrente 38) é nula para o balanço de massa contínuo do TM-201, já que não afeta o termo do acúmulo de

massa. No entanto, os inertes serão considerados para o balanço de energia para previsão das demandas de calor.

Partindo-se assim para a determinação das novas composições das correntes de alimentação do TM-201, têm-se as seguintes equações para o balanço de massa por componente da água, do Na₂S e do NaOH (Equações B.11-B.6).

$$\dot{m}_5 x_{\text{água},5} + \dot{m}_{38} x_{\text{água},38} = \dot{m}_8 x_{\text{água},8} \quad (\text{B.11})$$

$$\dot{m}_5 x_{\text{água},5} = \dot{m}_8 x_{\text{água},8} - \dot{m}_{38} x_{\text{água},38} \quad (\text{B.12})$$

$$\dot{m}_6 x_{\text{Na}_2\text{S},6} + \dot{m}_{38} x_{\text{Na}_2\text{S},38} = \dot{m}_8 x_{\text{Na}_2\text{S},8} \quad (\text{B.13})$$

$$\dot{m}_6 x_{\text{Na}_2\text{S},6} = \dot{m}_8 x_{\text{Na}_2\text{S},8} - \dot{m}_{38} x_{\text{Na}_2\text{S},38} \quad (\text{B.14})$$

$$\dot{m}_7 x_{\text{NaOH},7} + \dot{m}_{38} x_{\text{NaOH},38} = \dot{m}_8 x_{\text{NaOH},8} \quad (\text{B.15})$$

$$\dot{m}_7 x_{\text{NaOH},7} = \dot{m}_8 x_{\text{NaOH},8} - \dot{m}_{38} x_{\text{NaOH},38} \quad (\text{B.16})$$

Mantendo-se as mesmas frações mássicas originais das correntes 5, 6, e 7 ($x_{\text{água},5} = x_{\text{Na}_2\text{S},6} = x_{\text{NaOH},7} = 1$) pode-se calcular as novas vazões mássicas para operação em estado contínuo e estacionário do tanque de mistura, dispostas no Quadro 2.

Quadro 2 - Vazões mássicas de estado estacionário (pós-recuperação de reagentes) do TM-201.

Corrente	Constituinte	Vazão (kg/h)
\dot{m}_5	Água (H ₂ O)	487,41
\dot{m}_6	Na ₂ S	0,00
\dot{m}_7	NaOH	93,24
\dot{m}_{38}	Água (H ₂ O)	3.812,41
	Na ₂ S	131,18
	NaOH	197,34
	Total \dot{m}_{38}	4.313,48
\dot{m}_8	Licor Branco	4.721,58

Fonte: Autores, 2024.

Percebe-se que não há necessidade de *make-up* do componente de Na₂S (corrente 6) devido ao *make-up* de Na₂SO₄ efetuado na caldeira de recuperação, havendo apenas continuidade na reposição do hidróxido de sódio (corrente 7) consumido durante o cozimento e da água (corrente 5) evaporada e consumida durante o ciclo de recuperação. A corrente 8, de alimentação contínua ao digestor, mantém-se inalterada, de mesma vazão e composição mássica.

Em seguida, parte-se para o cálculo do balanço de energia do tanque de mistura, com as seguintes considerações:

- 1 Não há reação química no interior do tanque de mistura;
- 2 A viscosidade do fluido é assumida como similar a da água devida a baixa concentração de sólidos, logo não há trabalho de escoamento, nem trabalho de expansão;
3. Desconsiderou-se o trabalho de eixo devido a baixa contribuição ao balanço energético;
4. Não há variação de densidade dentro do tanque, mistura perfeita;

Demonstra-se o balanço de energia global para o TM-201 através da Equação B.16a.

$$Q_{\text{água}} + Q_{\text{Na}_2\text{S}} + Q_{\text{NaOH}} + Q_{\text{reciclo}} + Q_{\text{licor branco}} = Q_{\text{retirável}} \quad (\text{B.16a})$$

Sendo o termo $Q_{\text{água}}$ referente ao calor adentrando os limites do sistema pela corrente 5, $Q_{\text{Na}_2\text{S}}$ referente ao calor entrando pela corrente 6, Q_{NaOH} referente ao calor presente na corrente 7, Q_{reciclo} referente ao calor vindo da corrente 38 do ciclo de recuperação do licor branco, enquanto isso, $Q_{\text{licor branco}}$ refere-se ao calor saindo dos limites do sistema através da corrente 8 e $Q_{\text{retirável}}$ refere-se ao calor trocado com a camisa no tanque de mistura.

Através dos dados disponíveis sobre Calores específicos (C_p) de cada componente entrante pelas correntes 5, 6, 7 e 38 (através do C_p da mistura) e as respectivas temperaturas de tais correntes entrantes, tendo em vista que informações de mesma importância estão disponíveis a respeito da corrente 8, calculam-se em planilhas Excel os termos de calor entrantes e saíntes do sistema pela equação B.17 e dispõem-se os resultados na Tabela 36.

$$Q_i = \dot{m}_i \cdot C_{p_i} \cdot (T_{i, \text{entrada}} - T_{i, \text{saida}}) \quad (\text{B.17})$$

Tabela 36 - Valores de calor das respectivas correntes e trocas de energia nos limites do sistema do TM-201.

Símbolo	Corrente	Vazão mássica (kg/h)	Cp da mistura (kJ/kg°C)	Temperatura (°C)	Valor (kJ/h)
$Q_{\text{água}}$	5	487,41	4,187	25	112.243,859
Q_{Na2S}	6	0,00	1,061249	25	0,00
Q_{NaOH}	7	93,24	1,488035	25	7.631,14
Q_{reciclo}	38	4.313,48	3,8	90,8	-177.025,41
$Q_{\text{licor branco}}$	8	4.721,58	3,934052	80	18.574,96
$Q_{\text{retirável}}$	fluido refrigerante	$\dot{m}_{\text{água de resfriamento}}$	4,187	25	-38.575,45

Fonte. Autores, 2024.

Assim, para o resfriamento por encamisamento do tanque de mistura, com finalidade de proporcionar alimentação em condições constantes e controladas ao cozimento da polpa, calculou-se a demanda de água fria de resfriamento a 25 °C pela Equação B.18, para que o balanço de energia do tanque misturador (TM-201) não houvesse acúmulo em estado contínuo ($dE/dt=0$).

$$\dot{m}_{\text{água de resfriamento}} = \frac{Q_{\text{retirável}}}{Cp_{\text{água, 25°C}} \cdot (T_{\text{final(reator)}} - T_{\text{água(fluido)}})} \quad (\text{B.18})$$

Obtendo-se, assim, uma demanda de água de resfriamento ($\dot{m}_{\text{água de resfriamento}}$) igual a 167,51 kg/h de água a 25°C e pressão de aproximadamente 1 atm.

Para o dimensionamento do tanque de mistura do licor branco, considerou-se as correntes de entrada 5, 6 e 7 que serão bombeadas para o tanque misturador em aço inox, de 6.000 L, que terá em uso 70% da sua capacidade. As dimensões do tanque misturador estão dispostas na Tabela 37, conforme catálogo presente no Anexo A.4.

Tabela 37 - Dimensões do tanque de mistura TM-201.

Dimensão	Valor
Diâmetro	1,6 m
Altura	2,8 m

Cone	0,5 m
Volume do tanque misturador	6.000 L

Fonte: Will Máquinas, 2024.

Além disso, considerou-se o gasto energético com a potência absorvida pelo impelidor (SOUSA, 2022). Assim, foi necessário o cálculo do número de Reynolds pela Equação B.19, a fim de definir o regime de escoamento. A potência (P) para regimes turbulentos foi calculada pela Equação B.20. Os dados necessários para os cálculos estão dispostos na Tabela 38.

$$Re = \frac{\rho ND^2}{\mu} \quad (\text{B.19})$$

A potência para regimes turbulentos foi calculada pela Equação B.20. Os dados necessários para os cálculos estão dispostos na Tabela 38.

$$N_p = \frac{P}{\rho N^3 D^5} \quad (\text{B.20})$$

A viscosidade dinâmica do licor branco definida nos cálculos foi similar ao estudo realizado com licor de baixa concentração de sólidos para biomassa descrito por Ghalke (1975).

Tabela 38 - Dados necessários para o cálculo da potência do tanque misturador TM-201.

Símbolo	Parâmetro	Valor	Unidade	Referência
ρ	Massa específica do licor branco	1.020	kg/m ³	LAITINEN
N	Velocidade de rotação do impelidor	66.000	rps	WILL MÁQUINAS
D	Diâmetro do impelidor	0,53	m	CALCULADO
μ	Viscosidade dinâmica do licor branco	0,47	mPa.s	LAITINEN
N_p	Número de potência	0,30	-	SOUSA

Fonte: Adaptado de Souza, 2022; Laitinen, 2016; Will Máquinas, 2024.

As dimensões do tanque agitado empregues para os cálculos foram calculadas a partir das relações estabelecidas por McCabe e Smith (1993), presentes na Tabela 39, onde D é o diâmetro do impelidor; T é o diâmetro do tanque agitador; Z é a altura do líquido; C é a distância entre o impelidor e o fundo do tanque; B é a largura da chicana; W é a altura da pá do impelidor. Para tal, empregou-se impelidores do tipo Hélice, devido a viscosidade dinâmica do fluido de escoamento, estando na faixa entre 0,001 - 10 Pa.s (SOUSA, 2022). O Anexo D.3 apresenta o esquema do tanque e suas dimensões.

Tabela 39 - Relações geométricas para o tanque de agitação.

Relação	Valor
D/T	1/3
Z/T	1
C/T	1/3
B/T	1/12
W/D	1/5

Fonte: McCabe e Smith, 1993.

Os resultados obtidos estão dispostos na Tabela 40, onde P refere-se à potência total relativa à agitação do tanque.

Tabela 40 - Resultados obtidos para o balanço de energia do tanque de mistura TM-201.

Parâmetro	Valor	Unidade
Re	$4,07 \times 10^{10}$	-
D	0,53	m
Z	1,60	m
C	0,53	m
B	0,133	m
W	0,107	m
P	$3,80 \times 10^{12}$	kW

Fonte: Autores, 2024.

APÊNDICE B.2.2 - BALANÇOS DE MASSA E ENERGIA DO DIGESTOR D-201

A etapa de cozimento no digestor D-201 tem como objetivo a máxima remoção de lignina da casca de coco. Desse modo, considerou-se o modelo cinético desenvolvido por Vanchinathan e Krishnagopalan (1995) para a taxa de deslignificação, uma vez que é um modelo capaz de ser utilizado em tempo real com bases em dados do licor (AGUIAR, 2000). Este modelo considera que a deslignificação ocorre em duas etapas, uma inicial onde ocorre rápida deslignificação, significativa degradação de carboidratos e alto consumo de álcali, e uma secundária, onde ocorre a maior remoção de lignina, considerada uma reação de primeira ordem, conforme as Equações B.21 e B.22.

$$\frac{dL_i}{dt} = 40(T)^{0,5} (e)^{\frac{-4807}{RT}} (L) \quad (\text{B.21})$$

$$\frac{dL_p}{dt} = 7,49 * 10^{13} (e)^{\frac{-29863}{RT}} [OH^-]^{0,5} [HS^-]^{0,6} (L) \quad (\text{B.22})$$

Onde, R é a constante dos gases ideais, T é a temperatura, L_i e L_p é a lignina inicial e principal na madeira, respectivamente, $[OH^-]$ é a concentração de álcali efetivo no início da fase principal e $[HS^-]$ é a concentração de HS^- também no início da fase principal. Além disso, o modelo também considera que todo o sulfeto está na forma HS^- , as reações são irreversíveis e o licor está em equilíbrio com os cavacos (POLOWSKI, 2004).

Desse modo, a partir dos dados iniciais do cozimento de 16,2% de lignina presente na casca de coco, 27,4 g/L de Álcali Efetivo, onde $[OH^-]$ é 22,56 g/L e $[HS^-]$ é 9,67 g/L, pode-se determinar a % de lignina presente na casca de coco e álcali efetivo consumido ao final de cada seção do digestor, conforme a Tabela 41.

Tabela 41 - % de lignina presente na madeira e álcali efetivo consumido ao longo do cozimento.

Seção	% de lignina na madeira	[OH ⁻] no licor branco (g/L)	[HS ⁻] no licor branco (g/L)	[AE] no licor branco (g/L)	% de álcali efetivo no licor branco
Impregnação	16,2	16,92	7,25	20,55	56
Aquecimento	16,2	13,16	5,64	15,98	20
Cozimento	3,48	10,34	4,43	12,56	12

Lavagem	2,34	7,52	3,22	9,13	8
Resfriamento	2,00	5,64	2,42	6,85	6

Fonte: Autores, 2024.

Assim, verifica-se que ao longo do cozimento, 98% da lignina presente na casca de coco é dissolvida e 75% do álcali efetivo é consumido. O teor de lignina residual na polpa é cerca de 2% e está em conformidade com as exigências comerciais para o produto final, onde o número Kappa deve estar entre 17-18.

Desse modo, deu-se início ao balanço global de massa, que está disposto na Equação (B.23).

$$\dot{m}_4 + \dot{m}_8 + \dot{m}_{23} = \dot{m}_9 + \dot{m}_{10} \quad (\text{B.23})$$

Realizando o balanço de massa para a lignina não dissolvida, obtém-se a Equação (B.24). Onde $Lndis$ refere-se à lignina não dissolvida.

$$\dot{m}_4 x_{Lndis4} + \dot{m}_8 x_{Lndis8} + \dot{m}_{23} x_{Lndis23} = \dot{m}_9 x_{Lndis9} + \dot{m}_{10} x_{Lndis10} \quad (\text{B.24})$$

A lignina não dissolvida não está presente nas corrente 8, 9 e 23, portanto o balanço se torna a Equação (B.25).

$$\dot{m}_4 x_{Lndis4} = \dot{m}_{10} x_{Lndis10} \quad (\text{B.25})$$

Realizando o balanço de massa para a lignina dissolvida, obtém-se a Equação (B.26). Onde $Ldis$ refere-se à lignina dissolvida.

$$\dot{m}_4 x_{Ldis4} + \dot{m}_8 x_{Ldis8} + \dot{m}_{23} x_{Ldis23} = \dot{m}_9 x_{Ldis9} + \dot{m}_{10} x_{Ldis10} \quad (\text{B.26})$$

A lignina dissolvida não está presente nas corrente 4, 8 e 23, portanto o balanço se torna a Equação (B.27).

$$\dot{m}_9 x_{Ldis9} = - \dot{m}_{10} x_{Ldis10} \quad (B.27)$$

Realizando o balanço de massa para a holocelulose não dissolvida, obtém-se a Equação (B.28). Onde *Hndis* refere-se à holocelulose não dissolvida.

$$\dot{m}_4 x_{Hndis4} + \dot{m}_8 x_{Hndis8} + \dot{m}_{23} x_{Hndis23} = \dot{m}_9 x_{Hndis9} + \dot{m}_{10} x_{Hndis10} \quad (B.28)$$

A holocelulose não dissolvida não está presente nas correntes 8, 9 e 23, portanto o balanço se torna a Equação (B.29).

$$\dot{m}_4 x_{Hndis4} = \dot{m}_{10} x_{Hndis10} \quad (B.29)$$

Realizando o balanço de massa para a holocelulose dissolvida, obtém-se a Equação (B.30). Onde *Hdis* refere-se à holocelulose dissolvida.

$$\dot{m}_4 x_{Hdis4} + \dot{m}_8 x_{Hdis8} + \dot{m}_{23} x_{Hdis23} = \dot{m}_9 x_{Hdis9} + \dot{m}_{10} x_{Hdis10} \quad (B.30)$$

A holocelulose dissolvida não está presente nas correntes 4, 8 e 23, portanto o balanço se torna a Equação (B.31).

$$\dot{m}_9 x_{Hdis9} = - \dot{m}_{10} x_{Hdis10} \quad (B.31)$$

Realizando o balanço de massa para o álcali efetivo não dissolvido, obtém-se a Equação (B.32). Onde *AEndis* refere-se ao álcali efetivo não dissolvido.

$$\dot{m}_4 x_{AEndis4} + \dot{m}_8 x_{AEndis8} + \dot{m}_{23} x_{AEndis23} = \dot{m}_9 x_{AEndis9} + \dot{m}_{10} x_{AEndis10} \quad (B.32)$$

O *AEdis* não está presente nas correntes 4 e 23, portanto o balanço se torna a Equação (B.33).

$$\dot{m}_8 x_{AEndis8} = \dot{m}_9 x_{AEndis9} + \dot{m}_{10} x_{AEndis10} \quad (B.33)$$

Realizando o balanço de massa para o álcali efetivo dissolvido, obtém-se a Equação (B.34). Onde *AEdis* refere-se ao álcali efetivo dissolvido.

$$\dot{m}_4 x_{AEdis4} + \dot{m}_8 x_{AEdis8} + \dot{m}_{23} x_{AEdis23} = \dot{m}_9 x_{AEdis9} + \dot{m}_{10} x_{AEdis10} \quad (B.34)$$

O *AEdis* não está presente nas correntes 4, 8 e 23, portanto o balanço se torna a Equação (B.35).

$$\dot{m}_9 x_{AEdis9} = - \dot{m}_{10} x_{AEdis10} \quad (B.35)$$

Realizando o balanço de massa para a água, obtém-se a Equação (B.36). Onde H_2O refere-se à água.

$$\dot{m}_4 x_{H2O4} + \dot{m}_8 x_{H2O8} + \dot{m}_{23} x_{H2O23} = \dot{m}_9 x_{H2O9} + \dot{m}_{10} x_{H2O10} \quad (B.36)$$

Realizando o balanço de massa para as impurezas, obtém-se a Equação (B.37). Onde *I* refere-se às impurezas.

$$\dot{m}_4 x_{I4} + \dot{m}_8 x_{I8} + \dot{m}_{23} x_{I23} = \dot{m}_9 x_{I9} + \dot{m}_{10} x_{I10} \quad (B.37)$$

A *I* não está presente nas correntes 8, 9 e 23, portanto o balanço se torna a Equação (B.38).

$$\dot{m}_4 x_{I4} = \dot{m}_{10} x_{I10} \quad (B.38)$$

Baseado nos estudos de Colodette, Gomide e Neto (1995), estipulou-se que 25% da massa de cavaco seco se degrada no digestor. Além disso, os teores de extrativos e de cinzas foram desprezados nos cálculos, por representarem uma parcela pequena da composição da casca de coco verde, segundo estudos realizados por Pereira (2012).

Ainda, considerou-se que a saída de licor ocorre preferencialmente pela corrente 9, que é encaminhada para o ciclo de recuperação, de modo a obter uma relação 90:10 de vazão de licor na saída. Essa mesma relação foi estabelecida para os componentes das correntes, exceto o álcali efetivo dissolvido e não dissolvido, que obedeceu à concentração de saída do licor (6,85 g/L licor), resultando em 20,9% de sua saída na corrente 10 e o restante na corrente 9.

Além disso, a corrente 23, responsável pela zona de resfriamento dentro do digestor, possui apenas água, de modo a se manter a concentração de álcali constante na última zona, evitando interferências no equilíbrio de álcali.

Assim, obteve-se a Tabela 42, que contém a composição das correntes do digestor.

Tabela 42 - Composição das correntes do digestor D-201.

Seção	\dot{m}_4	\dot{m}_8	\dot{m}_{23}	\dot{m}_9	\dot{m}_{10}
x_{Ldis}	$36,64 \times 10^{-3}$	0	0	0	$21,88 \times 10^{-5}$
x_{Ldis}	0	0	0	0,02	$43,55 \times 10^{-4}$
x_{Hdis}	0,11	0	0	0	$98,48 \times 10^{-3}$
x_{Hdis}	0	0	0	0,01	$32,82 \times 10^{-4}$
x_{AEndis}	0	0,09	0	$13,71 \times 10^{-3}$	$36,64 \times 10^{-4}$
x_{AEdis}	0	0	0	0,01	0,01
x_{H2O}	$84,57 \times 10^{-3}$	0,91	1	0,94	0,86
x_I	$77,15 \times 10^{-4}$	0	0	0	$92,15 \times 10^{-4}$

Fonte: Autores, 2024.

Outro fator importante desta etapa são os sólidos contaminantes do processo, segundo Foelkel (2009) cerca de 5% da matéria-prima (base seca) está contaminada com areia e argila. De modo que a corrente de entrada e de saída do digestor permanecem com esse valor intrínseco à polpa, sendo constante durante as zonas do digestor. Este valor é igual a 77,15 kg/h de areia e argila. Os valores das demais correntes do digestor estão presentes na Tabela 43.

Tabela 43 - Vazões do digestor D-201.

Corrente	Vazão (kg/h)
\dot{m}_4	10.000,00
\dot{m}_8	4.721,58
\dot{m}_{23}	10.000,00
\dot{m}_9	16.349,19
\dot{m}_{10}	8372,39

Fonte: Autores, 2024.

Para o balanço de energia do digestor, considerou-se as temperaturas típicas de cada seção do equipamento conforme descrito por Aguiar (2000) e contidas na Tabela 44.

Tabela 44 - Temperaturas de cada seção digestor D-201.

Seção	Temperatura (°C)
Impregnação	100
Aquecimento	165
Cozimento	170
Lavagem	140
Resfriamento	85

Fonte: Aguiar, 2000.

Assim, para estimar o calor necessário para se atingir as determinadas temperaturas, utilizou-se a Equação B.39.

$$Q = \sum (\dot{m}_i \cdot c_{p,i} \Delta T) \quad (\text{B.39})$$

Onde, \dot{m}_i e $c_{p,i}$ são a vazão mássica e o calor específico do i -ésimo componente da mistura, respectivamente.

Para a realização do cálculo, considerou-se os calores específicos ($c_{p,i}$) e entalpias (H_i) dos licores, da água, do cavaco e da polpa envolvidos no cozimento. O c_p do licor branco foi estimado a partir das frações mássicas e calores específicos dos componentes do licor, conforme a Equação B.40.

$$c_{p-\text{licor branco}} = (x_{\text{água}} \cdot c_{p-\text{água}}) + (x_{\text{Na}_2\text{S}} \cdot c_{p-\text{Na}_2\text{S}}) + (x_{\text{NaOH}} \cdot c_{p-\text{NaOH}}) \quad (\text{B.40})$$

O c_p do licor negro foi retirado de Junior e Guerato (2012) e o do cavaco e da polpa foram considerados o mesmo valor e foram retirados de Snekkenes (2004). Para as entalpias, considerou-se a Equação B.41, onde a temperatura considerada são as respectivas temperaturas de entrada do licor branco, do cavaco e da água na zona de impregnação, e do licor negro e da polpa na saída da zona de resfriamento.

$$H_{\text{mistura}}(T) \approx \sum (x_i \cdot c_{p,i} \cdot \Delta T) \quad (\text{B.41})$$

Os resultados encontram-se na Tabela 45.

Tabela 45 - Calores específicos e entalpias dos componentes do cozimento.

Componente	Temperatura (°C)	Calor específico (kJ/kg.°C)	Entalpia (kJ/kg)
Licor branco	80	4,16	228,53
Licor negro	85	4,10	245,73
Cavaco	26	1,5	37,5
Polpa	85	1,5	329,13

Água	25	4,18	104,5
------	----	------	-------

Fonte: Autores, 2024.

Desse modo, a variação de entalpia ΔH dos componentes será igual ao calor Q necessário para se atingir a temperatura em cada zona do digestor. Os resultados estão na Tabela 46.

Tabela 46 - Calor necessário para atingir a temperatura necessária da zona de cozimento.

Seção	Calor (kJ/h)
Impregnação	4.396.198,82
Aquecimento	3.438.391,97
Cozimento	286.532,66
Lavagem	-3.183.611,06
Resfriamento	-4.377.465,20

Fonte: Autores, 2024.

Para o dimensionamento do digestor, adaptou-se a equação de projeto disponibilizada pela empresa Valmet, a qual calcula o tempo de retenção da polpa em cada zona do digestor. Para tanto, considerou-se o tempo de retenção fornecido pela patente US 2004/0112554, conforme a Tabela 47.

Tabela 47 - Tempo de retenção de cada seção do digestor D-201.

Seção	Tempo de retenção (min)
Impregnação	30
Aquecimento	40
Cozimento	60
Lavagem	60
Resfriamento	90

Fonte: US 2004/0112554, 2004.

Desse modo, a partir do tempo total de retenção de 280 min, calculou-se o volume V do digestor a partir da Equação B.42.

$$V = \frac{\text{Tempo de retenção} \cdot \text{Vazão de cavacos}}{\text{Fator de empacotamento}} \quad (\text{B.42})$$

Nesse projeto, o fator de empacotamento dos cavacos foi considerado igual a 1, como forma de garantir que os cavacos preenchessem completamente os espaços disponíveis. Assim, o volume efetivo total do digestor será de 192,84 m³, com altura de 15,73 m e diâmetro de 2,25 m. O equipamento selecionado está presente no Anexo A.5.

APÊNDICE B.2.3 - BALANÇO DE MASSA DO TANQUE DE DESCARGA TA-201

O tanque de descarga TA-201 é responsável por receber a corrente de saída do digestor e desfibrar a polpa marrom. O seu balanço de massa é descrito pela Equação B.43.

$$\dot{m}_{10} = \dot{m}_{11} \quad (\text{B.43})$$

Desse modo, verifica-se que a corrente de saída do tanque de descarga é exatamente igual à corrente de entrada, com valor igual a 8.372,39 kg/h de polpa e licor negro fraco. Segundo Reis (2013), o tanque de descarga é um tanque de armazenamento com pressão atmosférica, onde ocorre a redução da alta pressão de descarga oriunda do digestor.

Estipulando-se um limite de segurança de preenchimento do tanque de 70%, o tanque deve ter um volume de aproximadamente 12,46 m³. Para isso, considera-se o tanque cilíndrico, com especificações dispostas na Tabela 48. O equipamento selecionado está presente no Anexo A.6.

Tabela 48 - Dimensões do tanque de descarga TA-201.

Dimensão	Valor	Unidade
Volume	12,46	m ³
Altura	3,00	m
Diâmetro	2,30	m

Fonte: Autores, 2024.

APÊNDICE B.2.4 - BALANÇOS DE MASSA E ENERGIA DO DEPURADOR H-201

Desse modo, conforme citado no balanço do digestor (Apêndice B.2.2), as sujidades sólidas contendo areia e argila são de 77,15 kg/h, que devem ser removidas através do uso do depurador hidrociclone H-201. Unidas a essas impurezas e à pasta de cavacos cozidos (\dot{m}_{11}), provenientes do digestor, estão também na entrada a água de alimentação (\dot{m}_{12}), com vazão igual a 6.163,68 kg/h,

No balanço de massa do hidrociclone, a corrente de caudal de entrada (\dot{m}_{13}) tem a sua separação dentro do equipamento, formando dois novos fluxos, de aceites (\dot{m}_{15}) e de rejeitos (\dot{m}_{14}). Levando em conta que não há reações químicas durante o processo, a massa acumulada, gerada e consumida são nulas, sendo assim, toda a massa que entra no hidrociclone através da corrente de caudal de entrada é igual a massa que sai através das correntes de aceites e rejeitos. Posto isso, o balanço fica determinado pela Equação B.44.

$$\dot{m}_{13} = \dot{m}_{14} + \dot{m}_{15} \quad (\text{B.44})$$

A quantidade caudal de entrada (\dot{m}_{13}) é de 14.536,06 kg/h, onde são somadas a água de alimentação (\dot{m}_{12}) igual a 6.163,68 kg/h e a água proveniente dos equipamentos anteriores com a massa de sólidos de entrada encaminhada do difusor (\dot{m}_{11}) com vazão de 8.372,39 kg/h a uma consistência de entrada (CE1) de 12,78%, conforme descrito pela Equação B.45.

$$\dot{m}_{13} = (\dot{m}_{\text{sólidos secos}} + \dot{m}_{\text{impurezas}} + \dot{m}_{\text{água proveniente do digestor}}) + \dot{m}_{12} \quad (\text{B.45})$$

Para se determinar a quantidade de aceites e rejeitos foram utilizados os valores pelo fabricante do depurador descritos na Tabela 49.

Tabela 49 - Fatores indicados pelo fabricante do depurador H-201.

Fatores do fabricante	Valores
Fator de espessamento dos rejeitos (FE)	1,95
Consistência de saída da depuração (CS) (%)	1,24
Volume de rejeitos no depurador (VR) (%)	10

Fonte: Autores, 2024.

Diante disso, a massa de sólidos de aceites que é encaminhada para o difusor é de 13.082,27 kg/h, estando a uma consistência de 1,19% e sendo esta composta por uma vazão de 59,36 kg/h de impurezas que posteriormente serão eliminadas pelo filtro. A Tabela 50 apresenta as vazões totais obtidas pelo balanço de massa.

Tabela 50 - Vazões totais do depurador H-201.

Corrente	Vazão (kg/h)
\dot{m}_{13}	14.536,06
\dot{m}_{14}	1.453,79
\dot{m}_{15}	13.082,27

Fonte: Autores, 2024.

Para o balanço de energia, considerou-se os calores específicos (c_p) do cavaco, do licor branco, do licor negro, da polpa e da água, conforme utilizados no Apêndice X. Assim, de acordo com a Equação B.46 calculou-se os calores específicos das correntes que entram e saem do depurador, a partir dos valores de vazão mássica conhecidos.

$$c_p = \sum_{i=1}^n x_i \cdot c_{p,i} \quad (\text{B.46})$$

Onde, n é o número total de componentes na mistura, x_i é a fração mássica do componente i na mistura e $c_{p,i}$ é o calor específico do componente i na mistura.

Com os valores de c_p das correntes, determinou-se o calor sensível das correntes que entram no depurador (m_{11} , m_{12}), uma vez que suas temperaturas já são conhecidas, a partir da Equação B.25. A energia térmica da corrente m_{13} é a soma da energia da m_{11} e m_{12} , portanto, a partir da mesma equação é possível conhecer a temperatura de entrada do depurador. A partir desse resultado, considerou-se que a temperatura da corrente de rejeitos (m_{14}) é a mesma da m_{13} e a temperatura da m_{15} foi determinada a partir do balanço de

energia do sistema, conforme a Equação B.47, uma vez que não há perda de calor para o meio durante a operação.

$$Q_{entra} = Q_{sai} \quad (B.47)$$

Os resultados encontram-se na Tabela 51.

Tabela 51 - Resultados do balanço de energia do depurador H-201.

	\dot{m}_{11}	\dot{m}_{12}	\dot{m}_{13}	\dot{m}_{14}	\dot{m}_{15}
c_p (kJ/kg.K)	1,5	4,18	2,64	4,13	3,99
T (°C)	85	25	67,10	67,10	41,54
Q (kJ/h)	1.927.521,94	644.104,449	2.571.626,38	403.383,494	2.168.242,89

Fonte: Autores, 2024.

Para o dimensionamento do depurador, escolheu-se o equipamento com base na taxa de fluxo de retrolavagem calculada no balanço de massa. Assim, o equipamento escolhido foi o hidrociclone modelo HD-4 da empresa Fluid Brasil, o qual possui 0,29 m de diâmetro e 1,663 m de altura, conforme o catálogo do equipamento contido no Anexo A.7.

APÊNDICE B.2.5 - BALANÇOS DE MASSA E ENERGIA DO DIFUSOR F-201

Segundo Crotofino *et al.* (1987) os equipamentos de lavagem da polpa marrom são avaliados a partir de três categorias de parâmetros: quantidade de licor de lavagem utilizado, quantidade de soluto removido e eficiência do lavador operando sob consistências de alimentação e descarga padrão. Desse modo, em primeiro momento, faz-se necessário o cálculo da quantidade de sólidos dissolvidos e totais que adentram o difusor F-201. Do balanço de massa do depurador H-201, sabe-se que a quantidade de sólidos não dissolvidos ($\dot{m}_{sól. não dissolvidos}$) é igual a 885,55 kg/h e que a fração mássica de lignina (L), Álcali Efetivo (AE) e da holocelulose degradada é igual a 0,0027, 0,0085 e 0,0019, respectivamente, onde tanto a fração mássica de lignina quanto a de AE são a soma das frações mássicas dos componentes dissolvidos e não dissolvidos na corrente. Assim, empregando-se a Equação B.48 é possível calcular a quantidade de sólidos totais ($\dot{m}_{sól. totais}$) na corrente.

$$\dot{m}_{\text{sól. totais}} = \dot{m}_{\text{sól. não dissolvidos}} + x_{\text{lig}} \cdot \dot{m}_{15} + x_{\text{AE}} \cdot \dot{m}_{15} + x_{\text{H-deg}} \cdot \dot{m}_{15} \quad (\text{B.48})$$

Dessa forma, tem-se que a corrente de polpa não lavada (\dot{m}_{15}) que entra no difusor tem 1.053,56 kg/h de sólidos totais, dos quais 143,28 kg/h são sólidos dissolvidos composto por lignina dissolvida e não dissolvida, álcali efetivo consumido e não consumido e holocelulose degradada no digestor.

Desse modo, é possível realizar o balanço de massa global do difusor, conforme a Equação B.49, para determinar a quantidade de polpa lavada (\dot{m}_{18}) que sai ao final da operação, uma vez que tem-se a corrente de entrada de polpa não lavada (\dot{m}_{15}), licor de lavagem (\dot{m}_{16}), considerado como água branca e definido como 5.000 kg/h de acordo com valores encontrados na literatura (POLOWSKI, 2012), e o licor diluído de lavagem que segue para o evaporador EV-301 (\dot{m}_{17})

$$\dot{m}_{18} = \dot{m}_{15} + \dot{m}_{16} - \dot{m}_{17} \quad (\text{B.49})$$

A partir dos valores de vazão das correntes de entrada e saída do difusor, também é possível determinar a concentração de sólidos dissolvidos em cada uma das correntes. Além disso, considerou-se que o processo tem 98% de eficiência na remoção dos sólidos dissolvidos, pois é um valor padrão do processo de lavagem em difusores (MOKFIENSKI, 2011). Os valores das vazões e concentrações dos sólidos dissolvidos nas correntes encontram-se na Tabela 52.

Tabela 52 - Vazões e concentrações de sólidos dissolvidos de entrada e saída do difusor F-201.

Corrente	Vazão (kg/h)	Concentração de sólidos na corrente de polpa (kg sól. dissolvidos/ton licor)		Concentração de sólidos na corrente de licor (kg sól. dissolvidos/ton licor)	
		x_{15}	x_{18}	y_{16}	y_{17}
Polpa não lavada (\dot{m}_{15})	13.082,27	87,59	0	0	0
Licor de lavagem (\dot{m}_{16})	5.000	0	0	0	0

Licor diluído de lavagem (\dot{m}_{17})	16.064,84	0	0	0	14,12
Polpa lavada (\dot{m}_{18})	2.017,44	0	73,47	0	0

Fonte: Autores, 2024.

Da polpa lavada, na corrente 18, tem-se 822,07 kg/h sendo a polpa de celulose (em base seca) e 1.195,43 kg/h é a água resultante da lavagem.

O princípio de funcionamento de um difusor é o deslocamento, onde o licor de lavagem é distribuído de forma uniforme e homogênea sobre a superfície da manta com o intuito de deslocar o líquido livre que se encontra entre as fibras que compõem a manta de celulose. Desse modo, o desempenho do difusor é determinado a partir de alguns parâmetros do processo, como o Fator de Diluição (FD), que representa a quantidade de água de lavagem aplicada em excesso para lavar a polpa visando obter um deslocamento total do licor original; a taxa de licor de lavagem (R), considerada a razão entre o fluxo de licor de lavagem e o licor que deixa o lavador com a polpa lavada; o rendimento da lavagem (Y), o qual representa a porcentagem de sólidos removidos da polpa, além de outros parâmetros, como a consistência de alimentação e descarga, e eficiência do processo que são padrões para o processo de lavagem em difusores.

Estes parâmetros foram calculados a partir das Equações B.50, B.51, B.52 e B.53, respectivamente.

$$FD = \dot{m}_{12} - \dot{m}_{14} \quad (\text{B.50})$$

$$R = \dot{m}_{12} / \dot{m}_{14} \quad (\text{B.51})$$

$$Y = 1 - \frac{\dot{m}_{14} \cdot x_{14}}{\dot{m}_{11} \cdot x_{13}} \cdot 100 \quad (\text{B.52})$$

$$DR = \frac{x_{13} - x_{14}}{x_{13} - y_{12}} \cdot 100 \quad (\text{B.53})$$

Além disso, definiram-se parâmetros fixos para o processo, como a consistência de descarga e a eficiência da lavagem por serem valores padrões para o difusor, de acordo com (MOKFIENSKI, 2011). Todos os parâmetros de desempenho do difusor encontram-se na Tabela 53.

Tabela 53 - Parâmetros de desempenho do difusor F-201.

Parâmetro	Valor
Fator de Diluição (FD)	2.988,56 L
Taxa de Licor de Lavagem (R)	2,48
Rendimento da Lavagem (Y)	87,06 %
Relação de Deslocamento (DR)	16,12 %
Consistência Padrão de Descarga (C_{st})	12 %
Eficiência (E)	98 %

Fonte: Autores, 2024.

Para o balanço de energia do difusor, determinou-se a temperatura das correntes que saem do equipamento (corrente 17 e 18) e o calor sensível de cada uma dessas correntes. Primeiramente, determinou-se o calor específico da mistura, conforme a Equação B.46. Em seguida, calculou-se a energia térmica da mistura que entra no difusor, a partir das Equações B.54 e B.55.

$$Q_{total} = Q_{polpa} + Q_{água} \quad (B.54)$$

$$Q_i = \dot{m}_i \cdot c_{p,i} \Delta T \quad (B.55)$$

Onde, i refere-se ao respectivo componente.

Após determinar o calor total da mistura, calculou-se a temperatura de saída T_f da corrente 17 a partir da Equação B.56.

$$T_f = \frac{Q_{total}}{\dot{m}_{total} c_{p,médio}} \quad (B.56)$$

Uma vez que sabe-se a temperatura da corrente 18, calculou-se os calores sensíveis das correntes 17 e 18. Os resultados encontram-se na Tabela 54.

Tabela 54 - Resultados do balanço de energia do difusor F-201.

	\dot{m}_{15}	\dot{m}_{16}	\dot{m}_{17}	\dot{m}_{18}
c_p (kJ/kg.K)	3,99	4,18	4,17	3,08
T (°C)	41,54	25	37,67	26
Q (kJ/h)	2.168.242,89	522.500	2.528.772,97	161.969,92

Fonte: Autores, 2024.

O dimensionamento do equipamento foi realizado com base na taxa de fluxo de retrolavagem, assim como o depurador. Desse modo, escolheu-se o filtro autolimpante FMA-1002E, da empresa Fluid Brasil, com dimensões de 1,34m de altura e 0,435m de diâmetro, conforme demonstrado no Anexo A.8.

APÊNDICE B.2.6 - BALANÇOS DE MASSA E ENERGIA DA MÁQUINA DE PAPEL MP-201

Segundo Lima *et al.* (2001), a umidade da polpa de celulose é em torno de 150% (base seca). Já segundo Lima (2000), a umidade varia de 130 a 180%. A umidade desejada na pasta não branqueada ao final da secagem é igual a 10% (b.s), podendo ser embalada e comercializada (DIAS, SIMONELLI, 2013). A temperatura da polpa é a temperatura média de Camaçari, com desvio padrão, segundo Marinho (2022).

Segundo Campos (2008), cada seção das três primeiras da máquina de papel MP-201 é responsável pela remoção de uma porcentagem de água da polpa, sendo a seção de secagem a responsável por remover a menor quantidade, gerando economia energética. As porcentagens de remoção de água por seção da máquina estão dispostas na Tabela 55.

Tabela 55 - Porcentagem de remoção de água por seção na máquina de papel MP-201.

Seção	Remoção de água (%)
Formação	95,4
Prensagem	3,2
Secagem	1,4

Fonte: Adaptado de Campos, 2008.

Assim, avaliou-se a remoção de umidade desejada, igual a 1,35% (1.072,44 kg/h). Com isso, empregando-se a porcentagem de remoção de água de cada seção, calculou-se a umidade removida por seção, conforme representado na Tabela 56.

Tabela 56 - Porcentagem de remoção de água por seção na máquina de papel 201.

Seção	Umidade removida (b.s) (%)
Formação	1,2879
Prensagem	0,0432
Secagem	0,0189

Fonte: Autores, 2024.

Assim, empregou-se a Equação B.57 para calcular o balanço de massa da seção de formação, onde \dot{m}_{18} é a corrente de polpa oriunda do difusor; \dot{m}_f é a corrente de de polpa que segue da seção de formação e \dot{m}_{H2Of} é a massa de água removida na formação.

$$\dot{m}_{18} = \dot{m}_f + \dot{m}_{H2Of} \quad (\text{B.57})$$

Assim, empregou-se a Equação B.58 para calcular o balanço de massa da seção de prensagem, onde \dot{m}_f é a corrente de de polpa que segue da seção de formação; e \dot{m}_{pr} é a corrente de de polpa que segue da seção de prensagem; \dot{m}_{H2Op} é a massa de água removida na prensagem.

$$\dot{m}_f = \dot{m}_{pr} + \dot{m}_{H2Op} \quad (\text{B.58})$$

Deste modo, visando-se a remoção de 0,0189% de umidade restante, a polpa entra na seção de secagem, apresentando as condições descritas na Tabela 57.

Tabela 57 - Dados de entrada na seção de secagem.

Parâmetro	Dados de entrada do sólido	Dados de saída do sólido	Unidade
Vazão mássica (b.s)	825,43	825,43	kg sólido seco/h

Umidade (b.u)	0,1062	0,09	kg água/kg produto
Umidade (b.s)	0,1189	0,10	kg água/kg sólido seco
Temperatura	26	25	°C

Fonte: Autores, 2024.

Para o ar quente de secagem, analisou-se os estudos de Lima *et al.* (2001) e Lima (2000), onde ambos consideram temperaturas variando entre 50 e 100°C, sendo a última a que apresenta melhores resultados de secagem. Além disso, o valor de umidade absoluta (kg água/kg ar seco) foi retirado através da carta psicrométrica, considerando-se a umidade relativa do ar de entrada no trocador de calor prévio à secagem igual a 75%, por ser a umidade média do ar de Camaçari, segundo Silva (2022). Esses e os demais dados estão dispostos na Tabela 58.

Tabela 58 - Dados do ar de secagem na máquina de papel MP-201.

Parâmetro	Dados de entrada do ar de secagem	Dados de saída do ar de secagem	Unidade
Pressão	1	1	atm
Umidade relativa	75	-	%
Umidade absoluta	0,015	-	kg água/kg ar seco
Temperatura	100	20	°C

Fonte: adaptado de Silva, 2022; Lima *et al.*, 2001; Lima, 2000.

Assim, para a determinação da vazão mássica de ar quente necessária para a secagem do material, e a umidade absoluta de saída do ar do secador, empregaram-se simultaneamente os balanços de massa e energia, conforme a Equação B.59, que representa o balanço de massa para o secador, onde \dot{m}_p é a vazão mássica de produto em base seca; Y é a umidade absoluta do ar (kg de água/kg ar seco) e X é a umidade do produto (kg água/kg sólido seco).

$$\dot{m}_a Y_2 + \dot{m}_p X_1 = \dot{m}_a Y_1 + \dot{m}_p X_2 \quad (\text{B.59})$$

A Equação B.60 representa o balanço de energia para o secador, onde H_a é a entalpia do ar (kJ/kg ar seco); H_p é a entalpia do produto (kJ/kg sólido seco).

$$\dot{m}_a H_{a2} + \dot{m}_p H_{p1} = \dot{m}_a H_{a1} + \dot{m}_p H_{p2} \quad (\text{B.60})$$

O valor de entalpia do ar pode ser calculado através da Equação B.61, onde λ representa o calor latente de vaporização da água (kJ/kg água); T_r representa a temperatura de referência (°C) e T_a representa a temperatura do ar (°C).

$$H_a = (1,005 + 1,88U) * (T_a - T_r) + U\lambda \quad (\text{B.61})$$

O valor da entalpia do produto pode ser calculado através da Equação B.62, onde C_{pp} representa o calor específico do sólido (kJ/kg°C); T_p representa a temperatura do produto (°C); T_r representa a temperatura de referência (0°C) e C_{pL} representa o calor específico da água (kJ/kg°C).

$$H_p = C_{pp} * (T_p - T_r) + XC_{pL} * (T_p - T_r) \quad (\text{B.62})$$

A Tabela 59 apresenta o valor das propriedades termodinâmicas necessárias para os cálculos dos balanços.

Tabela 59 - Propriedades termodinâmicas para os balanços da máquina de papel MP-201.

Propriedade	Símbolo	Valor	Unidade
Calor específico da água líquida	C_{pL}	4,18	kJ/kg°C
Calor específico do ar	C_{par}	1,00	kJ/kg°C
Calor específico do produto	C_{pp}	1,30	kJ/kg°C
Calor específico do vapor de água	C_{pV}	1,90	kJ/kg°C

Calor latente da água	λ	2.501,4	kJ/kg°C
-----------------------	-----------	---------	---------

Fonte: Adaptado de Universidade Federal de Pelotas, 2022; Touset, González, Rodriguez, 2021.

Desse modo, foram obtidos os valores relativos à massa de ar de secagem \dot{m}_a igual a 438,60 kg ar seco/h e à umidade absoluta do ar de secagem na saída Y_1 igual a 0,050 kg água/kg ar seco. De modo que o balanço global da máquina de papel conta com a corrente 18 na entrada, com vazão de 2.017,44 kg/h e de ar de secagem com vazão de 438,60 kg/h, na corrente 47. Nas saídas, tem-se a vazão total de água removida, igual a 1.072,44 na corrente 28 e de ar de secagem, igual a 438,60 kg/h. Por fim, obtendo-se a vazão de produto como sendo igual a 945 kg/h, na corrente 19, de bobinas de UBHKP, com umidade igual a 10%.

Assim, tornou-se necessário o cálculo do calor necessário para realizar a secagem, esquentando o ar da temperatura ambiente em Camaçari até a temperatura de secagem. Para tal, calculou-se o calor necessário para evaporar a água (Q_{H2O}), a partir da Equação B.63, onde T_{as} representa a temperatura de aquecimento.

$$Q_{H2O} = W[\lambda - (C_{pL} - C_{pV})T_{as}] \quad (B.63)$$

O valor de W representa a capacidade de evaporação, ou seja, a quantidade máxima de água evaporada, podendo ser obtido a partir da Equação B.64.

$$W = \dot{m}_p(X_2 - X_1) \quad (B.64)$$

Para o cálculo do calor necessário para o aquecimento do sólido (Q_s) empregou-se a Equação B.65, onde T_0 representa a temperatura de entrada da polpa na seção de secagem.

$$Q_s = \dot{m}_p(C_{pp} - X_1 C_{pL})(T_{as} - T_0) \quad (B.65)$$

Para o cálculo do calor necessário para o aquecimento do ar (Q_{ar}) empregou-se a Equação B.66.

$$Q_{ar} = \dot{m}_a (C_{par} - Y_1 C_{pV})(T_{as} - T_0) \quad (B.66)$$

A quantidade de calor perdida para o ambiente é igual a 7,5% (MUJUMDAR, 2006), de modo que a quantidade total de calor fornecido ao sistema deve levar esse fator em consideração, conforme explicitado na Equação B.67. Os valores obtidos estão presentes na Tabela 60.

$$Q_{sec} = (1 + 0,075)(Q_{H2O} + Q_s + Q_{ar}) \quad (B.67)$$

Tabela 60 - Valores obtidos para a seção de secagem.

Parâmetro	Símbolo	Valor	Unidade
Vazão de água removida	W	15,60	kg/h
Calor necessário para evaporar a água	Q_{H2O}	35.466,35	kJ/h
Calor necessário para aquecer o sólido	Q_s	49.048,42	kJ/h
Calor necessário para aquecer o ar	Q_{ar}	31.758,59	kJ/h
Calor total fornecido para a seção de secagem	Q_{sec}	124.993,85	kJ/h

Fonte: Autores, 2024.

A partir disso, a polpa é direcionada para a seção de enrolamento, sendo transformada em bobinas de dimensões pré-definidas pelo fabricante da máquina, conforme presente na Tabela 61. A máquina está presente no Anexo A.9 e o soprador industrial utilizado para soprar o ar de secagem está presente no Anexo C.8.

Tabela 61 - Especificações da polpa na seção de enrolamento.

Parâmetro	Valor	Unidade
Gramatura	240	g/m ²
Largura	2400	mm
Umidade	10	%

Fonte: Adaptado de Silva, 2019; Qinyang Jindelong Paper Machinery Factory, 2024.

A máquina de papel definida para a secagem e transformação do papel em bobinas possui as dimensões definidas na Tabela 62, e encontra-se descrita no Anexo A.9. O seu tempo de funcionamento foi definido com base em relatórios de operação, segundo Touse, González, Rodríguez (2021), sendo igual a 480 min.

Tabela 62 - Dimensões da máquina de papel MP-201.

Dimensão	Valor (m)
Altura	2,0
Comprimento	3,0
Largura	1,5

Fonte: Adaptado de Qinyang Jindelong Paper Machinery Factory, 2024.

APÊNDICE B.3 - BALANÇOS DE MASSA E ENERGIA DA ÁREA 300

APÊNDICE B.3.1 - BALANÇOS DE MASSA E ENERGIA DOS TANQUES DE MISTURA SIGLA TM-301 e TM-302

Os tanques de mistura TM-301 e TM-302 têm por objetivo realizar a mistura homogênea das correntes de licor negro fraco oriundas da seção de fibras: corrente 9, corrente 14 e corrente 17, para direcioná-las ao evaporador de múltiplo efeito EV-301 através da corrente 22. O balanço de massas global é representado pela Equação B.68, onde considera-se as entradas e saída de licor negro fraco. A Tabela 63 apresenta os valores das correntes.

$$\dot{m}_9 + \dot{m}_{14} + \dot{m}_{17} = \dot{m}_{22} \quad (\text{B.68})$$

Tabela 63 - Valores das correntes de entrada no tanque de mistura TM- 301 e TM-302.

Corrente de licor negro fraco	Valor (kg/h)	Procedência
\dot{m}_9	16.349,19	Digestor D-201
\dot{m}_{14}	1.453,79	Depurador H-201
\dot{m}_{17}	16.064,84	Difusor F-201
\dot{m}_{22}	33.867,83	Calculado pelo balanço

Fonte: Autores, 2024.

Desse modo, dois tanques de mistura serão empregados para a homogeneização das correntes, a fim de suportar a vazão total calculada pelo balanço de massa. Para tal, considerou-se que as correntes 9, 14 e 17 serão divididas e bombeadas para os tanques misturadores em aço carbono, de 23.000 L cada, totalizando uma capacidade de 46.000 L, que será usada em 70% para cada tanque. As dimensões dos tanques misturadores estão dispostas na Tabela 64, conforme catálogo presente no Anexo A.12.

Tabela 64 - Dimensões dos tanques de mistura TM-301 e TM-302.

Dimensão	Valor (m)
Diâmetro	2,83
Altura	3,40
Cone	1,20

Fonte: Will Máquinas (2024).

Para o balanço de energia, analisou-se o calor (Q_{total}) requerido pela corrente de saída, que deve estar em 76 °C para adentrar ao evaporador de múltiplo efeito (BONOMI *et al.*, 1985). Deste modo, empregou-se a Equação B.69, onde \dot{m} representa a vazão mássica de licor negro; c_p representa o calor específico do licor negro; ΔT representa a variação de temperatura do licor negro.

$$Q = \dot{m} c_p \Delta T \quad (\text{B.69})$$

Assim, a Tabela 65 apresenta os valores empregados para os cálculos.

Tabela 65 - Dados necessários para o cálculo do calor.

Parâmetro	Valor	Unidade
¹ c_p	4,10	kJ/kg°C
² T_9	85	°C
² T_{14}	67,10	°C
² T_{17}	37,67	°C

Fonte: ¹Junior e Guerato, 2012; ²Autores, 2024.

A partir disso, obteve-se os valores dos calores para cada corrente: Q_9 igual a -603.285,29 kJ/h; Q_{14} igual a 53.048,84 kJ/h; Q_{17} igual a 2.524.638,48 kJ/h. Totalizando o calor necessário para o aquecimento da corrente 22 igual a 1.974.402,04 kJ/h.

Além disso, outro fator importante para analisar o gasto energético é a potência absorvida pelo impelidor (SOUSA, 2022), portanto foi necessário utilizar o método de cálculo descrito no Apêndice B.2.1, no qual se calcula o número de Reynolds pela Equação B.19 e a potência (P) através da Equação B.20, do mesmo modo realizado no Apêndice B.2.1. Os dados necessários para os cálculos estão dispostos na Tabela 66.

Tabela 66 - Dados necessários para o cálculo da potência do tanque misturador.

Símbolo	Parâmetro	Valor	Unidade	Referência
ρ	Massa específica do licor negro	1.093,78	kg/m ³	MARINS, 2012
N	Velocidade de rotação do impelidor	104.400,00	rps	WILL MÁQUINAS, 2024
D	Diâmetro do impelidor	0,94	m	AUTORES, 2024
μ	Viscosidade dinâmica do licor negro	2,88	mPa.s	MARINS, 2012
N_p	Número de potência	0,30	-	SOUSA, 2022

Fonte: Autores, 2024.

As dimensões do tanque agitado seguiram os modelos de cálculo do Apêndice B.3.1 no qual foram empregadas as relações estabelecidas por McCabe e Smith (1993) utilizando-se dados da Tabela 66 e da Tabela 39 de relações geométricas para o tanque de agitação. O Anexo D.3 apresenta o esquema do tanque e suas dimensões.

Os resultados obtidos estão dispostos na Tabela 67, onde P_{total} refere-se à potência total relativa aos dois tanques de agitação operando em paralelo.

Tabela 67 - Resultados obtidos para o balanço de energia do tanque agitador.

Parâmetro	Valor	Unidade
Re	$3,53 \times 10^{10}$	-
D	0,94	m
Z	2,83	m
C	0,94	m
B	0,23	m

W	0,18	m
P	2,78x10 ¹⁴	kW
Ptotal	5,57x10 ¹⁴	kW

Fonte: Autores, 2024.

APÊNDICE B.3.2 - BALANÇOS DE MASSA E ENERGIA DO EVAPORADOR DE MÚLTIPLO EFEITO EV-301 E TANQUE DE DESCARGA TA-301

Para a evaporação do licor negro fraco, emprega-se o evaporador de 5 efeitos EV-301 em contracorrente, assim, os balanços de massa e energia foram baseados nos estudos de Nakamura e Martines (2014) e compreendem a adoção da hipótese de entrada do licor negro no efeito 3. Assim, A vazão de licor na entrada do efeito 1 (\dot{m}_{l1}) é dada pela Equação B.70, onde X_{l22} é o teor de sólidos no licor negro que entra no efeito 3 e x_{l1} é o teor de sólidos no licor negro que entra no efeito 1.

$$\dot{m}_{l1} = \frac{\dot{m}_{22} X_{l22}}{x_{l1}} \quad (\text{B.70})$$

A vazão de licor na entrada do efeito 2 (\dot{m}_{l2}) é dada pela Equação B.71, onde X_{l22} é o teor de sólidos no licor negro que entra no efeito 3 e x_{l2} é o teor de sólidos no licor negro que entra no efeito 2.

$$\dot{m}_{l2} = \frac{\dot{m}_{22} X_{l22}}{x_{l2}} \quad (\text{B.71})$$

A vazão de licor na entrada do efeito 4 (\dot{m}_{l4}) é dada pela Equação B.72, onde X_{l22} é o teor de sólidos no licor negro que entra no efeito 3 e x_{l4} é o teor de sólidos no licor negro que entra no efeito 4.

$$\dot{m}_{l4} = \frac{\dot{m}_{22} X_{l22}}{x_{l4}} \quad (\text{B.72})$$

A vazão de licor na entrada do efeito 5 (\dot{m}_{l5}) é dada pela Equação B.73, onde X_{l22} é o teor de sólidos no licor negro que entra no efeito 3 e x_{l5} é o teor de sólidos no licor negro que entra no efeito 5.

$$\dot{m}_{l5} = \frac{\dot{m}_{22} X_{l22}}{x_{l5}} \quad (\text{B.73})$$

A vazão de licor na entrada no tanque de descarga de licor negro (\dot{m}_{l24}) é dada pela Equação B.74, onde X_{l22} é o teor de sólidos no licor negro que entra no efeito 3 e x_{l24} é o teor de sólidos no licor negro que entra no tanque de descarga de licor negro.

$$\dot{m}_{l24} = \frac{\dot{m}_{22} X_{l22}}{x_{l24}} \quad (\text{B.74})$$

O balanço de massa do efeito 1 (\dot{m}_{l1}) é dado pela Equação B.75, onde \dot{m}_{l24} é a vazão de licor na entrada no tanque de descarga de licor negro e \dot{m}_{v2} é a vazão de vapor na entrada do efeito 2.

$$\dot{m}_{l1} = \dot{m}_{l24} + \dot{m}_{v2} \quad (\text{B.75})$$

O balanço de massa do efeito 2 (\dot{m}_{l2}) é dado pela Equação B.76, onde \dot{m}_{l1} é a vazão de licor na entrada do efeito 1 e \dot{m}_{v3} é a vazão de vapor na entrada do efeito 3.

$$\dot{m}_{l2} = \dot{m}_{l1} + \dot{m}_{v3} \quad (\text{B.76})$$

O balanço de massa do efeito 3 (\dot{m}_{22}) é dado pela Equação B.77, onde \dot{m}_{l4} é a vazão de licor na entrada do efeito 4 e \dot{m}_{v4} é a vazão de vapor na entrada do efeito 4.

$$\dot{m}_{22} = \dot{m}_{l4} + \dot{m}_{v4} \quad (\text{B.77})$$

O balanço de massa do efeito 4 (\dot{m}_{l4}) é dado pela Equação B.78, onde \dot{m}_{l5} é a vazão de licor na entrada do efeito 5 e \dot{m}_{v5} é a vazão de vapor na entrada do efeito 5.

$$\dot{m}_{l4} = \dot{m}_{l5} + \dot{m}_{v5} \quad (\text{B.78})$$

O balanço de massa do efeito 5 (\dot{m}_{l5}) é dado pela Equação B.79, onde \dot{m}_{l2} é a vazão de licor na entrada do efeito 2 e \dot{m}_{vC} é a vazão de vapor na entrada no condensador.

$$\dot{m}_{l5} = \dot{m}_{l2} + \dot{m}_{vC} \quad (\text{B.79})$$

O balanço de massa para o tanque de descarga de licor negro (\dot{m}_{l24}) é dado pela Equação B.80, onde \dot{m}_{l25} é a vazão de licor negro que sai do tanque de descarga e \dot{m}_{v3} é a vazão de vapor que sai do tanque de descarga.

$$\dot{m}_{l24} = \dot{m}_{l25} + \dot{m}_{v3A} \quad (\text{B.80})$$

O teor de sólidos no licor que sai do tanque de descarga de licor negro (X_{l25}) é dado pela Equação B.81, onde \dot{m}_{l1} é a vazão de licor na entrada do efeito 1; X_{l1} é o teor de sólidos no licor na entrada do efeito 1 e \dot{m}_{l25} é a vazão de licor negro que sai do tanque de descarga.

$$X_{l25} = \frac{\dot{m}_{l1} X_{l1}}{\dot{m}_{l25}} \quad (\text{B.81})$$

O balanço de massa no tanque de descarga do vapor é dado pela Equação B.82, onde \dot{m}_{v1} é a vazão de vapor vivo na entrada do efeito 1; \dot{m}_{cB} é a vazão de condensado na saída do tanque de descarga de vapor e \dot{m}_{vsB} é a vazão de vapor na saída do tanque de descarga de vapor.

$$\dot{m}_{v1} = \dot{m}_{cB} + \dot{m}_{vsB} \quad (\text{B.82})$$

Para o balanço de energia, desprezou-se perdas energéticas por convecção e por radiação. Deste modo, o balanço de energia do efeito 1 é representado pela Equação B.83, onde \dot{m}_{v1} é a vazão de vapor vivo na entrada do efeito 1; dh_{v1} é a entalpia de vaporização no efeito 1; cp_{l1} é o calor específico do licor no efeito 1; T_{l24} é a temperatura de entrada no tanque de descarga de licor negro; T_{l1} é a temperatura do licor negro na entrada do efeito 1; \dot{m}_{v2} é a vazão de vapor vivo na entrada do efeito 2; dh_{v2} é a entalpia de vaporização no efeito 2.

$$\dot{m}_{v1} dh_{v1} = \dot{m}_{l1} cp_{l1} (T_{l24} - T_{l1}) + \dot{m}_{v2} dh_{v2} \quad (\text{B.83})$$

O balanço de energia do efeito 2 é representado pela Equação B.84, onde \dot{m}_{v2} é a vazão de vapor vivo na entrada do efeito 2; dh_{v2} é a entalpia de vaporização no efeito 2; cp_{l2} é o calor específico do licor no efeito 2; T_{l1} é a temperatura do licor negro na entrada do efeito 1; T_{l2} é a temperatura do licor negro na entrada do efeito 2; \dot{m}_{l2} é a vazão de entrada de licor negro no efeito 2; \dot{m}_{l1} é a vazão de entrada de licor negro no efeito 1; dh_{v3} é a entalpia de vaporização no efeito 3.

$$\dot{m}_{v2} dh_{v2} = \dot{m}_{l2} cp_{l2} (T_{l1} - T_{l2}) + (\dot{m}_{l2} - \dot{m}_{l1}) dh_{v3} \quad (\text{B.84})$$

O balanço de energia do efeito 3 é representado pela Equação B.85, onde \dot{m}_{v3} é a vazão de vapor vivo na entrada do efeito 3; \dot{m}_{vsA} é a vazão de vapor que sai do tanque de descarga de licor; \dot{m}_{vsB} é a vazão de vapor na saída do tanque de descarga de vapor; dh_{v3} é a entalpia de vaporização no efeito 3; \dot{m}_{l3} é a vazão de entrada de licor negro no efeito 3; cp_{l3} é o calor específico do licor no efeito 3; T_{l4} é a temperatura do licor negro na entrada do efeito 4; T_{l3} é a temperatura do licor negro na entrada do efeito 3; \dot{m}_{v4} é a vazão de vapor vivo na entrada do efeito 4; dh_{v4} é a entalpia de vaporização no efeito 4.

$$(\dot{m}_{v3} + \dot{m}_{vsA} + \dot{m}_{vsB}) dh_{v3} = \dot{m}_{l3} cp_{l3} (T_{l4} - T_{l3}) + \dot{m}_{v4} dh_{v4} \quad (\text{B.85})$$

O balanço de energia do efeito 4 é representado pela Equação B.86, onde \dot{m}_{v4} é a vazão de vapor vivo na entrada do efeito 4; dh_{v4} é a entalpia de vaporização no efeito 4; cp_{l4} é o calor específico do licor no efeito 4; T_{l5} é a temperatura do licor negro na entrada do efeito 5; T_{l4} é a temperatura do licor negro na entrada do efeito 4; \dot{m}_{v5} é a vazão de vapor vivo na entrada do efeito 5; dh_{v5} é a entalpia de condensação no efeito 5.

$$\dot{m}_{v4} dh_{v4} = \dot{m}_{l4} cp_{l4} (T_{l5} - T_{l4}) + \dot{m}_{v5} dh_{v5} \quad (\text{B.86})$$

O balanço de energia do efeito 5 é representado pela Equação B.87, onde \dot{m}_{v5} é a vazão de vapor vivo na entrada do efeito 5; dh_{v5} é a entalpia de vaporização no efeito 5; cp_{l5} é o calor específico do licor no efeito 5; T_{l2} é a temperatura do licor negro na entrada do efeito 2; T_{l5} é a temperatura do licor negro na entrada do efeito 5; \dot{m}_{vC} é a vazão de vapor na entrada no condensador; dh_{vC} é a entalpia de condensação no último efeito.

$$\dot{m}_{v5} dh_{v5} = \dot{m}_{l5} cp_{l5} (T_{l2} - T_{l5}) + \dot{m}_{vC} dh_{vC} \quad (\text{B.87})$$

O balanço de energia no tanque de descarga de licor negro é representado pela Equação B.88, onde \dot{m}_{vSA} é a vazão de vapor que sai do tanque de descarga; dh_{vA} é a entalpia de vaporização no tanque de descarga de licor negro; \dot{m}_{l24} é a vazão de licor negro que entra no tanque de descarga de licor negro; cp_{lA} é o calor específico do licor negro no tanque de descarga; T_{l24} é a temperatura de entrada no tanque de descarga de licor negro; T_{l25} é a temperatura de saída no tanque de descarga de licor negro.

$$\dot{m}_{vSA} dh_{vA} = \dot{m}_{l24} cp_{lA} (T_{l24} - T_{l25}) \quad (\text{B.88})$$

O balanço de energia no tanque de descarga de vapor é representado pela Equação B.89, onde \dot{m}_{vSB} é a vazão de vapor que sai do tanque de descarga de vapor; dh_{vB} é a entalpia

de vaporização no tanque de descarga de vapor; \dot{m}_{v1} é a vazão de vapor vivo na entrada do efeito 1; cp_a é o calor específico da água; T_{v1} é a temperatura do vapor condensante no efeito 1; T_{vB} é a temperatura no tanque de descarga de vapor.

$$\dot{m}_{vB} dh_{vB} = \dot{m}_{v1} cp_a (T_{v1} - T_{vB}) \quad (\text{B.89})$$

Os valores de calores específicos dos licores (cp_{li}) foram calculados a partir da Equação B.90, onde X_{li} é o teor de sólidos do licor.

$$cp_{li} = 1,46X_{li} + 4,19(1 - X_{li}) \quad (\text{B.90})$$

Na Tabela 68 estão dispostos os valores de referência empregados para os cálculos.

Tabela 68 - Valores de referência empregados para os cálculos do evaporador EV-301.

Variável	Descrição	Valor	Unidade
cp_a	Calor específico da água	4,187	MJ/ton°C
cp_{lA}	Calor específico do licor na entrada do tanque de descarga	3,19	MJ/ton°C
dh_{v1}	Entalpia de vaporização no efeito 1	2.134	MJ/ton
dh_{v2}	Entalpia de vaporização no efeito 2	2.201	MJ/ton
dh_{v3}	Entalpia de vaporização no efeito 3	2.259	MJ/ton
dh_{v4}	Entalpia de vaporização no efeito 4	2.293	MJ/ton
dh_{v5}	Entalpia de vaporização no efeito 5	2.319	MJ/ton
dh_{vA}	Entalpia de vaporização na entrada do tanque de descarga	2.259	MJ/ton

Variável	Descrição	Valor	Unidade
cp_a	Calor específico da água	4,187	MJ/ton°C
cp_{lA}	Calor específico do licor na entrada do tanque de descarga	3,19	MJ/ton°C
dh_{v1}	Entalpia de vaporização no efeito 1	2.134	MJ/ton
dh_{vB}	Entalpia de vaporização no saída do tanque de descarga	2.259	MJ/ton
dh_{vC}	Entalpia de vaporização na entrada do condensador	2.348	MJ/ton
\dot{m}_{v1}	Vazão de vapor no efeito 1	2,25	ton/h
P_{v1}	Pressão do vapor condensante no efeito 1	0,322	MPa
P_{v2}	Pressão do vapor condensante no efeito 2	0,198	MPa
P_{v3}	Pressão do vapor condensante no efeito 3	0,098	MPa
P_{v4}	Pressão do vapor condensante no efeito 4	0,059	MPa
P_{v5}	Pressão do vapor condensante no efeito 5	0,040	MPa
T_{l1}	Temperatura do licor negro no efeito 1	102	°C
T_{l2}	Temperatura do licor negro no efeito 2	66	°C
T_{l3}	Temperatura do licor negro no efeito 3	76	°C
T_{l4}	Temperatura do licor negro no efeito 4	87	°C
T_{l5}	Temperatura do licor negro no efeito 5	77,5	°C
T_{l24}	Temperatura do licor negro na entrada do tanque de descarga de licor	124	°C

Variável	Descrição	Valor	Unidade
cp_a	Calor específico da água	4,187	MJ/ton°C
cp_{lA}	Calor específico do licor na entrada do tanque de descarga	3,19	MJ/ton°C
dh_{v1}	Entalpia de vaporização no efeito 1	2.134	MJ/ton
T_{l25}	Temperatura do licor negro na saída do tanque de descarga de licor	124	°C
T_{v1}	Temperatura do vapor condensante no efeito 1	200	°C
T_{v2}	Temperatura do vapor condensante no efeito 2	120	°C
T_{v3}	Temperatura do vapor condensante no efeito 3	99	°C
T_{v4}	Temperatura do vapor condensante no efeito 4	86	°C
T_{v5}	Temperatura do vapor condensante no efeito 5	76	°C
T_{vB}	Temperatura no tanque de descarga de vapor	99	°C
x_{l1}	Teor de sólidos no licor na entrada do efeito 1	0,316	kg sólidos/kg solução

Fonte: Adaptado de Nakamura, Martinez, 2014.

Na Tabela 69 estão dispostos os resultados obtidos a partir da resolução dos balanços de massa e energia para o evaporador de múltiplo efeito. Salienta-se que as vazões de vapor obtidas possuem o mesmo valor numérico que as vazões de condensado sujo que serão formadas e enviadas para a ETE, visto que ocorre apenas mudança de fase da corrente e é explicado pelo balanço de massas por efeito.

Tabela 69 - Resultados dos balanços para o evaporador EV-301.

Variável	Descrição	Valor	Unidade
cp_{l1}	Calor específico do licor no efeito 1	3,327	MJ/ton°C

cp_{l2}	Calor específico do licor no efeito 2	3,595	MJ/ton°C
cp_{l3}	Calor específico do licor no efeito 3	4,095	MJ/ton°C
cp_{l4}	Calor específico do licor no efeito 4	4,091	MJ/ton°C
cp_{l5}	Calor específico do licor no efeito 5	4,021	MJ/ton°C
\dot{m}_{cB}	Vazão de condensado	1,829	ton/h
\dot{m}_{l1}	Vazão de licor negro no efeito 1	3,731	ton/h
\dot{m}_{l2}	Vazão de licor negro no efeito 2	5,409	ton/h
\dot{m}_{l22}	Vazão de licor negro no efeito 3	33,868	ton/h
\dot{m}_{l4}	Vazão de licor negro no efeito 4	32,423	ton/h
\dot{m}_{l5}	Vazão de licor negro no efeito 5	19,020	ton/h
\dot{m}_{l24}	Vazão de licor negro na entrada do tanque de descarga de licor	1,690	ton/h
\dot{m}_{l25}	Vazão de licor negro na saída do tanque de descarga de licor	1,648	ton/h
\dot{m}_{vC}	Vazão de vapor na entrada do condensador	13,611	ton/h
\dot{m}_{v2}	Vazão de vapor no efeito 2	2,041	ton/h
\dot{m}_{v3}	Vazão de vapor no efeito 3	1,678	ton/h
\dot{m}_{v4}	Vazão de vapor no efeito 4	1,445	ton/h
\dot{m}_{v5}	Vazão de vapor no efeito 5	13,402	ton/h
\dot{m}_{vsA}	Vazão de vapor na saída do tanque de descarga de licor	0,043	ton/h

\dot{m}_{vsB}	Vazão de vapor na saída no tanque de descarga de vapor	0,421	ton/h
X_{l2}	Teor de sólidos no licor no efeito 2	0,218	kg sólidos/kg solução
X_{l22}	Teor de sólidos no licor no efeito 3	0,035	kg sólidos/kg solução
X_{l4}	Teor de sólidos no licor no efeito 4	0,036	kg sólidos/kg solução
X_{l5}	Teor de sólidos no licor no efeito 5	0,062	kg sólidos/kg solução
X_{ls24}	Teor de sólidos no licor na entrada do tanque de descarga de licor	0,697	kg sólidos/kg solução
X_{l25}	Teor de sólidos no licor na saída do tanque de descarga de licor	0,716	kg sólidos/kg solução

Fonte: Autores, 2024.

Empregou-se como coeficiente global de troca térmica o valor de 1550 W/m²°C para os efeitos 1 - 4, no efeito 5 empregou-se como coeficiente global de troca térmica um valor igual a 5000 W/m²°C (SILVA, 2012). Realizou-se a mudança de coeficientes conforme discutido em sugestões futuras no trabalho desenvolvido por Silva (2012). Assim, determinou-se o calor cedido pelo vapor em cada efeito (Q_i), a partir da Equação B.91, onde \dot{m}_i representa a vazão de vapor do efeito e dhv_i a entalpia de vaporização do efeito.

$$Q_i = \dot{m}_i dhv_i \quad (\text{B.91})$$

Em posse dos calores, e empregando-se os coeficientes globais de acordo com Silva (2021), calculou-se a área de troca térmica de cada efeito, empregando-se a Equação B.92, onde ΔT_i representa a variação de temperatura que ocorre no efeito.

$$Q_i = UA_i \Delta T_i \quad (\text{B.92})$$

Assim, calculou-se as dimensões de cada efeito, bem como sua respectiva área de troca térmica. Os resultados dos cálculos estão presentes na Tabela 70.

Tabela 70 - Dimensões dos efeitos do evaporador EV-301.

	Efeito 1	Efeito 2	Efeito 3	Efeito 4	Efeito 5
Calor cedido pelo vapor (MJ/h)	4.801,5	4.491,1	3.791,1	3.313,6	31.080,0
Altura (m)	2,60	4,32	6,98	8,34	24,48
Diâmetro (m)	3	6	6	6	6
Área de troca térmica (m ²)	38,70	137,98	188,14	213,78	518,00

Fonte: Autores, 2024.

Ainda, os condensados sujos oriundos dos efeitos e do condensador são direcionados à saída do sistema, de modo que a corrente 50, com destino à ETE, tem valor igual a 21.467,81 kg/h.

Desse modo, a energia total requerida em todos os efeitos é igual a 47.477,20 MJ/h, e com isso obteve-se uma área de troca térmica média igual a 219,30 m² para realizar a concentração do licor negro fraco em licor negro forte. Com base na vazão de operação do evaporador de cinco efeitos, selecionou-se o equipamento Evaporador de 5 Efeitos em Contracorrente da empresa Tropical Food Machinery, presente no Anexo A.13a. Além disso, selecionou-se para completar o sistema de evaporação o tanque de descarga TA-301, presente no Anexo A.13b.

APÊNDICE B.3.3 - BALANÇOS DE MASSA E ENERGIA DA CALDEIRA DE RECUPERAÇÃO CR-301

Para a definição do balanço de massa da caldeira CR-301 assumiu-se que perdas menores de massa são ignoradas, portanto, de acordo com Saturnino (2012), todo licor negro inserido na caldeira (corrente 25) conterà 71,55% de sólidos secos (\dot{m}_{BLS}). Este valor de sólidos contidos no licor negro servirá como base de cálculo nas equações adiante, a fim de facilitar o equacionamento para diferentes vazões de licor negro produzido. Além disso, é definido que a eficiência de redução de fundição da caldeira é de 90% e que os inertes serão considerados nulos nestes cálculos. Desse modo, calcula-se a vazão de sólidos secos no licor pela Equação B.93.

$$\dot{m}_{BLS} = \dot{m}_{25} \cdot 0,7155 \quad (\text{B.93})$$

A vazão de entrada total de licor negro na caldeira a 99°C é de 1.647,73 kg/h (corrente 25) provinda do tanque de descarga TA-301, assim a quantia de sólidos secos (\dot{m}_{BLS}) de acordo com a Equação B.93 é 1.178,995 kg/h.

A partir da Equação B.94, pode-se iniciar o balanço de massa global da caldeira, onde fazem parte das correntes de entrada a corrente 25 (\dot{m}_{25}), que é o licor negro que é alimentado na caldeira, a corrente 26 (\dot{m}_{26}), que é a corrente de *makeup*, a corrente 28 (\dot{m}_{28}), que é o ar de combustão e a corrente 29 (\dot{m}_{29}), que é a água de alimentação necessária. Fazem parte das correntes de saída a corrente 30 (\dot{m}_{30}), que é a corrente de vapor a alta pressão, a corrente 31 (\dot{m}_{31}), que são os gases de combustão, e, finalmente, a corrente 32 (\dot{m}_{32}), que é o *smelt* que posteriormente será direcionado ao tanque de dissolução TM-303.

$$\dot{m}_{25} + \dot{m}_{26} + \dot{m}_{28} + \dot{m}_{29} = \dot{m}_{30} + \dot{m}_{31} + \dot{m}_{32} \quad (\text{B.94})$$

A partir da definição de entradas e saídas, foi possível calcular o balanço mássico para cada uma das correntes.

Saturnino (2012), definiu que a corrente de *makeup* (corrente 26) composta por Na₂SO₄ anidro, que entra a uma temperatura de 25°C a vazão de 35,37 kg/h, é cerca de 3% do fluxo de sólidos do licor negro (\dot{m}_{26}) de acordo com a Equação B.95 e a composição de cada um dos elementos presentes nessa corrente de reposição está descrita na Tabela 71. Com isso, duas das correntes de entrada na caldeira ficam definidas no processo.

$$\dot{m}_{26} = \dot{m}_{BLS} \cdot 0,03 \quad (\text{B.95})$$

Tabela 71 - Composição química dos sólidos na corrente de reposição do sulfato.

Elementos no <i>makeup</i>	Composição elementar em base seca (%)
Oxigênio	44,8
Sódio	32,4
Enxofre	22,4

Cloro	0,4
Inertes (Si, A, etc)	0

Fonte: Autores, 2024.

Para se obter a quantidade de *smelt* gerada contabilizou-se cada um dos sais inorgânicos recuperados. Para este balanço material por componente foi descrito na Tabela 72 a composição química elementar do licor negro e consideradas as reações químicas de acordo com a Tabela 73.

Tabela 72 - Composição química do licor negro proveniente do processo Kraft.

Elementos no Licor Negro	Composição elementar em base seca (%)
Carbono	31,7
Hidrogênio	3,6
Oxigênio	35,8
Sódio	19,7
Potássio	2,2
Enxofre	4,4
Cloro	2,6
Inertes (N, Si, Al, etc)	0

Fonte: Adaptado de CARDOSO *et al.*, 2009.

Tabela 73 - Reações químicas de redução na caldeira de recuperação CR-301.

Produtos	Reações
Na ₂ S	$2\text{Na} + \text{S} \rightarrow \text{Na}_2\text{S}$
Na ₂ SO ₄	$2\text{Na} + \text{S} + 2\text{O}_2 \rightarrow \text{Na}_2\text{SO}_4$
NaCl	$\text{Na} + \text{Cl} \rightarrow \text{NaCl}$
Na ₂ CO ₃	$4\text{Na} + 2\text{C} + 3\text{O}_2 \rightarrow 2\text{Na}_2\text{CO}_3$
K ₂ CO ₃	$4\text{K} + 2\text{C} + 3\text{O}_2 \rightarrow 2\text{K}_2\text{CO}_3$

Fonte: Adaptado de Saturnino, 2012.

O balanço mássico do Na_2S nos sólidos no licor negro (*Black Liquor Solids* - BLS) definido será calculado pela quantidade total de sólidos no licor negro que entra na caldeira (\dot{m}_{BLS}), pelo teor de enxofre no licor (C_S) descrito na Tabela 72, pela eficiência de redução de fundição da caldeira ($\eta_{caldeira}$) e pela razão do peso molecular do Na_2S pelo peso molecular do S, conforme descrito pela Equação B.96.

$$\dot{m}_{32, Na_2S} \text{ do BLS} = \dot{m}_{BLS} \cdot C_S \cdot \eta_{caldeira} \cdot \left(\frac{PM_{Na_2S}}{PM_S} \right) \quad (\text{B.96})$$

Como há presença de Na e S, parte do Na_2S pode vir a ser gerado por reações na caldeira, com isso, foi incluído o cálculo da reposição através da vazão de sólidos no licor negro (\dot{m}_{BLS}), o teor de enxofre na reposição ($C_{S,26}$) descrito na Tabela 71, a eficiência de redução de fundição da caldeira ($\eta_{caldeira}$), a taxa de entrada de reposição ($x_{reposição}$) e pela razão do peso molecular do Na_2S pelo peso molecular do S, conforme descrito pela Equação B.97.

$$\dot{m}_{32, Na_2S} = \dot{m}_{BLS} \cdot C_{S,26} \cdot \eta_{caldeira} \cdot x_{reposição} \cdot \left(\frac{PM_{Na_2S}}{PM_S} \right) \quad (\text{B.97})$$

O respectivo valor total de Na_2S está descrito na Tabela 74.

O balanço mássico do Na_2SO_4 produzido dos sólidos no licor negro (BLS) será calculado de forma semelhante ao Na_2S , porém considerando que o enxofre restante não produzirá Na_2S , através da quantidade total de sólidos no licor negro que entra na caldeira (\dot{m}_{BLS}), o teor de enxofre no licor (C_S) descrito na Tabela 72, pelo “restante” da eficiência de redução de fundição da caldeira ($1 - \eta_{caldeira}$) e pela razão do peso molecular do Na_2SO_4 pelo peso molecular do S, conforme descrito pela Equação B.98.

$$\dot{m}_{32, Na_2SO_4} \text{ do BLS} = \dot{m}_{BLS} \cdot C_S \cdot (1 - \eta_{caldeira}) \cdot \left(\frac{PM_{Na_2SO_4}}{PM_S} \right) \quad (\text{B.98})$$

Considerando a porção de reposição anterior, ainda contabilizando a vazão de sólidos no licor negro (\dot{m}_{BLS}), o teor de enxofre na reposição ($C_{S,26}$), o “restante” da eficiência de

redução de fundição da caldeira ($\eta_{caldeira}$), a taxa de entrada de reposição ($x_{reposição}$) e pela razão do peso molecular do Na_2SO_4 pelo peso molecular do S, conforme descrito pela Equação B.99 obtém-se o valor do Na_2SO_4 .

$$\dot{m}_{32, Na_2SO_4} = \dot{m}_{BLS} \cdot C_{S, 26} \cdot (1 - \eta_{caldeira}) \cdot x_{reposição} \cdot \left(\frac{PM_{Na_2SO_4}}{PM_S} \right) \quad (\text{B.99})$$

O respectivo valor total de Na_2SO_4 está descrito na Tabela 74.

O balanço mássico do NaCl produzido pelos sólidos no licor negro (BLS) será calculado pela quantidade total de sólidos no licor negro que entra na caldeira (\dot{m}_{BLS}), pelo teor de cloro no licor (C_{Cl}) descrito na Tabela 72 e pela razão do peso molecular do NaCl pelo peso molecular do Cl, conforme descrito pela Equação B.100.

$$\dot{m}_{32, NaCl} \text{ do BLS} = \dot{m}_{BLS} \cdot C_{Cl} \cdot \left(\frac{PM_{NaCl}}{PM_{Cl}} \right) \quad (\text{B.100})$$

Para realizar o cálculo do valor da reposição foi incluído a vazão de sólidos no licor negro (\dot{m}_{BLS}), o teor de cloro na reposição ($C_{Cl, 26}$), a taxa de entrada de reposição ($x_{reposição}$) e a razão do peso molecular do NaCl pelo peso molecular do Cl, conforme descrito pela Equação B.101.

$$\dot{m}_{32, NaCl} = \dot{m}_{BLS} \cdot C_{Cl, 26} \cdot x_{reposição} \cdot \left(\frac{PM_{NaCl}}{PM_{Cl}} \right) \quad (\text{B.101})$$

O respectivo valor total de NaCl está descrito na Tabela 74.

O balanço mássico do Na_2CO_3 produzido dos sólidos no licor negro (BLS) pode ser definido pela redução do Na restante, que é calculado pela quantidade total de sólidos no licor negro que entra na caldeira (\dot{m}_{BLS}), pela quantidade do teor de sódio (C_{Na}) subtraído pela quantidade, já reduzida anteriormente, do teor de enxofre (C_S) e do cloro (C_{Cl}) no licor descrito na Tabela 72, pela razão do peso molecular entre 2 mols de Na e 1 mol do S, entre 1 mol de Na e 1 de Cl e entre 1 mol de Na_2CO_3 e 2 mols de Na, conforme descrito pela Equação B.102.

$$\begin{aligned} \dot{m}_{32, Na_2CO_3} \text{ do BLS} &= \dot{m}_{BLS} \cdot (C_{Na} - C_S \cdot \left(\frac{2PM_{Na}}{PM_S}\right) \\ &\quad - C_{Cl} \cdot \left(\frac{PM_{Na}}{PM_{Cl}}\right)) \cdot \left(\frac{PM_{Na_2CO_3}}{2PM_{Na}}\right) \end{aligned} \quad (B.102)$$

O respectivo valor total de Na_2CO_3 está descrito na Tabela 74.

O balanço mássico do K_2CO_3 nos sólidos no licor negro (BLS) foi obtido pela quantidade total de sólidos no licor negro que entra na caldeira (\dot{m}_{BLS}), pela teor de potássio no licor (C_K) descrito na Tabela 72 e pela razão do peso molecular do K_2CO_3 pelo peso molecular de 4 moles de K, conforme descrito pela Equação B.103.

$$\dot{m}_{32, K_2CO_3} \text{ do BLS} = \dot{m}_{BLS} \cdot C_K \cdot \left(\frac{PM_{K_2CO_3}}{PM_{4K}}\right) \quad (B.103)$$

O respectivo valor total de K_2CO_3 está descrito na Tabela 74.

Para se obter o balanço mássico dos componentes saindo na corrente 32 somaram-se os componentes sólidos produzidos pela corrente de licor negro de acordo com a Equação B.104.

$$\begin{aligned} \dot{m}_{32, licor} &= \dot{m}_{32, Na_2S} \text{ do BLS} + \dot{m}_{32, Na_2SO_4} \text{ do BLS} \\ &\quad + \dot{m}_{32, NaCl} \text{ do BLS} + \dot{m}_{32, Na_2CO_3} \text{ do BLS} + \dot{m}_{32, K_2CO_3} \end{aligned} \quad (B.104)$$

E o somatório dos componentes sólidos produzidos pela corrente de *makeup* de acordo com a Equação B.105.

$$\dot{m}_{32, make-up} = \dot{m}_{32, Na_2S} + \dot{m}_{32, Na_2SO_4} + \dot{m}_{32, NaCl} \quad (B.105)$$

A partir destes cálculos é possível obter a vazão do *smelt* da caldeira que sai a $859,85^\circ\text{C}$, a partir do somatório dos componentes inorgânicos presentes nos sólidos do licor negro e na corrente de *make-up* de acordo com a Equação B.106.

$$\dot{m}_{32} = \dot{m}_{32, licor} + \dot{m}_{32, makeup} \quad (\text{B.106})$$

Todos os valores por componentes estão evidenciados na Tabela 74.

Tabela 74 - Vazão por componentes na corrente de *smelt*.

Componentes	Vazão total de componentes (kg/h)
Na ₂ S	131,18
Na ₂ SO ₄	26,54
NaCl	50,75
Na ₂ CO ₃	317,61
K ₂ CO ₃	45,84
Inertes (N, Si, Al, etc)	0
Total	571,91

Fonte: Autores, 2024.

Posteriormente foi definida a água gerada pela combustão dos sólidos no vapor de saída dos gases de combustão, parte da corrente 31, de 381,99 kg/h obtida pela Equação B.107, onde se tem a quantidade total de sólidos no licor negro que entra na caldeira (\dot{m}_{BLS}), o teor de hidrogênio contido nos sólidos do licor (C_H) descrito na Tabela 72 e o peso molecular de 1 mol de H₂O por 2 mols de H.

$$\dot{m}_{31, vapor} = \dot{m}_{\text{água gerada}} = \dot{m}_{BLS} \cdot C_H \cdot \left(\frac{PM_{H_2O}}{2PM_H} \right) \quad (\text{B.107})$$

O ar de combustão (corrente 28) necessário foi calculado a partir da necessidade de oxigênio para a combustão estequiométrica da porção orgânica dos sólidos secos do licor negro. Portanto, primeiro se obteve a fração de CO₂ nos gases de combustão da corrente 31 gerado sendo 1.223,95 CO₂ kg/h considerando a quantidade total de sólidos no licor negro que entra na caldeira (\dot{m}_{BLS}), o teor de carbono no licor (C_C), descrito na Tabela 72, subtraídas as quantidades de Na₂CO₃ e K₂CO₃ presentes no *smelt* e multiplicadas pela razão entre o peso molecular do CO₂ e do C, conforme descrito pela Equação B.108.

$$\dot{m}_{28, CO_2} = \left(\dot{m}_{BLS} \cdot C_C - \dot{m}_{Na_2CO_3} \cdot \left(\frac{PM_C}{PM_{Na_2CO_3}} \right) - \dot{m}_{K_2CO_3} \cdot \left(\frac{PM_C}{PM_{2K_2CO_3}} \right) \right) \cdot \left(\frac{PM_{CO_2}}{PM_C} \right) \quad (B.108)$$

Logo em seguida, com base nas quantidades de produtos químicos gerados pelas reações orgânicas e inorgânicas na caldeira de recuperação, foi possível estimar a necessidade estequiométrica do oxigênio para a geração de cada um dos produtos químicos multiplicando a quantidade formada do componente pela quantidade de oxigênio necessária. O cálculo foi efetuado para todos os produtos químicos (Na_2SO_4 , Na_2CO_3 , K_2CO_3 , CO_2 e H_2O). Uma vez somadas todas as reações individuais obteve-se o total necessário de oxigênio como sendo 1.401,40 kg/h ($\dot{m}_{O_2, estequiométrico}$).

Ainda, considerou-se o oxigênio que entra com o licor negro e também com os produtos de reposição, calculado pela quantidade total de sólidos no licor negro que entra na caldeira (\dot{m}_{BLS}), o teor de oxigênio contido no licor (C_O) descrito na Tabela 72 e somado a quantidade de reposição representada pelo oxigênio, de acordo como calculado na Equação B.109.

$$\dot{m}_{27, O_2} = \dot{m}_{BLS} \cdot C_O + \dot{m}_{BLS} \cdot x_{makeup} \cdot C_{26, O} \quad (B.109)$$

Considerando o valor calculado de 437,93 kg/h de oxigênio presente no licor negro e nos produtos de reposição, e que o restante necessário (\dot{m}_{28, O_2}) precisa estar contido na corrente do ar de combustão, calculado através da Equação B.110, assumiu-se que a composição do ar era 23,2% de O_2 e 76,8% de N_2 e através da estequiometria obteve-se a quantidade de 4.152,91 kg/h de ar necessário ($\dot{m}_{28, ar estequiométrico}$) conforme Equação B.111.

$$\dot{m}_{28, O_2} = \dot{m}_{O_2, estequiométrico} - \dot{m}_{27, O_2} \quad (B.110)$$

$$\dot{m}_{28, ar estequiométrico} = \frac{\dot{m}_{28, O_2}}{0,232} \quad (B.111)$$

Para identificar a quantidade de ar total admitida na caldeira, é importante considerar que a quantidade necessária de ar de combustão que é conduzida para o interior da caldeira por ventiladores de tiragem fornece uma quantidade de ar superior a 6% da quantia

estequiométrica, além disso, por conta do grande porte da caldeira, considerou-se uma estimativa de infiltração por conta de diversos vazamentos de 9% do ar estequiométrico (SATURNINO, 2012). Assim, somou-se o valor estequiométrico do ar necessário (4.152,91 kg/h) ao ar total em excesso (622,94 kg/h) e pôde-se obter o valor total de ar seco a 26°C como sendo 4.775,85 kg/h (corrente 28).

Por último, foi calculado o gás de combustão (corrente 31) gerado pela caldeira de recuperação no qual foi considerado uma quantidade de água que entrou com o licor negro, uma vez que o licor pesado contém 71,55% de sólidos secos, sendo a quantidade restante água. Conseqüentemente, essa água será eliminada com os gases de combustão. Também foi contabilizado o ar que entra na caldeira com alguma umidade. Assim, considerando o vapor junto ao licor negro, a umidade no ar e o vapor de sopro de fuligem, o vapor de água total adicionado aos gases de combustão é de 779,59 kg/h ($\dot{m}_{31, \text{vapor}}$) a 210°C.

Finalmente, através da soma total de gases gerado no processos de combustão (CO₂ e H₂O), do fluxo total de ar e o vapor total de água, definiu-se o valor total do gás de combustão (*stack gás*) na caldeira de recuperação como sendo 6.228,95 kg/h (corrente 31).

Para o balanço energético da caldeira de recuperação deve-se considerar o calor sensível ($c_{\text{licor negro}}$) que entra na caldeira com os sólidos do licor negro, para isso se contabilizou através da capacidade calorífica do licor negro sendo igual a 2,65 kJ/kg°C ($Cp_{\text{licor negro}}$), a quantidade de licor negro e a diferença de temperatura, onde a temperatura de referência é considerada 25°C (T_{ref}) e a temperatura de entrada do licor é 99°C ($T_{\text{entrada do licor}}$), conforme a Equação B.112.

$$c_{\text{licor negro}} = \frac{1}{0,7155} \cdot Cp_{\text{licor negro}} \cdot (T_{\text{entrada do licor}} - T_{\text{ref}}) \quad (\text{B.112})$$

Portanto o calor sensível no licor negro é de 323.119,14 kJ/h.

O ar também contém calor sensível e é calculado de forma semelhante, considerando o fluxo total de ar (\dot{m}_{ar}) calculada anteriormente, uma capacidade calorífica de 1,006 kJ/kg°C (Cp_{ar}) e a temperatura do ar na entrada da caldeira de 26°C ($T_{\text{entrada de ar}}$) de acordo com a Equação B.113 resultando em 4.804,51 kJ/h.

$$c_{\text{ar}} = \dot{m}_{\text{ar}} \cdot Cp_{\text{ar}} \cdot (T_{\text{entrada de ar}} - T_{\text{ref}}) \quad (\text{B.113})$$

Para o cálculo do pré aquecedor, há uma única ressalva que torna o cálculo diferente do calor sensível do ar que é a vazão de ar forçado (tiragem).

O soprador de fuligem, que é usado para remover depósitos que podem acumular-se nos bancos de tubos na área de troca de calor, utiliza vapor proveniente da água de alimentação da caldeira. A quantidade de calor na água de alimentação destinada a estes sopradores de fuligem é de cerca de 75.581,82 kJ/h contabilizados pela Equação B.114, no qual multiplicou o fluxo de vapor do soprador de fuligem ($\dot{m}_{\text{vapor soprador}}$), calculado pela Equação B.115, pela capacidade térmica da água de 4,19 kJ/kg°C ($Cp_{\text{água}}$) e a diferença de temperatura da água de alimentação na caldeira de 110°C ($T_{\text{água de alimentação}}$) e da temperatura de referência igual a 25°C (T_{ref}).

$$\dot{m}_{\text{vapor soprador}} = \dot{m}_{\text{BLS}} \cdot 0,18 \quad (\text{B.114})$$

$$C_{\text{água de alimentação, vapor de fuligem}} = \dot{m}_{\text{vapor soprador}} \cdot Cp_{\text{água}} \cdot (T_{\text{água de alimentação}} - T_{\text{ref}}) \quad (\text{B.115})$$

Foi necessário incluir na contabilização o fluxo de purga onde se concentra o vapor de baixa pressão que é distribuído para diversos fins indiscriminados. De acordo com a Equação B.116 foi considerado o fluxo de purga já conhecido como 11% do fluxo de sólidos no licor negro (\dot{m}_{purga}) e calculado através da Equação B.117, a capacidade térmica da água ($Cp_{\text{água}}$) e a diferença de temperatura da água de alimentação na caldeira de 110°C ($T_{\text{água de alimentação}}$) e da temperatura de referência igual a 25°C (T_{ref}).

$$\dot{m}_{\text{purga}} = \dot{m}_{\text{BLS}} \cdot 0,11 \quad (\text{B.116})$$

$$C_{\text{água de alimentação, purga}} = \dot{m}_{\text{purga}} \cdot Cp_{\text{água}} \cdot (T_{\text{água de alimentação}} - T_{\text{ref}}) \quad (\text{B.117})$$

Portanto, o valor do calor na água de alimentação destinada para purga calculada foi de 46.488.89 kJ/h.

Uma vez obtido todo o calor de entrada na caldeira de recuperação, somou-se todos os valores de entrada para obter a entrada total de calor que resultou em 17.445.806 kJ/h (

$Q_{total\ de\ entrada}$), incluindo-se o calor sensível dos sólidos no licor negro (16.446.977,52 kJ/h) com base na entrada de 1.178,995 kg/h de sólidos no licor negro e o *Higher Heat Value* (HHV) de 13.950 kJ/kg de BLS (SATURNINO, 2012).

Para concluir o balanço de energia da caldeira, foi considerada a energia consumida pelas reações químicas. Para calcular o calor sensível perdido com o gases de combustão com o auxílio da Equação B.118, que resultou em 1.132.162,97 kJ/h, foi considerada a quantidade total de gás de combustão ($\dot{m}_{gases\ de\ combustão}$) e uma capacidade calorífica da mistura igual a 1,02 kJ/kg ($Cp_{mix\ gases\ de\ combustão}$), além da diferença de temperatura dos gases de combustão sendo elas: 210°C ($T_{gases\ de\ combustão}$) e a de referência de vaporização igual a 200°C (T_{ref}).

$$C_{gases\ de\ combustão\ (seco)} = \dot{m}_{gases\ de\ combustão} \cdot Cp_{mix\ gases\ de\ combustão} \cdot (T_{gases\ de\ combustão} - T_{ref}) \quad (B.118)$$

O calor perdido para a água gerada pela combustão dos sólidos (Equação B.107) também teve que ser computado, diante disso, foi considerado o calor latente de vaporização como sendo 2.770,00 kJ/kg°C ($L_{vaporização}$) e a capacidade térmica do vapor de 1,98 kJ/kg°C (Cp_{vapor}) e agora, uma temperatura de referência de 200°C (T_{ref}). O cálculo que totalizou 1.065.687,74 kJ/h de calor perdido foi realizado de acordo com a Equação B.119.

$$C_{água\ formada} = \dot{m}_{água\ gerada} \cdot (L_{vaporização} + Cp_{vapor} \cdot (T_{gases\ de\ combustão} - T_{ref})) \quad (B.119)$$

Além disso, o calor perdido evaporar a água presente no licor negro, calculada através da Equação B.120, foi considerado o mesmo calor latente de vaporização, a mesma capacidade térmica do vapor e mesma temperatura de referência de 200°C (T_{ref}). O cálculo que totalizou 1.307.667,37 kJ/h de calor perdido por evaporação da água do licor foi realizado de acordo com a Equação B.121.

$$\dot{m}_{água\ no\ licor} = \frac{\dot{m}_{BLS}}{0,7155} - \dot{m}_{BLS} \quad (B.120)$$

$$C_{evap.\ água\ do\ licor} = \dot{m}_{água\ no\ licor} \cdot (L_{vaporização} + Cp_{vapor} \cdot (T_{gases\ de\ combustão} - T_{ref})) \quad (B.121)$$

Definindo agora a corrente fundida, foi preciso encontrar a perda de calor sensível com a saída do smelt da caldeira. De acordo com o fluxo de smelt proveniente da caldeira e a capacidade calorífica do smelt sendo 1.350,00 kJ/kg°C, o resultado de 772.084,10 kJ/h foi obtido pela Equação B.122.

$$c_{smelt} = \dot{m}_{smelt} \cdot Cp_{smelt} \quad (B.122)$$

Para definir a reação química mais importante que consome energia na caldeira é a de redução dos compostos de enxofre a sulfeto de sódio (Na_2S), nesta formação foram contabilizados o fluxo de Na_2S e o calor total de redução da reação de sulfato a Na_2S , consome 12.900,00 kJ/kg para condições médias de caldeira ($C_{redução\ de\ sulfato\ a\ Na_2S}$). O valor resultante de 1.692.263,47 kJ/h de calor perdido na formação de sulfeto de sódio foi expresso pela Equação B.123.

$$c_{formação\ de\ Na_2S} = \dot{m}_{Na_2S} \cdot C_{redução\ de\ sulfato\ a\ Na_2S} \quad (B.123)$$

Para o cálculo do vapor que sai da caldeira devido o uso do soprador de fuligem foi utilizado o fluxo de vapor do soprador de fuligem como 18 kg/100 kg de BLS ($\dot{m}_{vapor\ soprador}$), foi considerado o calor latente de vaporização como sendo 2.770,00 kJ/kg°C ($L_{vaporização}$) e a capacidade térmica do vapor de 1,98 kJ/kg°C (Cp_{vapor}) e a temperatura dos gases de combustão como 210°C ($T_{gases\ de\ combustão}$). O valor de 592.048,75 kJ/h obtido foi realizado de acordo com a Equação B.124.

$$c_{vapor\ do\ soprador} = \dot{m}_{vapor\ soprador} \cdot (L_{vaporização} + Cp_{vapor} \cdot (T_{gases\ de\ combustão} - T_{ref})) \quad (B.124)$$

Considerando algumas perdas como a por radiação da caldeiras e outras perdas menores por conta de vazamentos e pequenos fluxos, de acordo com muitos fabricantes de caldeiras, considerou-se a perdas por radiação iguais a 0,3% da entrada total de calor e perdas menores não contabilizadas como 2% da entrada total de calor. As perdas por radiação foram de 52.337,42 kJ/h, determinadas de acordo com a Equações B.125.

$$\text{Perda de calor por radiação} = 0,003 \cdot \text{entrada total de calor} \quad (\text{B.125})$$

E o calor perdido por fluxos menores não contabilizados de 348.916,12 kJ/h pela Equação B.126.

$$\text{Perdas menores} = 0,02 \cdot \text{entrada total de calor} \quad (\text{B.126})$$

Portanto, na perda total de calor foram somadas todas as perdas individuais de cada corrente sainte somadas das perdas menores e por radiação totalizando 7.112.310,79 kJ/h de calor perdido ($Q_{\text{total de saída}}$).

Finalmente, o calor disponível para a geração de vapor para a planta industrial ($Q_{\text{geração de vapor}}$) de 10.333.495,21 kJ/h foi calculado pela diferença da entrada de calor pela perda (saída) total de calor, vide Equação B.127. Assim, a partir desta quantidade de energia disponível é possível quantificar a eficiência térmica de 59,23% calculada pela Equação B.128.

$$Q_{\text{geração de vapor}} = Q_{\text{total de entrada}} - Q_{\text{total de saída}} \quad (\text{B.127})$$

$$\eta = \frac{Q_{\text{geração de vapor}}}{Q_{\text{total de entrada}}} \quad (\text{B.128})$$

Assim, é possível determinar a quantidade de vapor gerado como sendo 4.345 kg vapor/h (corrente 30), considerado o aumento de energia ao subtrair da entalpia dada do produto final do vapor igual a 2.839,2 kJ/kg ($H_{\text{corrente de vapor que sai}}$) as energias oriundas das entalpias da água de alimentação na caldeira ($H_{\text{água de alimentação}}$) e do calor latente de vaporização calculado pela capacidade térmica ($Cp_{\text{água}}$) da água de alimentação de acordo com a Equação B.129.

$$\dot{m}_{\text{vapor para a planta}} = \frac{Q_{\text{geração de vapor}}}{H_{\text{corrente de vapor que sai}} - H_{\text{água de alimentação}} - Cp_{\text{água}} \cdot (T_{\text{água de alimentação}} - T_{\text{ref}})} \quad (\text{B.129})$$

A quantidade total de água de alimentação foi determinada pela soma do vapor para a planta, o vapor para o soprador de fuligem e para a água de purga, sendo necessário 4.686,91 água kg/h (corrente 29).

Para o dimensionamento e seleção da caldeira de recuperação CR-301 consultaram-se catálogos de instalações e equipamentos de utilidades industriais, representados no Anexo A.14. A caldeira selecionada para recuperação dos reagentes e produção de vapor para a planta foi a caldeira aquatubular do modelo FM 9-30, de tamanho 30, fornecida pela CBC Indústrias Pesadas S.A., com capacidade nominal de produção de 7.000 kg/h de vapor superaquecido a 200°C e dimensões descritas na Tabela 75.

Tabela 75 - Dimensões da caldeira de recuperação CR-301.

Dimensão	Valor
Altura (m)	3,760
Comprimento (m)	3,020
Largura (m)	3,120
Peso total do equipamento (ton)	19

Fonte: CBC Indústrias Pesadas S.A, 1978.

APÊNDICE B.3.4 - BALANÇOS DE MASSA E ENERGIA DO TANQUE DE DISSOLUÇÃO TM-303

No balanço de massa do tanque de dissolução TM-303, realizou-se o balanço global através da Equação B.130., onde foram consideradas na entrada as correntes de *smelt* (\dot{m}_{32}), com vazão de 571,94 kg/h, proveniente da caldeira CR-301, de licor branco fraco de lavagem (\dot{m}_{41}) e de água (\dot{m}_{33}) e na saída o licor verde bruto (\dot{m}_{35}) como produto junto ao vapor d'água (\dot{m}_{34}).

$$\dot{m}_{32} + \dot{m}_{33} + \dot{m}_{41} = \dot{m}_{34} + \dot{m}_{35} \quad (\text{B.130})$$

A quantidade de licor branco fraco de lavagem provindo do filtro de lamas F-301 necessária foi calculada com base em que 10% da composição de mistura que haveria de ter no tanque seria de *smelt* (LAITINEN, 2016) e o restante, portanto, completado pelo licor

branco da linha de recuperação e a água utilizada para resfriamento do *smelt*, resultando nas vazões dispostas na Tabela 76.

Tabela 76 - Valores das correntes de entradas e saídas no tanque de dissolução TM-303.

Corrente	Vazões (kg/h)
\dot{m}_{32}	571,91
\dot{m}_{33}	1.235,11
\dot{m}_{41}	3.912,12
\dot{m}_{34}	742,20
\dot{m}_{36}	4.976,94

Fonte: Autores, 2024.

Os balanços por componente das correntes de entrada foram descritos conforme as Tabelas 77 e 78.

Tabela 77 - Composição química na corrente de *smelt*.

Smelt	Fração Mássica (kg/kg smelt)	Vazão Mássica (kg/h)
Na ₂ S	0,2294	131,1832
Na ₂ SO ₄	0,0464	26,5356
Na ₂ CO ₃	0,5553	317,6090
NaCl	0,0887	50,7473
K ₂ CO ₃	0,0802	45,8391
Total	1,00	571,9141

Fonte: Autores, 2024.

Tabela 78 - Composição química na corrente de licor branco.

Licor branco fraco de lavagem	Fração Mássica (kg/kg smelt)	Vazão Mássica (kg/h)
Na ₂ S	0,0062	24,14

Na ₂ SO ₄	0,0004	1,54
Na ₂ CO ₃	0,0273	106,87
NaCl	0,0024	9,58
K ₂ CO ₃	0,00	0,00
NaOH	0,0146	57,10
H ₂ O	0,9491	3.712,88
Total	1,00	3.912,12

Fonte: Autores, 2024.

O licor verde, produto proveniente da mistura do *smelt* ao licor branco fraco, contém em sua grande maioria principalmente sulfeto de sódio e carbonato de sódio em solução aquosa (FREDERICK, DANKO, AYERS, 1996). A composição específica do licor verde é disposta na Tabela 79.

Tabela 79 - Composição química na corrente de licor verde.

Licor Verde	Fração Mássica (kg/kg smelt)	Vazão Mássica (kg/h)
Na ₂ S	0,0312	155,3257
Na ₂ SO ₄	0,0056	28,0793
Na ₂ CO ₃	0,0853	424,4745
NaCl	0,0121	60,3317
K ₂ CO ₃	0,0092	45,8391
NaOH	0,0115	57,0989
H ₂ O	0,8451	4.205,7935
Total	1,00	4.976,94

Fonte: Autores, 2024.

Para o balanço energético do tanque de dissolução considerou-se o estudo realizado por Passini (2017), onde realizou-se a análise exérgica da recuperação química da fábrica de papel e celulose, sendo possível considerá-la para a análise energética (Primeira Lei da Termodinâmica), quantificando e apontando a degradação de energia (MORAN *et al.*, 2013).

Para o *smelt*, produto fundido gerado na caldeira, de acordo com a Tabela 77 onde está explícita a sua composição química, fez-se o cálculo da energia envolvida a cada um dos componentes que estavam contidos no *smelt* de entrada no tanque separadamente.

A partir desta afirmativa foram realizados os balanços estequiométricos no qual fez-se o cálculo de entalpia específica e entropia específica utilizando-se das Equações B.131 e B.132 apresentadas por Carvalho (1977) com o uso das informações dispostas na Tabela 80 a temperatura definida de 859,85°C (CARREIRO, 2009).

$$(h_T - h_{298,15}) = 4,186 \cdot (A \cdot T + B \cdot 10^{-3}T^2 + C \cdot 10^5T^{-1} + D) \quad (\text{B.131})$$

$$(s_T - s_{298,15}) = 4,186 \cdot \left[(A \cdot \ln\left(\frac{T}{298,15}\right) + 2 \cdot B \cdot 10^{-3} \cdot (T - 298,15 + \frac{C}{2} \cdot 10^5 \cdot \left(\frac{1}{T^2} - \frac{1}{298,15^2}\right)) \right] \quad (\text{B.132})$$

Tabela 80 - Coeficientes e valores de exergia química padrão dos compostos químicos presentes no *smelt*.

Composto	A	B	C	D	b_0 (kJ/kmol)
Na ₂ CO ₃	45	0	0	-13.100	53.130
Na ₂ S	19,81	0,82	0	-5.979	930.340
Na ₂ SO ₄	47,18	0	0	-10.190	35.00
NaCl	16	0	0	260	22.200
K ₂ CO ₃	-	-	-	-	90.110

Fonte: Carvalho,1977 e Kotas, 1985.

Outros meios de se obter a entalpia e a entropia específica foram necessários para o carbonato de potássio, no qual foram utilizados os parâmetros segundo Chase (1988) descritos na Tabela 81.

Tabela 81 - Coeficientes e valores de exergia química padrão do carbonato de potássio (K₂CO₃).

Coeficientes (24,85°C a 900,85°C)	
A	97,08
B	94,22

C	-2,05
D	0,71
E	-0,95
F	-1.186,50
G	239,58
H	-1.150,18

Fonte: Chase, 1998.

Através da Equação B.133 foi possível se obter o valor para a entalpia a temperatura determinada e consequentemente o valor de entropia.

$$(h_T - h_{298,15}) = (A \cdot T + B \cdot \frac{T^2}{2} + C \cdot \frac{T^3}{3} + D \cdot \frac{T^4}{4} - \frac{E}{T} + H) \quad (B.133)$$

Todos os valores calculados de entalpia e entropia específica de cada um dos componentes do *smelt* podem ser consultados nas Tabelas 82 e 83.

Tabela 82 - Entalpia específica dos componentes do *smelt*.

Composto	Entalpia (kJ/kmol)
Na ₂ CO ₃	158.586,61
Na ₂ S	73.331,83
Na ₂ SO ₄	181.107,04
NaCl	76.972,17
K ₂ CO ₃	134.290,00

Fonte: Carvalho, 1977 e Kotas, 1985.

Tabela 83 - Entropia específica dos componentes do *smelt*.

Composto	Entropia (kJ/kmol.K)
Na ₂ CO ₃	251,48
Na ₂ S	116,44
Na ₂ SO ₄	263,66

NaCl	89,41
K ₂ CO ₃	118,52

Fonte: Carvalho, 1977 e Kotas, 1985.

Portanto, com os valores de vazão molar dos compostos (\dot{n}_i), temperatura de referência de 25°C (T_0), variação de entalpia específica (Δh_{ph}) e de entropia específica (Δs_{ph}) aplicados na Equação B.134, determinou-se o valor de exergia física dos compostos presentes no *smelt* como sendo 411.107,26 kW.

$$B_{ph\ smelt} = \sum_i \dot{n}_i \cdot (\Delta h_{ph} - T_0 \cdot \Delta s_{ph}) \quad (B.134)$$

Na Tabela 80 também estão contidos os dados sobre a exergia química padrão (b_{ch}^0) de cada substância. Assim, foi possível determinar 1.778.687,55 kW de exergia química do *smelt* com a Equação B.135.

$$B_{ch\ smelt} = \sum_i \dot{n}_i \cdot b_{ch}^0 \quad (B.135)$$

Finalmente, somando os resultados das Equações B.134 e B.135, atingiu-se o valor de exergia total do fluxo, determinado pela Equação B.136.

$$B_{smelt} = B_{ph\ smelt} + B_{ch\ smelt} \quad (B.136)$$

Sendo B_{smelt} a exergia do *smelt*, totalizando-se uma quantia de 2.189.794,82 kW.

A partir da composição mássica do licor branco fraco que vem do filtro de lamelas F-301, na corrente 41, fez-se o cálculo de entalpia específica e entropia específica com o uso das informações dispostas na Tabela 84 a temperatura definida de 59,85°C (CARREIRO, 2009).

Tabela 84 - Coeficientes e valores de exergia química padrão dos compostos químicos do licor branco fraco.

Composto	A	B	C	D	b_0 (kJ/kmol)
----------	---	---	---	---	-----------------

Na ₂ CO ₃	45	0	0	-13.100	53.130
Na ₂ S	19,81	0,82	0	-5.979	930.340
Na ₂ SO ₄	47,18	0	0	-10.190	35.00
NaCl	16	0	0	260	22.200
NaOH	0,24	16,21	-3,87	-215	84.490
H ₂ O	7,3	1,23	0	-2.286	3.120

Fonte: Carvalho, 1977 e Kotas, 1985.

Todos os valores calculados de entalpia e entropia específica de cada um dos componentes do licor branco fraco podem ser consultados nas Tabelas 85 e 86.

Tabela 85 - Entalpia específica dos componentes do licor branco fraco.

Composto	Entalpia (kJ/kmol)
Na ₂ CO ₃	7.890,61
Na ₂ S	2.966,45
Na ₂ SO ₄	23.110,65
NaCl	23.391,37
NaOH	2.094,12
H ₂ O	1.177,49

Fonte: Carvalho, 1977 e Kotas, 1985.

Tabela 86 - Entropia específica dos componentes do licor branco fraco.

Composto	Entropia (kJ/kmol.K)
Na ₂ CO ₃	20,82
Na ₂ S	9,41
Na ₂ SO ₄	21,83
NaCl	7,40
NaOH	6,65
H ₂ O	3,74

Fonte: Carvalho, 1977 e Kotas, 1985.

Portanto, com os valores de vazão molar dos compostos (\dot{n}_i), temperatura de referência de 25°C (T_0), variação de entalpia específica (Δh_{ph}) e de entropia específica (Δs_{ph}) aplicados na Equação B.137, determinou-se o valor de exergia física dos compostos presentes no licor branco fraco como sendo 18.614,04 kW.

$$B_{ph \text{ licor branco fraco}} = \sum_i \dot{n}_i \cdot (\Delta h_{ph} - T_0 \cdot \Delta s_{ph}) \quad (\text{B.137})$$

Na Tabela 84 também estão contidos os dados sobre a exergia química padrão (b_{ch}^0) de cada substância. Mas antes foi necessário calcular-se o valor da exergia química específica utilizando-se a fração molar do composto (y_i) através da Equação B.138. Finalmente, foi possível determinar 1.109.017,68 kW de exergia química do licor branco fraco com a Equação B.139.

$$b_{ch i} = y_i \cdot b_{ch}^0 \quad (\text{B.138})$$

$$B_{ch \text{ licor branco fraco}} = \dot{n}_T \cdot \sum b_{ch i} \quad (\text{B.139})$$

Finalmente, somando os resultados das Equações B.138 e B.139, atingiu-se o valor de exergia total do fluxo, determinado pela Equação B.140.

$$B_{licor \text{ branco fraco}} = B_{ph \text{ licor branco fraco}} + B_{ch \text{ licor branco fraco}} \quad (\text{B.140})$$

Sendo $B_{licor \text{ branco fraco}}$ a exergia do smelt, totalizando-se uma quantia de 1.127.631,72 kW.

Para finalizar a determinação do balanço de energia das correntes de entrada, foi definida a corrente de água do tanque de dissolução e os cálculos de entalpia e entropia específica com o uso das informações dispostas na Tabela 87 a temperatura definida de 25°C.

Tabela 87 - Coeficientes e valores de exergia química padrão da água.

Composto	A	B	C	D	b_0 (kJ/kmol)
----------	---	---	---	---	-----------------

H ₂ O	18,4	0	0	-5379	3.120
------------------	------	---	---	-------	-------

Fonte: Carvalho, 1977 e Kotas, 1985.

Todos os valores calculados de entalpia e entropia específica da água podem ser consultados nas Tabelas 88 e 89.

Tabela 88 - Entalpia específica dos componentes da água.

Composto	Entalpia (kJ/kmol)
H ₂ O	5.650,77

Fonte: Carvalho, 1977 e Kotas, 1985.

Tabela 89 - Entropia específica dos componentes da água.

Composto	Entropia (kJ/kmol.K)
H ₂ O	16,91

Fonte: Carvalho, 1977 e Kotas, 1985.

Portanto, com os valores de vazão molar dos compostos (\dot{n}_i), temperatura de referência de 25°C (T_0), variação de entalpia específica (Δh_{ph}) e de entropia específica (Δs_{ph}) aplicados na Equação B.141, determinou-se o valor de exergia física da água como sendo 750.742,00 kW.

$$B_{ph \text{ água}} = \sum_i \dot{n}_i \cdot (\Delta h_{ph} - T_0 \cdot \Delta s_{ph}) \quad (\text{B.141})$$

Na Tabela 87 também estão contidos os dados sobre a exergia química padrão (b_{ch}^0) da água. Mas antes foi necessário calcular-se o valor da exergia química específica utilizando-se a fração molar do composto (y_i) através da Equação B.142. Finalmente, foi possível determinar 213.904,517 kW de exergia química da água com a Equação B.143.

$$b_{ch i} = y_i \cdot b_{ch}^0 \quad (\text{B.142})$$

$$B_{ch \text{ água}} = \dot{n}_T \cdot \sum b_{ch i} \quad (\text{B.143})$$

Finalmente, somando os resultados das Equações B.142 e B.143, atingiu-se o valor de exergia total do fluxo, determinado pela Equação B.144.

$$B_{\text{água}} = B_{ph \text{ água}} + B_{ch \text{ água}} \quad (\text{B.144})$$

Sendo $B_{\text{água}}$ a exergia da água, totalizando-se uma quantia de 964.646,51 kW.

Finalmente, para se concluir o balanço energético do tanque de dissolução considerou-se o licor verde bruto e a parcela de água que evapora ao estar em contato com o *smelt* como as saídas de entrada.

A partir disso fez-se o cálculo de entalpia específica e entropia específica do licor verde bruto (89,85°C) e do vapor de água (99,85°C) (CARREIRO, 2009) utilizando-se das Equações B.131 e B.132 com o uso das informações dispostas anteriormente na Tabela 84.

Os cálculos de entalpia e entropia específica para o carbonato de potássio foram desenvolvidos de acordo com os coeficientes descritos na Tabela 81 e realizados de acordo com a Equação B.133.

Todos os valores calculados de entalpia e entropia específica do licor verde bruto podem ser consultados nas Tabelas 91 e 92 e do vapor de água nas Tabelas 92 e 93.

Tabela 90 - Entalpia específica dos componentes do licor verde bruto.

Composto	Entalpia (kJ/kmol)
Na ₂ CO ₃	13.541,71
Na ₂ S	5.525,86
Na ₂ SO ₄	29.035,52
NaCl	25.400,65
K ₂ CO ₃	7.712,76
NaOH	3.943,13
H ₂ O	2.201,73

Fonte: Carvalho, 1977 e Kotas, 1985.

Tabela 91 - Entropia específica dos componentes do licor verde bruto.

Composto	Entropia (kJ/kmol.K)
-----------------	-----------------------------

Na ₂ CO ₃	37,07
Na ₂ S	16,77
Na ₂ SO ₄	38,87
NaCl	13,18
K ₂ CO ₃	21,25
NaOH	11,96
H ₂ O	6,68

Fonte: Carvalho, 1977 e Kotas, 1985.

Tabela 92 - Entalpia específica dos componentes do vapor de água.

Composto	Entalpia (kJ/kmol)
H ₂ O	2.545,21

Fonte: Carvalho, 1977 e Kotas, 1985.

Tabela 93 - Entropia específica dos componentes do vapor de água.

Composto	Entropia (kJ/kmol.K)
H ₂ O	7,62

Fonte: Carvalho, 1977 e Kotas, 1985.

Agora, o cálculo da exergia física do licor verde bruto e do vapor podem ser efetuados pela também Equação B.137 com os valores de vazão molar dos compostos (\dot{n}_i), temperatura de referência de 25°C (T_0), variação de entalpia específica (Δh_{ph}) e de entropia específica (Δs_{ph}) do licor verde bruto e do vapor de água. Assim, obteve-se no licor verde bruto e no vapor respectivamente valores como 86.549,98 kW e 203.917,59 kW.

O mesmo é válido para o cálculo da exergia química que utilizou-se dos dados sobre a exergia química padrão (b_{ch}^0) de cada substância contidos na Tabela B.84. Ainda, foi necessário calcular-se o valor da exergia química específica para ambos através de cálculos semelhantes pela Equação B.138. Finalmente, foi possível determinar 2.973.071,07 kW de exergia química do licor branco fraco e 482.432,057 kW para o vapor de água com a Equação B.139.

Finalmente, atingiu-se o valor de exergia total do fluxo, determinado pelas Equações B.145 e B.146.

$$B_{licor\ verde\ bruto} = B_{ph\ licor\ verde\ bruto} + B_{ch\ licor\ verde\ bruto} \quad (B.145)$$

$$B_{vapor\ de\ água} = B_{ph\ vapor\ de\ água} + B_{ch\ vapor\ de\ água} \quad (B.146)$$

Sendo $B_{licor\ verde\ bruto}$ a exergia do licor verde bruto com cerca de 3.059.621,05 kW e $B_{vapor\ de\ água}$ a exergia do vapor de água com cerca de 686.349,64 kW.

Portanto, a taxa de exergia entrando no tanque de dissolução é de 4.282.073,05 kW e a exergia saindo é de 3.745.970,69 kW.

Para o dimensionamento do tanque, considera-se o tanque de dissolução como um tanque misturador, assim, as correntes de entrada 32, 33 e 34 que serão bombeadas para o tanque misturador em aço inox, de 8.000 L, que terá em uso 70% da sua capacidade. As dimensões do tanque misturador estão dispostas na Tabela 94, conforme catálogo presente no Anexo A.15.

Tabela 94 - Dimensões do tanque de dissolução TM-303.

Dimensão	Valor
Volume do tanque misturador	8.000 L
Diâmetro	1,98 m
Altura	2,45 m

Fonte: Will Máquinas (2024).

Além disso, considerou-se o gasto energético com a potência absorvida pelo impelidor, portanto foi necessário utilizar o método de cálculo descrito no Apêndice B.2.1, no qual se calcula o número de Reynolds pela Equação B.19 e a potência pela Equação B.20. Os dados necessários para os cálculos estão dispostos na Tabela 95.

Tabela 95 - Dados necessários para o cálculo da potência do tanque misturador TM-303.

Símbolo	Parâmetro	Valor	Unidade	Referência
ρ	Massa específica do licor verde	1.257,90	kg/m ³	LAITINEN

N	Velocidade de rotação do impelidor	105.300,00	rps	WILL MÁQUINAS
D	Diâmetro do impelidor	0,66	m	CALCULADO
μ	Viscosidade dinâmica do licor verde	0,9	mPa.s	LAITINEN
N_p	Número de potência	0,30	-	SOUSA

Fonte: Autores, 2023.

As dimensões do tanque agitado seguiram os modelos de cálculo do Apêndice B.2.1 no qual foram empregues as relações estabelecidas por McCabe e Smith (1993) utilizando-se dados da Tabela 95 acima e da Tabela 39 do Apêndice B.2.1 de relações geométricas para o tanque de agitação. O Anexo D.3 apresenta o esquema do tanque e suas dimensões.

Os resultados obtidos estão dispostos na Tabela 96, onde P refere-se à potência total relativa à agitação do tanque.

Tabela 96 - Resultados obtidos para o balanço de energia do tanque agitador.

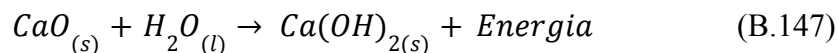
Parâmetro	Valor	Unidade
Re	$6,41 \times 10^{10}$	-
D	0,66	m
Z	1,98	m
C	0,66	m
B	0,165	m
W	0,132	m
P	$5,38 \times 10^{13}$	kW

Fonte: Autores, 2024.

APÊNDICE B.3.5 - BALANÇOS DE MASSA E ENERGIA DO REATOR SLAKER R-301 E DOS CAUSTIFICADORES R-302, R-303, R304

A reação de caustificação transforma o carbonato de sódio (Na_2CO_3), inerte no processo de cozimento, em hidróxido de sódio (NaOH) a fim de repor os reagentes presentes no licor branco. Esta reação que ocorre em duas etapas, expressas pelas Equações B.147 e

B.148, inicia-se durante a hidratação da cal (no reator *slaker* R-301) e necessita de certo tempo de residência (nos caustificadores R-302, R-303 e R-304) para atingir a conversão desejada. Tendo isto em vista, realiza-se o balanço de massa global nas fronteiras do sistema.



Definidas as fronteiras do sistema, parte-se para resolução dos balanços de massa a fim de encontrar-se a concentração no equilíbrio da reação reversível de caustificação (B.148) segundo metodologia proposta por Swanda (1997), onde resolvem-se balanços de massa e energia transientes para cada componente presente na reação e para os inertes.

Primeiramente, quatro hipóteses são adotadas para simplificação da modelagem do processo, sendo a primeira que tanto as partículas do líquido quanto a do sólido consideram-se misturas perfeitas, a segunda que o volume de operação é constante, a terceira é que desconsideram-se as dinâmicas de fluxo (trabalho de escoamento) devido a saída do licor com lama por *overflow* e a quarta é a consideração do aumento na densidade do licor por dissolução de íons como insignificante ao processo (SWANDA, 1997).

Inicialmente tem-se a equação do balanço molar do reagente limitante (A) (na proporção estequiométrica da reação de caustificação), neste caso o carbonato de sódio (Na_2CO_3), descrito pela Equação B.149.

$$\frac{dC_A}{dt} = \frac{1}{V} \cdot (q_0 \cdot C_{A,0} - q \cdot C_A) - r_1 \cdot \left(\frac{PM_A}{PM_{Na_2O}} \right) \quad (B.149)$$

Assim, para a segunda massa de interesse da reação de caustificação, tem-se a equação para balanço de massa transiente do produto (B) hidróxido de sódio (NaOH) na Equação B.150.

$$\frac{dC_B}{dt} = \frac{1}{V} \cdot (q_0 \cdot C_{B,0} - q \cdot C_B) + 2r_1 \cdot \left(\frac{PM_B}{PM_{Na_2O}} \right) \quad (B.150)$$

Como também é de interesse para a recuperação de licor branco, descreve-se o balanço de massa transiente para o inerte (C) na reação de caustificação, sulfeto de sódio (Na_2S), conforme Equação B.151.

$$\frac{dC_c}{dt} = \frac{1}{V} \cdot (q_0 \cdot C_{C,0} - q \cdot C_c) \quad (\text{B.151})$$

Diferentemente dos demais componentes presentes em suspensão no licor verde bruto oriundo do tanque de dissolução (corrente 35), a cal virgem (*startup* da planta, corrente 36) ou a cal recuperada (CaO) será adicionada ao *slaker* (corrente 46) através de uma vazão mássica, caracterizada como reagente limitante da reação inicial (D) de apagamento da cal (Equação 4.1), sendo assim, a modelagem para seu balanço de massa transiente por componente segue o formato da Equação B.152.

$$\frac{dm_D}{dt} = w_{D,0} - \frac{m_D \cdot q}{V} - V \cdot r_2 \quad (\text{B.152})$$

Partindo-se para o produto intermediário, reagente da segunda reação (E) de caustificação, hidróxido de cálcio ($\text{Ca}(\text{OH})_2$), cronologicamente formado na solução durante o tempo de residência no reator *slaker*, a ser consumido imediatamente que entrar em contato com o carbonato de sódio (Na_2CO_3) em solução (SANCHEZ, 2007), com seu balanço de massa transiente disposto na Equação B.153.

$$\frac{dm_E}{dt} = w_{E,0} - \frac{m_E \cdot q}{V} - V \cdot r_1 \cdot \left(\frac{PM_E}{PM_{\text{Na}_2\text{O}}} \right) + V \cdot r_2 \cdot \left(\frac{PM_E}{PM_D} \right) \quad (\text{B.153})$$

Segue-se para a modelagem e equacionamento do balanço de massa transiente para o subproduto final (F), que constitui a lama de cal, sólidos em suspensão posteriormente importantes para recuperação da cal, carbonato de cálcio (CaCO_3), conforme Equação B.154..

$$\frac{dm_F}{dt} = w_{F,0} - \frac{m_F \cdot q}{V} + V \cdot r_1 \cdot \left(\frac{PM_F}{PM_{\text{Na}_2\text{O}}} \right) \quad (\text{B.154})$$

Finalmente, tem-se a equação para os sólidos inertes (G) dissolvidos no licor verde, que se manterão dissolvidos no licor branco, e são inertes a todas as duas reações (apagamento da cal e caustificação) como: cloreto de sódio (NaCl), carbonato de potássio (K_2CO_3) e sulfato de sódio (Na_2SO_4). Representados pela Equação B.155.

$$\frac{dm_G}{dt} = w_{G,0} - \frac{m_G \cdot q}{V} \quad (\text{B.155})$$

Como parte da metodologia apresentada por Swanda (1997), para o balanço de massa por componente através de concentrações de entrada e saída considera-se a diferença entre a vazão volumétrica de entrada (q_0) e a vazão volumétrica de saída (q) tendo em vista o consumo de água na reação de apagamento da cal, descrevendo-se a equação para determinação do vazão volumétrica de saída entre cada equipamento (do *slaker* ao 3º caustificador) como na Equação B.156.

$$q = q_0 - \frac{V}{\rho_{\text{água}}} \cdot r_1 \cdot \left(\frac{PM_{\text{água}}}{PM_{Na_2O}} \right) \quad (\text{B.156})$$

Além disso, ressalta-se a consideração de volume constante para cada reator do modelo de cálculo proposto, sendo o volume do *slaker* e de cada reator de caustificação disposto a seguir na Tabela 97, cujos modelos estão selecionados conforme Anexo A.16 e Anexo A.17.

Tabela 97 - Especificações dos reatores na etapa de caustificação.

Equipamento	Sigla	Volume	Tempo de residência	Corrente(s) de entrada	Corrente(s) de saída
<i>Slaker</i>	R-301	1700 L	30 min	Correntes 35 e 36	Corrente intermediária
1º caustificador	R-302	5100 L	72 min	Corrente intermediária	Corrente intermediária
2º caustificador	R-303	5100 L	72 min	Corrente intermediária	Corrente intermediária
3º caustificador	R-304	5100 L	72 min	Corrente intermediária	Corrente 37

Fonte: Junior, Figueirêdo e Costa, 2011; D'Almeida, 1988.

Para o desenvolvimento dos cálculos propostos é possível encontrar na literatura de Swanda (1997) o estudo e análise de comportamento dos parâmetros cinéticos (em unidades do sistema de medidas norte americano) envolvidos nas reações de apagamento e caustificação e dispostos a seguir na Tabela 98.

Tabela 98 - Parâmetros cinéticos para reações de apagamento da cal e caustificação.

Reação	Parâmetro	Símbolo	Valor	Unidade
Apagamento da cal (<i>slaking</i>)	taxa de reação de apagamento	r_2	Equação B.157	lb/ ft ³ · min
	constante de reação de apagamento	k_2	0,333	min ⁻¹
Caustificação	taxa de reação de caustificação	r_1	Equação B.158	lb em equivalente Na ₂ O/ ft ³ · min
	velocidade de reação de caustificação	k_1	Equação B.159	(ft ³ /lb em equivalente Na ₂ O) · (ft ³ /lb de Ca(OH) ₂)/ min
	velocidade de reação de caustificação	$k_{1'}$	Equação B.160	(ft ³ /lb em equivalente Na ₂ O) ² · (ft ³ /lb de Ca(OH) ₂)/ min
	constante de reação de caustificação	$k_{1,0}$	2100	(ft ³ /lb em equivalente Na ₂ O) · (ft ³ /lb de Ca(OH) ₂)/ min
	constante de reação de caustificação	$k_{2,0}$	0,353	(ft ³ /lb em equivalente Na ₂ O) ² · (ft ³ /lb de Ca(OH) ₂)/ min
	temperatura	T	650,07	°R
	constante dos gases	R	1,987	BTU/ lbmol · °R

Fonte: Swanda (1997).

Caracterizando a taxa de reação de apagamento (r_2) pela Equação B.157.

$$r_2 = k_2 \cdot \left(\frac{m_D}{V} \right) \quad (\text{B.157})$$

Similarmente, para a taxa de reação de caustificação (r_1) tem-se a Equação B.158.

$$r_1 = C_{A,0} \cdot \left(\frac{PM_{Na_2O}}{PM_A} \right) \cdot \left(\frac{m_E}{V} \right) \cdot \left\{ k_1 \cdot C_A \cdot \left(\frac{PM_{Na_2O}}{PM_A} \right) - k_{1'} \cdot [AE]^2 \right\} \quad (B.158)$$

Seguindo-se para os parâmetros cinéticos, tem-se a constante k_1 como a constante de reação direta de caustificação, e a constante $k_{1'}$ como a constante de reação inversa de caustificação, respectivamente expressas pelas Equações B.159 e B.160.

$$k_1 = k_{1,0} \cdot \exp\left[-1,52 \cdot ([ATT] - 7,02) - \frac{11700}{R \cdot T}\right] \quad (B.159)$$

$$k_{1'} = k_{2,0} \cdot \exp\left[-0,967 \cdot ([ATT] - 7,02) - \frac{9890}{R \cdot T}\right] \quad (B.160)$$

Para ambas as reações, assim como para todo processo kraft, dispõem-se as concentrações dos álcalis de interesse presente nos licores como suas concentrações em equivalentes de massa ao íon intermediário de processo Na_2O , descritos como Álcali Efetivo (AE), Álcali Ativo (AA), Álcali Total Titulável (ATT) e Eficiência de Caustificação (EC) dispostos a seguir na Tabela 99.

Tabela 99 - Concentrações de álcalis para caracterização dos licores, medida em equivalentes de massa de Na_2O .

Concentração	Símbolo	Equação	Unidade
Álcali Efetivo	AE	$= [NaOH] + \frac{1}{2} \cdot [Na_2S]$	lb de Na_2O / ft ³ ou g de Na_2O / L
Álcali Ativo	AA	$= [NaOH] + [Na_2S]$	lb de Na_2O / ft ³ ou g de Na_2O / L
Álcali Total Titulável	ATT	$= [NaOH] + [Na_2CO_3] + [Na_2S] + \frac{1}{2} \cdot [Na_2SO_3]$	lb de Na_2O / ft ³ ou g de Na_2O / L
Eficiência de Caustificação	EC	$= 100 \cdot \frac{[NaOH] - [NaOH]_{licor\ verde}}{[NaOH] - [NaOH]_{licor\ verde} + [Na_2CO_3]}$	%
Sulfidez	S	$= 100 \cdot \frac{[Na_2S]}{ATT}$	%

Fonte: Swanda (1997).

Assim, partindo-se para uma resolução das equações diferenciais do balanço de massa transiente para cada componente utilizou-se o software MATLAB® para resolução do sistema de equações, através do acesso online via MathWorks®, com as condições iniciais de operação do *slaker* dispostas na Quadro 3.

Quadro 3 - Constantes de operação do processo para condição inicial no *slaker* R-301.

Símbolo	Variável	Componente(s)	Valor	Unidade	Valor	Unidade
A	$C_{A,0}$	Na_2CO_3	10,197	lb em equivalente $\text{Na}_2\text{O}/\text{ft}^3$	163,34	g em equivalente $\text{Na}_2\text{O}/\text{L}$
B	$C_{B,0}$	NaOH	1,0348	lb em equivalente $\text{Na}_2\text{O}/\text{ft}^3$	16,57	g em equivalente $\text{Na}_2\text{O}/\text{L}$
C	$C_{C,0}$	Na_2S	2,745	lb em equivalente $\text{Na}_2\text{O}/\text{ft}^3$	43,97	g em equivalente $\text{Na}_2\text{O}/\text{L}$
D	$w_{D,0}$	CaO	9,5927	lb/ min	261,071	kg/ h
E	$w_{E,0}$	$\text{Ca}(\text{OH})_2$	-	lb/ min	-	kg/ h
F	$w_{F,0}$	CaCO_3	-	lb/ min	-	kg/ h
G	-	Na_2SO_4	-	lb/ min	28,0793	kg/ h
	-	NaCl	-	lb/ min	60,3317	kg/ h
	-	K_2CO_3	-	lb/ min	45,8391	kg/ h
	$w_{G,0}$	soma dos inertes	4,93	lb/ min	134,25	kg/ h
Água	q_0	H_2O	2,615	ft^3/min	4.443,6988	L/ h
V	V_{Slaker}	volume de operação	60	ft^3	1700	L
V	$V_{Caustificador}$	volume de operação	180	ft^3	5100	L

Fonte: Autores (2024).

Sendo as correntes de entrada compostas pela de licor verde bruto (corrente 35) e a cal virgem (corrente 36), posteriormente repostas pela corrente de cal recuperada (corrente 46). Salienta-se que para a corrente de cal recuperada do forno de cal FR-301, a vazão total é igual a 270,17 kg/h, entretanto para os cálculos considera-se como cal virgem, sem inertes. A seguir estão dispostas suas efetivas vazões e frações mássicas na Tabela 100.

Tabela 100 - Correntes de entrada em operação contínua no reator *slaker* R-301.

Corrente	Componente(s)	Valor	Unidade
35	Na ₂ CO ₃	424,4745	kg/ h
	NaOH	57,0989	kg/ h
	Na ₂ S	155,3257	kg/ h
	Na ₂ SO ₄	28,0793	kg/ h
	NaCl	60,3317	kg/ h
	K ₂ CO ₃	45,8391	kg/ h
	H ₂ O	4.205,7935	kg/ h
36	CaO	3,04	kg/ h
46	CaO	258,03	kg/ h
	CaCO ₃	-	kg/ h

Fonte: Autores (2024).

Assim, a corrente obtida pelos cálculos foi a corrente 37, de valor igual a 5.245,32 kg/h a temperatura de 89,87°C, sendo a fração mássica de licor branco bruto aproximadamente igual a 0,953 e a fração mássica de lamas aproximadamente igual a 0,047.

Ademais, considerando-se o reagente limitante da reação de apagamento sendo o óxido de cálcio (CaO) e o reagente limitante da reação de caustificação (na ordem direta) o carbonato de sódio (Na₂CO₃), calcularam-se as conversões, em base molar, de 1,0 ($X_{\text{apagamento}}$) e 0,61597 ($X_{\text{caustificação, direta}}$) respectivamente.

As dimensões do apagador de cal do tipo retenção estão dispostas a seguir, na Tabela 101, conforme disponível no catálogo da empresa Carmeuse Systems no Anexo A.16. O modelo escolhido foi o ZMI Portec Detention Slaker M-25 capaz de receber partículas até 19mm de diâmetro, fabricado com peças de aço carbono, aço inoxidável, aço galvanizado e aço com resistência a abrasão.

Tabela 101 - Dimensões do reator *slaker* R-301.

Dimensão	Valor
Altura (m)	2,718

Comprimento (m)	2,934
Largura (m)	0,559
Volume total (L)	1.700

Fonte: Carneuse Systems, 2024.

Além disso, as dimensões dos 3 caustificadores, que são reatores de agitação contínua tipo turbina e encamisados com serpentina externa com diâmetro da camisa igual a ½ em aço inox, estão dispostas na Tabela 102, conforme adequados a operação de caustificação. O material que compõe os reatores é o aço inox 316 L. O modelo é representado pela imagem presente no Anexo A.17.

Tabela 102 - Dimensões dos reatores caustificadores R-302, R-303, R-304.

Equipamento	Dimensão (unidade)	Valor
1º Caustificador (R-302)	Altura (m)	2,5
	Diâmetro (m)	2,0
	Volume total (L)	7.800
2º Caustificador (R-303)	Altura (m)	2,5
	Diâmetro (m)	2,0
	Volume total (L)	7.800
3º Caustificador (R-304)	Altura (m)	2,5
	Diâmetro (m)	2,0
	Volume total (L)	7.800

Fonte: JEMP Máquinas e Equipamentos, 2024.

Prosseguindo-se assim para o balanço de energia, utilizando da temperatura (T) como uma variável durante a reação, calculada para este fim em °F, tem-se a seguinte Equação B.161 como uma representação da variação da temperatura em função do tempo.

$$\frac{dT}{dt} = \frac{1}{(V\rho_{lama}Cp_{lama})} (\Delta H_{licor} + \Delta H_{sólidos} + (-\Delta H_1)Vr_1 + \Delta H_{licor}(-\Delta H_2)Vr_2 - UA(T - T_{amb})) \quad (B.161)$$

Sendo ΔH_{licor} calculado pela Equação B.162.

$$\Delta H_{licor} = Cp_{LV} \left[(C_{A,0} + C_{B,0} + C_{C,0}) q_0 (T_{in} - T_{ref}) - (C_{A,0} + C_{B,0} + C_{C,0}) q (T - T_{ref}) \right] \quad (B.162)$$

E $\Delta H_{sólidos}$ dispostos pelas Equações B.163 - B.167.

$$\Delta H_{sólidos} = \Delta H_{CaO} + \Delta H_{Ca(OH)_2} + \Delta H_{CaCO_3} + \Delta H_{inertes} \quad (B.163)$$

$$\Delta H_{CaO} = Cp_{CaO} \left[w_{CaO,0} (T_{in} - T_{ref}) - \left(\frac{m_{CaO} \cdot q}{V} \right) (T - T_{ref}) \right] \quad (B.164)$$

$$\Delta H_{Ca(OH)_2} = Cp_{Ca(OH)_2} \left[w_{Ca(OH)_2,0} (T_{in} - T_{ref}) - \left(\frac{m_{Ca(OH)_2, out} \cdot q}{V} \right) (T - T_{ref}) \right] \quad (B.165)$$

$$\Delta H_{CaCO_3} = Cp_{CaCO_3} \left[w_{CaCO_3,0} (T_{in} - T_{ref}) - \left(\frac{m_{CaCO_3, out} \cdot q}{V} \right) (T - T_{ref}) \right] \quad (B.166)$$

$$\Delta H_{inertes} = Cp_{inertes} \left[w_{inertes,0} (T_{in} - T_{ref}) - \left(\frac{m_{inertes, out} \cdot q}{V} \right) (T - T_{ref}) \right] \quad (B.167)$$

Para resolução deste conjunto de equações, na Tabela 103 a seguir, dispõe-se constantes e condições iniciais de reação para o balanço de energia.

Tabela 103 - Constantes de operação do processo para balanço de energia dos reatores R-301 a R-304.

Variável	Valor	Unidade
${}^2\Delta H_1$	-28,6	BTU/lb
${}^2\Delta H_2$	-450,00	BTU/lb
1UA	12,46	BTU/°F.min
${}^2\rho_{lama}$	75	lb/ft ³
${}^2Cp_{lama}$	0,87	BTU/lb.°F
${}^2T_{amb}$	60	°F
${}^2T_{ref}$	77	°F
${}^2Cp_{LV}$	0,952	BTU/lb.°F
${}^2Cp_{CaO}$	0,197	BTU/lb.°F
${}^2Cp_{Ca(OH)_2}$	0,312	BTU/lb.°F
${}^2Cp_{CaCO_3}$	0,225	BTU/lb.°F

Fonte: ¹D'Almeida, 1988; ²Adaptado de Swanda, 1997.

As condições determinadas anteriormente ao balanço de massa transiente aplicam-se também ao balanço de energia transiente, sendo este responsável por determinar a variação de temperatura ao longo da extensão da reação, durante o tempo de residência do reator *slaker* (R-301) até o 3º caustificador (R-304). Sendo assim, dos resultados obtidos da simulação via Matlab para este balanço de energia, há duas informações de projeto valiosas a operação em estado contínuo dos 4 reatores: a temperatura do meio reacional no estado estacionário (equivalente a temperatura da corrente de saída no último reator) e a demanda de água de resfriamento necessária para manter a temperatura do meio reacional controlada.

Sendo o termo equivalente ao calor retirado do meio reacional pelo encamisamento presente nos reatores descrito pela Equação B.168.

$$Q_{retirável} = - UA(T_{reator} - T_{amb}) \quad (B.168)$$

Admitindo-se o valor do parâmetro UA igual a 12,46 BTU/°F.min, conforme estudos realizados por Andreola *et al.* (2000) para os mesmos reatores operando em condições adequadamente similares, a temperatura do fluido refrigerante (T_{amb}) igual a 60 °F e a temperatura do reator (T_{reator}) igual a 193,77 °F, que é temperatura obtida para o estado estacionário por resolução da Equação B.161 via Matlab, tem-se que $Q_{retirável}$ é igual a -1.666,77 BTU/min, que convertido ao Sistema Internacional de unidades é o equivalente a -105.512,39 kJ/h.

Finalmente, obtém-se o valor demandado de água de resfriamento a 25°C e pressão de aproximadamente 1 atm através da Equação B.169.

$$\dot{m}_{\text{água de resfriamento}} = \frac{Q_{retirável}}{C_{p_{\text{água}, 25^{\circ}C}} \cdot (T_{final(reator)} - T_{\text{água(fluido)}})} \quad (B.169)$$

Onde o valor para $\dot{m}_{\text{água de resfriamento}}$ configura-se igual a 388,4692 kg/h.

APÊNDICE B.3.6 - BALANÇOS DE MASSA E ENERGIA DO CLARIFICADOR DE LICOR BRANCO CL-301

O clarificador de licor branco CL-301 tem por objetivo a separação do licor branco da lama de cal, visando a recuperação destes reagentes. Esta separação ocorre em um sedimentador convencional contínuo e, para a realização do balanço de massa do equipamento, hipóteses foram adotadas segundo Cremasco (2018), sendo elas:

1. A fase fluida comporta-se como um fluido newtoniano e incompressível;
2. O escoamento é unidimensional e em contracorrente das fases fluidas e particulada;
3. Não ocorre saída de sólidos no extravasante;
4. A velocidade de sedimentação do sólido depende unicamente da concentração local de sólidos;
5. As suspensões não são suficientemente concentradas, de modo que não há sedimentação impedida;
6. A intensidade do campo externo é o gravitacional atuando na mesma direção do escoamento da fase particulada.;
7. Não ocorre reação;
8. Não ocorre acúmulo;
9. Não ocorre geração de massa.

Desse modo, prosseguiu-se com o balanço de massa da fase particulada do clarificador, dado pela Equação B.170.

$$Q_A \varepsilon_{pA} = Q_i \varepsilon_{pi} = Q_L \varepsilon_{pL} \quad (\text{B.170})$$

Onde a Equação 171 apresenta:

$$\varepsilon_p = \frac{\bar{\rho}_p}{p_p} \quad (\text{B.171})$$

em que Q é a vazão volumétrica da suspensão; ε_p , a fração volumétrica de particulados, $\bar{\rho}_p$ é a concentração mássica da fase particulada e p_p é a massa específica das partículas contidas nessa fase. Os subscritos A , i e L referem-se à alimentação, camada limitante, e à lama (lodo, espessado), respectivamente.

Sabe-se que a lama de carbonato de cálcio possui 34% de umidade (BENINI *et. al.*, 2019) e conhece-se a vazão de alimentação (Q_A) oriunda da saída do caustificador (Apêndice B.3.5). Além disso, conhece-se a fração volumétrica de particulados na alimentação (ε_{pA}), uma vez que tem-se a massa específica de particulado (ρ_p) (CREMASCO, 2018) e a concentração mássica da fase particulada ($\bar{\rho}_p$) na alimentação. Desse modo, primeiramente determinou-se a vazão volumétrica de lama (Q_L) na saída do clarificador a partir da sua umidade e em seguida calculou-se a fração volumétrica de particulados (ε_{pL}) presentes na lama. Em posse destes valores, calculou-se a concentração mássica da fase particulada presente na lama, a partir da sua massa específica (CREMASCO, 2018) e ε_{pL} .

Para calcular a vazão de clarificado (Q_E), utilizou-se o balanço de massa global do clarificador, dado pela Equação B.172. Na entrada tem-se a corrente 37 e na saída têm-se a corrente 38, licor clarificado, e corrente 39, composta por lama de cal.

$$Q_A = Q_E + Q_L \quad (\text{B.172})$$

Além disso, utilizou-se o balanço de massa para a fase líquida, dado pela Equação B.173, para calcular a fração volumétrica de particulados na camada limite (ε_{pi}).

$$Q_E = Q_A \varepsilon_{pA} \left(\frac{1}{\varepsilon_{pi}} - \frac{1}{\varepsilon_{pL}} \right) \quad (\text{B.173})$$

A partir do valor de ε_{pi} calculou-se Q_i a partir da Equação B.170. Os resultados encontram-se na Tabela 104.

Tabela 104 - Resultados do balanço de massa do clarificador CL-301.

	Alimentação (A)	Lama (L)	Camada limite (i)	Clarificado (E)
Q (m ³ /h)	4,64	0,41	4,64	4,23
Q (kg/h)	5.245,32	931,84	5.245,32	4.313,48
ε_p	0,04	0,46	0,05	-

$\bar{\rho}_p$ (kg sólido/m ³ suspensão)	111,06	1.055,25	-	-
ρ_p (kg/m ³)	2.700,00	2.270,00	-	-

Fonte. Autores, 2024.

Além disso, a partir da composição de entrada da corrente de alimentação oriunda do Apêndice B.3.5, obtém-se as composições das correntes de clarificado e lama, considerando que a lama carrega parte dos sólidos dissolvidos na alimentação. Os resultados encontram-se na Tabela 105.

Tabela 105 - Vazão dos componentes na saída clarificador CL-301.

Componente	Vazão (kg/h)	
	Clarificado	Lama
<i>Na₂S</i>	131,18	24,14
<i>Na₂SO₄</i>	26,54	1,54
<i>Na₂CO₃</i>	56,14	106,87
<i>NaCl</i>	44,04	16,29
<i>K₂CO₃</i>	45,84	0,00
<i>NaOH</i>	197,34	57,10
<i>Ca(OH)₂</i>	0	162,16
<i>CaCO₃</i>	0	246,90
<i>H₂O</i>	3.812,41	316,82
Total	4.313,48	931,84

Fonte. Autores, 2024.

O balanço de energia foi realizado com base na Temperatura de entrada da alimentação (89,87°C), oriunda do Apêndice B.3.5, e da consideração de que a lama possui a mesma temperatura que a da entrada. Assim, prosseguiu-se com o mesmo procedimento do Apêndice B.2.4 em que determinou-se os calores sensíveis de cada corrente e, a partir do

balanço de energia das correntes de entrada e saída, calculou-se a temperatura da corrente de clarificado. Os resultados encontram-se na Tabela 106.

Tabela 106 - Resultados do balanço de energia clarificador CL-301.

	Alimentação (37)	Clarificado (38)	Lama (39)
c_p (kJ/kg.K)	3,30	3,8	0,84
T (°C)	89,87	90,80	89,87
Q (kJ/h)	1.558.622,61	1.488.277,47	70.345,14

Fonte: Autores, 2024.

Para o dimensionamento do clarificador, de acordo com Cremasco (2018), a partir do momento em que se tem uma operação contínua, as alturas de sedimentação serão contínuas, permanecendo constantes. A altura do sedimentador é a soma das alturas das regiões de separação do equipamento dada pela Equação B.174.

$$H = H_1 + H_2 + H_3 \quad (\text{B.174})$$

A altura do fundo do sedimentador (H_3), por sua vez, é obtida da Equação B.175 (FRANÇA; MASSARANI, 2004),

$$H_3 = 0,073 \cdot D \quad (\text{B.175})$$

onde D é o diâmetro do sedimentador.

Ainda segundo Cremasco (2018), a altura da região de líquido clarificado (H_1) de clarificadores típicos é de 0,75 m. Além disso, a altura (H) de um clarificador convencional é de 3,5 m (QIANKUNHB, 2014).

Diante disso, é necessário calcular o diâmetro do sedimentador (D), o qual é dado pela Equação B.176.

$$D = \left[\frac{4}{\pi} \frac{Q_A \varepsilon_{pA}}{q_i} \left(\frac{1}{\varepsilon_{pi}} - \frac{1}{\varepsilon_{pL}} \right) \right]^{1/2} \quad (\text{B.176})$$

onde q_i é a velocidade de sedimentação.

Para a determinação de q_i , utilizou-se a tabela fornecida por Cremasco (2018) e contida no Anexo D.4, a qual traz a obtenção do tempo de residência da fase particulada no espessado em um problema de clarificação de licor branco na indústria de celulose. Para a retirada do valor de q_i interpolou-se a tabela com base no valor de ε_{pi} calculado na Equação B.173. Além disso, a tabela também forneceu o do tempo de sedimentação (t). Em posse dos valores de q_i e D , calculou-se H_3 e em seguida H_2 pelas Equações B.175 e B.174, respectivamente.

Para determinar a área transversal do clarificador (A), considera-se que a velocidade ascensional do líquido (q_e) é igual à velocidade de sedimentação (q_i). Esta consideração é verdade para que não haja particulados no extravasante, sendo descrita pela Equação B.142.

$$q_i = q_e \quad (\text{B.177})$$

Com isso, determina-se a área transversal do sedimentador (A) através da Equação B.143.

$$q_e = \frac{Q_E}{A} \quad (\text{B.178})$$

Os resultados do dimensionamento do clarificador encontram-se na Tabela 107.

Tabela 107 - Resultados do dimensionamento clarificador CL-301.

Parâmetro	Valor	Unidade
H	3,5	m
H_1	0,75	m
H_2	1,91	m
H_3	0,84	m

D	11,44	m
A	0,33	m ²
t	0,60	h
q_i	12,72	m/h

Fonte. Autores, 2024.

Dessa forma, escolheu-se um equipamento que atenda a estes critérios, conforme o catálogo do Anexo A.18.

APÊNDICE B.3.7 - BALANÇOS DE MASSA E ENERGIA DO FILTRO DE LAMA F-301

A filtração é a operação de separação mecânica entre as fases particulada e fluida, presente em uma determinada suspensão. O equipamento mais usado industrialmente para a filtração contínua, em que a alimentação, filtrado e a torta se movem a taxas constantes, é o filtro rotativo à vácuo F-301.

Para o balanço de massa do equipamento, utilizou-se os princípios da teoria simplificada da filtração, considerando as seguintes hipóteses: a) a fase fluida comporta-se como fluido newtoniano e incompressível; e b) escoamento unidimensional.

Desse modo, seguem-se as Equações B.179 - B.181.

$$s_p = \frac{\dot{m}_p}{\dot{m}_l} \quad (\text{B.179})$$

$$\dot{m}_l = \dot{m}_{41} + \dot{m}_{l,torta} \quad (\text{B.182})$$

$$V_t = V_{sólido} + V_{l,retido} \quad (\text{B.181})$$

onde, s_p é a fração mássica absoluta de sólido, \dot{m}_p é a massa de sólido na torta, \dot{m}_l é a massa de líquido, \dot{m}_{41} é a massa de líquido presente no filtrado, $\dot{m}_{l,torta}$ é a massa de líquido retido na torta, V_t é o volume da torta, $V_{sólido}$ é o volume de sólido na torta e $V_{l,retido}$ é o volume de líquido retido no meio filtrante.

A partir da vazão de lama que sai do clarificador calculada no Apêndice B.3.6 define-se a quantidade de lama que entra no filtro (\dot{m}_{39}) e \dot{m}_p , uma vez que considera-se que não há perda de sólidos na filtração. Além disso, conhece-se também \dot{m}_p , pois é necessário que a lama entre no forno com 20% de umidade (BENINI *et al.*, 2019), bem como a vazão de água de lavagem da filtração (\dot{m}_{40}) (ASTEFA, 2024). Desse modo, é possível realizar o balanço de massa global da filtração, dado pela Equação B.182.

$$\dot{m}_{39} + \dot{m}_{40} = \dot{m}_{41} + \dot{m}_{42} \quad (\text{B.182})$$

Os resultados encontram-se na Tabela 108.

Tabela 108 - Resultados do balanço de massa do filtro F-301.

Variável	Valor	Unidade
\dot{m}_{39}	931,84	kg/h
\dot{m}_p	415,78	kg/h
\dot{m}_{40}	3.500	kg/h
\dot{m}_l	4.016,06	kg/h
$\dot{m}_{l,filtrado}$	3.912,12	kg/h
$\dot{m}_{l,torta}$	103,94	kg/h
S_p	0,1035287442	-

Fonte Autores, 2024.

Da mesma forma realizada no Apêndice B.3.6, determinou-se a vazão por componente nas correntes de saída do filtro a partir das vazões na corrente de entrada, considerando que no processo a água de lavagem levará todos os sólidos dissolvidos com exceção de uma parcela de *NaCl*, o qual prosseguirá com a lama para o forno. Os resultados encontram-se na Tabela 109.

Tabela 109 - Vazão dos componentes na saída do filtro F-301.

Componente	Vazão (kg/h)	
	Filtrado (corrente 41)	Lama (corrente 42)
Na_2S	24,14	0
Na_2SO_4	1,54	0
Na_2CO_3	106,87	0
$NaCl$	9,58	6,71
K_2CO_3	0	0
$NaOH$	57,10	0
$Ca(OH)_2$	0	162,16
$CaCO_3$	0	246,90
H_2O	3712,88	103,94
Total	3912,12	519,72

Fonte Autores, 2024.

Para o cálculo do volume da torta V_t primeiramente definiu-se a massa específica da torta (ρ_t), considerada como a mesma do particulado oriunda do clarificador, e a massa específica do líquido filtrado (ρ_l) calculada pela densidade da mistura, dada pela Equação B.183.

$$\rho_l = \frac{\dot{m}_{41}}{\frac{\dot{m}_{\text{água, filtrado}}}{\rho_{\text{água}}} + \frac{\dot{m}_{41} - \dot{m}_{\text{água, filtrado}}}{\rho_f}} \quad (\text{B.183})$$

Onde ρ_f é a massa específica do fluido, retirada de Cremasco (2018).

Os resultados encontram-se na Tabela 110.

Tabela 110 - Resultados dos volumes da filtração no F-301.

Variável	Valor	Unidade
V_t	4,047994665	m ³
$V_{sólido}$	0,1539917074	m ³
$V_{l,retido}$	3,894002957	m ³
ρ_t	2.700	kg/m ³
ρ_l	1004,651324	kg/m ³

Fonte Autores, 2024.

O balanço de energia foi realizado a partir da mesma metodologia dos Apêndices B.3.6 e B.2.4, onde, a partir das temperaturas de entrada de lama (89,87°C), da saída da lama (25°C) e do filtrado (59,85°C) que retorna ao tanque de dissolução (TM-303) determinou-se a temperatura da água de lavagem necessária para que a Equação B.184 seja satisfeita.

$$Q_{entrada} = Q_{saída} \quad (B.184)$$

Os resultados encontram-se na Tabela 111.

Tabela 111 - Resultados do balanço de energia do filtro F-301.

	Corrente 39	Corrente 40	Corrente 41	Corrente 42
c_p (kJ/kg.K)	0,84	4,18	3,8	0,84
T (°C)	89,87	56,68	59,85	25,00
Q (kJ/h)	70345,14	830301,38	889732,37	10914,16

Fonte: Autores, 2024.

Para o dimensionamento do filtro, utilizou-se as equações retiradas de Cremasco (2018) para filtros à vácuo de tambor rotativo. Primeiramente, rearranjou-se a Equação B.185, a qual advém da Equação da Filtração (CREMASCO, 2018), para determinar a capacidade do filtro por área de filtração.

$$I = \frac{\mu}{\text{Área}(\Delta p)} R_m C + \frac{s_p}{2(\text{Área})^2} \frac{\rho\mu}{(\Delta p)N} \gamma \alpha C^2 \quad (\text{B.185})$$

Onde, I é a fração imersa do tambor, μ é a viscosidade da suspensão, Δp é a variação de pressão do filtro, R_m é a resistência do meio filtrante, C é a capacidade de filtração do filtro, ρ é a massa específica do filtrado, N é o número de rotações do tambor do filtro e α é a resistividade média do meio filtrante. γ é dado pela Equação B.186.

$$\gamma = 1 + (1 - \varepsilon_p) \frac{V_t}{V} \quad (\text{B.186})$$

Tendo em vista que se busca conhecer o valor da capacidade do filtro por área de filtração, a Equação B.185 se torna B.187.

$$\frac{s_p}{2} \frac{\rho\mu}{(\Delta p)N} \gamma \alpha \varphi^2 + \frac{\mu}{(\Delta p)} R_m \varphi - I = 0 \quad (\text{B.187})$$

Onde a Equação B.188 demonstra o termo.

$$\varphi = \frac{C}{\text{Área}} \quad (\text{B.188})$$

Desse modo, tem-se uma equação do 2º grau, onde as Equações B.189 - B.192 apresentam os termos.

$$\varphi = \frac{-b + \sqrt{b^2 - 4ac}}{2a} \quad (\text{B.189})$$

$$a = \frac{s_p}{2} \frac{\rho\mu}{(\Delta p)N} \gamma \alpha \quad (\text{B.190})$$

$$b = \frac{\mu}{(\Delta p)} R_m \quad (\text{B.191})$$

$$c = -I \quad (\text{B.192})$$

Para a realização do cálculo, retirou-se os valores de μ e Δp de Cremasco (2018) e N de Carvalho (2019) por serem valores padrões encontrados na literatura para filtros à vácuo

de tambor rotativo. A fração imersa do tambor (I), foi definida como 0,5, uma vez que considerou-se que 180° do tambor está imerso na suspensão. Os valores encontram-se na Tabela 112.

Tabela 112 - Resultados das variáveis utilizadas para a equação da filtração.

Variável	Valor	Unidade
S_p	0,1035287442	-
ρ	1004,651324	kg/m ³
μ	0,0072	g/cm.s
Δp	689.473,33	g/cm.s ²
N	2	rpm
γ	1,556293602	-
α	16.620.000.000,00	cm/g
R_m	1.567.000.000,00	1/cm

Fonte Autores, 2024.

Ajustando-se as unidades, os resultados da equação de 2° grau são obtidos e encontram-se na Tabela 113.

Tabela 113 - Resultado da equação do 2° grau.

Variável	Valor	Unidade
a	421,4102961	-
b	16,36379467	-
c	-0,5	-
φ	0,02012502634	cm ³ /s.cm ²

Fonte Autores, 2024.

Para determinar o tempo da filtração, considera-se que em um tambor rotativo industrial todas as etapas (filtração, lavagem, secagem e descarga) devem ocorrer em uma volta do tambor (360°), em um tempo completo do ciclo t_c , o qual é definido pela Equação B.193 (FREITAS, NETO, SANTOS, 2022).

$$t_c = \frac{I}{N} \quad (\text{B.193})$$

Da qual obtém-se um tempo de 30 s. O tempo total da filtração foi estimado com base no estudo dos mesmos autores, resultando em um tempo total de filtração de 15,42 minutos.

Desse modo, escolheu-se um equipamento que atendesse aos requisitos do filtro desse projeto, de acordo com o catálogo do Anexo A.19.

APÊNDICE B.3.8 - BALANÇOS DE MASSA E ENERGIA DO FORNO DE CAL FR-301

O forno de cal FR-301 é o equipamento responsável pela conversão do carbonato de cálcio em óxido de cálcio (cal). Segundo Aguiar (2016), o forno de cal é dividido em 4 estágios, onde ocorrem as reações químicas responsáveis pela conversão desejada. Estudos realizados por Karhela *et al.* (1998) demonstraram que a cinética da reação de calcinação para o processo empregando carbonato de cálcio (CaCO_3) puro e com impurezas não apresenta notáveis diferenças. Deste modo, para o balanço de massa e energia do forno de cal, considera-se que as impurezas restantes são inertes na reação.

Em primeiro momento, define-se o balanço de massa global do forno de cal, representado pela Equação B.194. O propano tem sua entrada em contracorrente à lama.

$$\dot{m}_{42} + \dot{m}_{44} = \dot{m}_{46} + \dot{m}_{45} \quad (\text{B.194})$$

A corrente de entrada de lama no forno (\dot{m}_{42}) possui vazão total igual a 519,72 kg/h e as vazões individuais de cada componente da corrente estão presentes na Tabela 114.

Tabela 114 - Vazões por componente na entrada do forno de cal FR-301.

Componente	Vazão (kg/h)
-------------------	---------------------

Água líquida	103,94
Carbonato de cálcio	246,90
Hidróxido de cálcio	162,16
Inertes	6,71

Fonte: Autores, 2024.

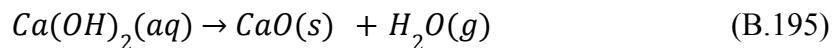
De modo a quantificar os valores da corrente de saída do forno (\dot{m}_{46}) e (\dot{m}_{45}) e também da quantidade necessária de propano a ser utilizada (\dot{m}_{44}), é necessário aplicar simultaneamente os balanços de massa e energia. Assim, com base nos estudos publicados por Aguiar (2016) e Almeida (2001), deu-se início ao balanço de massa. Para tal, faz-se necessária uma avaliação acerca da transferência de massa ocorrida em cada estágio do forno. O forno de cal é constituído por 4 estágios distintos: secagem, aquecimento, calcinação e resfriamento (AGUIAR, 2016). A Tabela 115 apresenta as temperaturas definidas para cada estágio do forno. A temperatura do último estágio foi definida com base nos estudos de Aguiar (2016), presente no Anexo D.5.

Tabela 115 - Temperatura por estágio do forno de cal FR-301.

Estágio	Temperatura na entrada do estágio (°C)	Temperatura na saída do estágio (°C)
Secagem	25	600
Aquecimento	600	780
Calcinação	780	900
Resfriamento	900	226

Fonte: Adaptado de Aguiar, 2016; Almeida, 2001; Rodrigues, 2004.

No primeiro estágio do forno ocorre a secagem da lama, operação onde as moléculas de água são evaporadas e carregadas pelo gás para fora do forno (AGUIAR, 2016). A temperatura ideal para se atingir no final deste estágio é a temperatura de de-hidroxilação do hidróxido de cálcio (RODRIGUES, 2004). Portanto, no final do primeiro estágio ocorre a reação de de-hidroxilação do hidróxido de cálcio ($\text{Ca}(\text{OH})_2$), responsável pela remoção da água do composto. A reação de de-hidroxilação está apresentada na Equação B.195.



Sabendo-se que a conversão é total e que a estequiometria da reação é 1:1, é possível calcular a quantidade de CaO produzida e de H_2O produzida e evaporada, conforme disposto na Tabela 116.

Tabela 116 - Resultado da reação de de-hidroxilação do hidróxido de cálcio.

Composto	Vazão produzida (kg/h)
$CaO(s)$	122,73
$H_2O(g)$	39,43

Fonte: Autores, 2024.

Portanto, é possível determinar a vazão de água evaporada que será carregada pelos gases para a saída do forno, sendo esta determinada pela Equação B.196, de onde se faz possível obter o valor de 143,37 kg/h de água total sendo carregada pela saída de gases.

$$\dot{m}_{H_2O_{evap}} = \dot{m}_{H_2O_{lama}} + \dot{m}_{H_2O(g)} \quad (B.196)$$

Ainda, quantifica-se a corrente de gases na entrada do estágio 1 (saída do estágio 2) pela Equação B.197, onde \dot{m}_{g3} é a vazão de gases oriunda do estágio 3, que considera os gases gerados nos estágios posteriores.

$$\dot{m}_{g2} = \dot{m}_{H_2O_{evap}} + \dot{m}_{g3} \quad (B.197)$$

Deste modo, o balanço de massas da primeira zona do forno de cal é representado pela Equação B.198, onde \dot{m}_{42} é a vazão de entrada no forno, oriunda do filtro de lamas; \dot{m}_{E1} é a vazão de lama que segue para o processo; \dot{m}_{g2} é a corrente de gases oriunda do estágio 2 e \dot{m}_{45} é a corrente de gases na saída do forno.

$$\dot{m}_{42} + \dot{m}_{g2} = \dot{m}_{E1} + \dot{m}_{45} \quad (B.198)$$

No segundo estágio, ocorre o aquecimento da lama de cal, de modo que a conservação de massa é dada pela Equação B.199, onde \dot{m}_{E2} representa a vazão de lama que segue para o estágio 2; \dot{m}_{g2} representa a corrente de gases oriunda do estágio 2 e \dot{m}_{g3} representa a corrente de gases oriunda do estágio 3.

$$\dot{m}_{E1} + \dot{m}_{g3} = \dot{m}_{E2} + \dot{m}_{g2} \quad (\text{B.199})$$

No terceiro estágio, ocorre a reação de calcinação, também chamada de de-carbonatação do carbonato de cálcio (RODRIGUES, 2004). Nessa reação ocorre a conversão do carbonato de cálcio em cal, finalizando o ciclo de recuperação. Assim, para calcular a quantidade de cal produzida, emprega-se a estequiometria reacional de 1:1, bem como a conversão de 95% (AGUIAR, 2016; FOELKEL, 1983), visível na Equação B.200. Os resultados obtidos para a calcinação estão dispostos na Tabela 117.

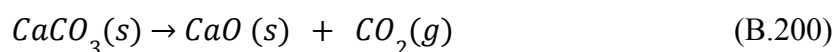


Tabela 117 - Resultado da reação de calcinação.

Composto	Vazão produzida (kg/h)
$\text{CaO}(s)$	135,29
$\text{CO}_2(g)$	106,18

Fonte: Autores, 2024.

Em posse da vazão de dióxido de carbono, é possível calcular a vazão de gases na saída do estágio 3 (\dot{m}_{g3}), através da Equação B.201.

$$\dot{m}_{g3} = \dot{m}_{44} + \dot{m}_{\text{CO}_2} \quad (\text{B.201})$$

Desse modo, aplica-se o balanço de massa no estágio 3, através da Equação B.202.

$$\dot{m}_{E2} + \dot{m}_{g4} = \dot{m}_{E3} + \dot{m}_{g3} \quad (\text{B.202})$$

No quarto estágio, ocorre o resfriamento da lama de cal, de modo que a conservação de massa é dada pela Equação B.203, onde \dot{m}_{E3} representa a vazão de lama que segue para o estágio 3; \dot{m}_{g4} representa a corrente de gases na saída do estágio 4; \dot{m}_{44} representa a corrente de propano inserida no forno de cal e \dot{m}_{46} é a vazão mássica de óxido de cálcio produzida.

$$\dot{m}_{E3} + \dot{m}_{44} = \dot{m}_{46} + \dot{m}_{g4} \quad (\text{B.203})$$

Em posse das equações de balanços de massa, faz-se necessária a resolução do balanço de energia, a fim de obter a vazão de propano necessária para o sistema operar. Desse modo, em primeiro momento realizaram-se os cálculos dos calores específicos dos compostos, seguindo a Equação B.204, para casos em que pode ser representado pelo tipo 1, e pela Equação B.205, se representado pelo tipo 2.

$$C_{Pi} = a + bT + \frac{c}{T^2} \quad (\text{B.204})$$

$$C_{Pi} = a + bT + cT^2 \quad (\text{B.205})$$

A Tabela 118 apresenta os valores das constantes de cada composto, bem como o tipo de equação aplicado.

Tabela 118 - Constantes para equações das capacidades caloríficas.

Composto	Tipo de equação	a	b x 10 ²	c x 10 ⁵	d x 10 ⁹
Água líquida	1	75,4	0,6880	0,7604	-3,593
Carbonato de cálcio	2	82,34	4,975	-12,87x10 ¹⁰	-
Dióxido de carbono	1	36,11	4,233	-2,887	7,464
Óxido de cálcio	2	41,84	2,03	-4,52x10 ¹⁰	-
Propano	1	68,032	22,59	-13,11	31,71

Fonte: Macedo, 2019.

Os valores obtidos para o calor específico dos compostos estão presentes na Tabela 119.

Tabela 119 - Resultados dos calores específicos das substâncias a diferentes temperaturas do FR-301.

Composto	Calor específico a 25 °C (J/mol°C)	Calor específico a 100°C (J/mol°C)	Calor específico a 900 °C (J/mol°C)
Água	75,4	34,22	35,11
Carbonato de cálcio	83,58	87,32	127,12
Dióxido de carbono	37,15	40,06	56,26
Óxido de cálcio	42,35	43,87	60,11
Propano	73,60	89,34	188,27

Fonte: Autores, 2024.

Outro valor importante para o cálculo do projeto é a massa molar de cada composto, que será utilizada para realizar a conversão das energias calculadas em unidades de energia por tempo (J/h). Além de ser empregue para quantificar as correntes em mols. As massas molares estão presentes na Tabela 120, juntamente ao calor específico obtido para cada composto.

Tabela 120 - Massas molares dos componentes no forno de cal F-301.

Componente	Massa molar (g/mol)
Água líquida	18,01
Carbonato de cálcio	100,09
Dióxido de carbono	44,01
Óxido de cálcio	56,08
Propano	44,10

Fonte: Perry, 1997.

Em análise ao aquecimento sofrido por cada composto no interior do forno de cal, os seguintes passos foram tomados: cálculo das energias acerca do carbonato de cálcio; cálculo das energias acerca da água; cálculo das energias acerca da formação do óxido de cálcio e do

dióxido de carbono; cálculo das perdas energéticas. De início, a Equação B.206 possibilita a obtenção da energia necessária para aquecer o carbonato de cálcio de 25 a 900 °C.

$$E_{25-900}(CaCO_3) = \int_{298}^{1173} (19,68 + 0,01189T - \frac{307600}{T^2})dT \quad (B.206)$$

A Equação B.207 possibilita a obtenção da energia necessária para aquecer a água de 25 a 900 °C.

$$E_{25-100}(H_2O) = C_{Pmédio} \Delta T \quad (B.207)$$

Enquanto que a Equação B.208 obtém a energia para aquecer a água de 100 a 200 °C.

$$E_{100-200} = \int_{373}^{473} (8,22 + 0,00015T + 0,00000134T^2)dT \quad (B.208)$$

Contabiliza-se a energia necessária para a vaporização da água, $\lambda_{vap.H2O} = 9.729$ J/mol.

Para a determinação da energia necessária na reação de calcinação, realizou-se a soma das entalpias, conforme esquema determinado por Almeida (2001), presente no Anexo D.6. Assim, emprega-se a Equação B.209.

$$\Delta H_r(900) = \Delta H_1 + \Delta H_r(25) + \Delta H_2 \quad (B.209)$$

Sabendo que, pela Primeira Lei da Termodinâmica, para um sistema onde não há variação de pressão (P) a Capacidade calorífica (C_p) é igual à variação de Entalpia (ΔH) pela variação de Temperatura (T), é possível obter as entalpias dos compostos através das Equação B.210, conforme realizado por Almeida (2001). Para tal, empregou-se a Equação da entalpia sendo igual à do C_p , desta vez em calorias/mol, conforme estudado por Almeida (2001).

$$\Delta H_1 = \int_{298}^{1173} (19,68 + 0,01189T - \frac{307600}{T^2})dT \quad (B.210)$$

A Equação B.211 contabiliza a entalpia de de formação do óxido de cálcio e do dióxido de carbono na temperatura de 25 °C.

$$\Delta H_r(25) = \Sigma \Delta H_f(P) - \Sigma \Delta H_f(R) \quad (\text{B.211})$$

A Equação B.212 calcula o valor de ΔH_2 .

$$\begin{aligned} \Delta H_2 = & \int_{298}^{1173} (10,00 + 0,00484T - \frac{108000}{T^2})dT \\ & + \int_{298}^{1173} (10,34 + 0,00274T - \frac{195500}{T^2})dT \end{aligned} \quad (\text{B.212})$$

Agora, faz-se necessário calcular os valores de perda de calor que ocorrem no forno. A perda de calor será calculada a partir de condução, nas interfaces gás-parede e sólido-parede, conforme estudado por Aguiar (2016). Desse modo, quantifica-se a perda de calor por condução entre a fase gasosa e a parede ($Q_{c,p-g}$) pela Equação B.213; o calor perdido por condução entre a fase sólida e a parede ($Q_{c,p-s}$) pela Equação B.214.

$$Q_{c,p-g} = C(T_{g,i} - T_a) \quad (\text{B.213})$$

$$Q_{c,p-g} = C(T_{s,i} - T_a) \quad (\text{B.214})$$

O valor da constante C que se repete em ambas as equações pode ser calculado a partir da Equação B.215, onde k é a condutividade térmica; A_{cd} é a área perpendicular na direção x e Δx é a espessura do plano x .

$$C = \frac{kA_{cd}}{\Delta x} \quad (\text{B.215})$$

Os valores empregados para estes cálculos estão dispostos na Tabela 121. Importante ressaltar que os valores empregados para as temperaturas do gás na interface e do sólido na interface foram obtidos a partir da análise dos resultados publicados por Aguiar (2016), contidos no Anexo D.7. Entretanto, foram adaptados para o caso proposto no presente trabalho, considerando-se o estágio de secagem na modelagem.

Tabela 121 - Parâmetros empregados para a perda de calor no forno de cal F-301.

Parâmetro	Símbolo	Valor	Unidade
Constante	C	45	K/W
Temperatura ambiente	T_a	299	K
Temperatura do gás na interface	$T_{g,i}$	800	K
Temperatura do sólido na interface	$T_{s,i}$	1173	K

Fonte: Adaptado de Aguiar, 2016.

Os resultados obtidos para as energias envolvidas no forno estão dispostos na Tabela 122, sendo quantificadas em unidades de calor necessário, ou seja, energia por tempo.

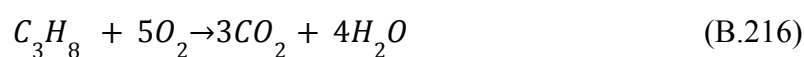
Tabela 122 - Calores obtidos no forno de cal FR-301.

Energia	Valor	Unidade
Calor de aquecimento do carbonato de cálcio	451.550,43	kJ/h
Calor de reação do carbonato de cálcio	39,97	kJ/h
Calor de vaporização da água	77.427,56	kJ/h
Calor de aquecimento da água	32.722,34	kJ/h
Calor perdido do gás para a parede	141.588	kJ/h
Calor perdido do sólido para a parede	81.162	kJ/h

Fonte: Autores, 2024.

Deste modo, é obtido o calor total requerido para o bom funcionamento do forno, sendo este igual a soma dos calores dispostos na Tabela 122, resultando em 784.490,22 kJ/h.

Em posse da energia total necessária, parte-se para a determinação da quantidade de propano necessária para a incineração de lamas, é necessário avaliar o seu poder calorífico inferior, bem como analisar a sua quantidade de mols presente na reação. A reação de combustão de propano está na Equação B.216.



Assim, calcula-se o número de mols de propano com base na Equação B.217.

$$n = \frac{E_{\text{necessário}}}{|PCI|} \quad (\text{B.217})$$

Finalmente, calcula-se a massa de propano necessária, através da Equação B.218.

$$\dot{m}_{44} = Mn = \frac{E_{\text{necessário}}}{|PCI|} \quad (\text{B.218})$$

Com isso, obtém-se a vazão necessária de propano igual a 15,58 kg/h, o que era esperado, visto que seu poder calorífico é elevado e ele consegue fornecer calor expressivamente ao forno. Empregando-se a vazão de propano, é possível resolver os balanços de massa.

Sabendo-se que o teor máximo de calcinação obtido dentro do forno é de aproximadamente 95%, e que o teor máximo aceito de carbonato de cálcio residual é de 2% (FOELKEL, 1983), a corrente de produto formado terá a composição presente na Tabela 123.

Tabela 123 - Composição da corrente de cal formada.

Componente	Símbolo	Vazão (kg/h)	Porcentagem
Carbonato de cálcio	$CaCO_3$	5,43	95,5
Óxido de cálcio	CaO	258,03	2
Inertes	I	6,91	2,5

Fonte: Autores, 2024.

Assim, cumpre-se a conservação de massa do balanço global do forno de cal, com resultados expostos na Tabela 124.

Tabela 124 - Resultados do balanço de massa do forno de cal FR-201.

	Símbolo	Valor
Vazão total de entrada de lama de cal (kg/h)	\dot{m}_{42}	519,72

Vazão total de entrada de propano (kg/h)	\dot{m}_{44}	15,58
Vazão total de saída de gases (kg/h)	\dot{m}_{45}	265,13
Vazão total de saída de produto (kg/h)	\dot{m}_{46}	270,17

Fonte: Autores, 2024.

No trabalho de Aguiar (2016), define-se o tempo de retenção igual a 3 horas. Este valor é coerente com o estudado por Oliveira (2013), que define o tempo de retenção como variável de 2 a 4h em indústrias de celulose. Deste modo, emprega-se o tempo de retenção igual a 3h neste projeto.

Para o dimensionamento do equipamento, analisaram-se os estudos realizados por Foelkel (1983), Aguiar (2016) e Oliveira (2013), que pontuam dimensões usuais teóricas e práticas dos fornos. Assim, estabeleceram-se as dimensões e parâmetros do forno iguais ao expresso na Tabela 125.

Tabela 125 - Especificações do forno de cal FR-301.

Parâmetro	Valor	Unidade
Comprimento do cilindro rotativo	60	m
Diâmetro do cilindro rotativo	4	m
Inclinação	2,25	°
Velocidade de rotação	1,5	rpm

Fonte: Adaptado de Aguiar, 2016; Foelkel, 1983; Oliveira, 2013.

Assim, selecionou-se o equipamento da marca Henan Hongji Mining Machinery Co., por apresentar a vantagem de ser um produto personalizado, empregado para diferentes setores de produção de cal, presente no Anexo A.20.

APÊNDICE C - MEMORIAL DE CÁLCULO E DIMENSIONAMENTO DE EQUIPAMENTOS DAS UTILIDADES

APÊNDICE C.1 - VAPOR

Apêndice C.1.1 - Digestor D-201 - Zona de Impregnação

A demanda de vapor na zona de impregnação será a vazão de vapor necessária para aquecer o licor e cavacos nas condições definidas no Apêndice B.2.2. Assim, empregando-se o calor total calculado para a zona de impregnação (4.396.198,82 kJ/h) e a entalpia de vaporização do vapor superaquecido a 200 °C e 800 kPa, igual a 2.839,3 kJ/kg (SONNTAG, BORGNAKKE, VAN WYLEN, 1995), calculou-se a demanda de vapor através da Equação C.1.

$$Q = \dot{m}_{vapor} \lambda_{200^{\circ}C} \quad (C.1)$$

Deste modo, obteve-se a demanda de vapor \dot{m}_{vapor} igual a 1.548,34 kg vapor/h.

Apêndice C.1.1.1 - Dimensionamento do trocador de calor E-201

Para o dimensionamento dos trocadores de calor, empregou-se o método da média logarítmica da diferença de temperaturas (MLDT), em um trocador de calor com escoamento em contracorrente, visto que comparado ao escoamento paralelo ele apresenta menores valores de área de troca térmica, o que é benéfico do ponto de vista econômico do processo (BERGMAN, LAVINE, 2019). Além disso, empregou-se para o fluido quente de aquecimento o vapor superaquecido a 200 °C, oriundo da caldeira de recuperação, descrito previamente no Apêndice B.3.3.

Portanto, realizou-se o cálculo da MLDT (ΔT_{ML}) a partir da Equação C.2.

$$\Delta T_{ML} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln\left(\frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}\right)} \quad (C.2)$$

Para o escoamento em contracorrente, os valores de ΔT_1 e ΔT_2 são definidos pelas Equações C.3 e C.4, respectivamente.

$$\Delta T_1 \equiv T_{q,1} - T_{f,1} = T_{q,ent} - T_{f,sai} \quad (C.3)$$

$$\Delta T_2 \equiv T_{q,2} - T_{f,2} = T_{q,sai} - T_{f,ent} \quad (C.4)$$

Portanto, calculou-se o valor da área de troca térmica do trocador de calor. Empregando-se a Equação C.5, onde U representa o coeficiente global de transferência de calor; Q representa o calor total fornecido ao sistema.

$$Q = UA\Delta T_{ML} \quad (C.5)$$

Sabendo-se que o vapor de aquecimento irá perder energia até sua temperatura de saturação em 800 kPa e depois mantê-la e apenas mudar de fase (BERGMAN; LAVINE, 2019), tem-se as condições presentes na Tabela 126.

Tabela 126 - Parâmetros do trocador de calor E-201.

Parâmetro	Valor	Unidade	Referência
U	850	W/(m ² /K)	BERGMAN; LAVINE, 2019
Q	4.396.198,82	kJ/h	Apêndice B.2.2
$T_{f,ent}$	43,32	°C	Apêndice B.2.2
$T_{f,sai}$	100	°C	Apêndice B.2.2
$T_{q,ent}$	200	°C	Apêndice B.3.3
$T_{q,sai}$	170,43	°C	Apêndice B.3.3

Fonte: Autores, 2024.

Assim, determina-se a área de troca térmica (A) do trocador de calor E-201 de 12,71 m², empregando-se o trocador de calor TP10-4-1250 da empresa Thermo Pipe, disposto no Anexo C.1.

Apêndice C.1.2 - Digestor D-201 - Zona de Aquecimento

A demanda de vapor na seção de aquecimento será a vazão de vapor condensado necessária para aquecer o licor e cavacos nas condições definidas no Apêndice B.2.2. Assim, empregando-se o calor total calculado (3.438.391,97 kJ/h) e a entalpia de vaporização do líquido saturado a 180 °C e 800 kPa, igual a 2.791,82kJ/kg (SONNTAG, BORGNAKKE, VAN WYLEN, 1995), calculou-se a demanda de vapor através da Equação C.1. Deste modo, obteve-se a demanda de vapor \dot{m}_{vapor} igual a 1.231,60 kg vapor/h. Nessa etapa, realizou-se a integração energética do vapor condensado da zona 1, direcionando-o para a zona 2 e aquecendo-o de 170,43 a 180 °C, para usá-lo em forma de vapor vivo no E-202.

Apêndice C.1.2.1 - Dimensionamento do trocador de calor E-202

Para o dimensionamento do trocador de calor E-202, seguiu-se a mesma metodologia aplicada no Apêndice C.1.1. As condições do trocador E-202 estão presentes na Tabela 127. Nota-se que o fluido quente sai em sua temperatura de saturação a 800 kPa, maximizando a troca energética em menor vazão.

Tabela 127 - Parâmetros do trocador de calor E-202.

Parâmetro	Valor	Unidade	Referência
U	850	W/(m ² /K)	BERGMAN; LAVINE, 2019
Q	3.438.391,97	kJ/h	Apêndice B.2.2
$T_{f,ent}$	100	°C	Apêndice B.2.2
$T_{f,sai}$	165	°C	Apêndice B.2.2
$T_{q,ent}$	180	°C	Apêndice B.3.3

$T_{q,ent}$	170,43	°C	Apêndice B.3.3
-------------	--------	----	----------------

Fonte: Autores, 2024.

Assim, determina-se a área de troca térmica (A) do trocador de calor E-202 de 31,35 m², empregando-se o trocador de calor BCTH 406.10.S369 da empresa Bermo, disposto no Anexo C.2.

Apêndice C.1.3 - Digestor D-201 - Zona de Cozimento

A demanda de vapor na seção de cozimento será a vazão de vapor necessária para aquecer o licor e cavacos nas condições definidas no Apêndice B.2.2. Assim, empregando-se o calor total calculado (286.532,66 kJ/h) e a entalpia de vaporização do vapor superaquecido a 200 °C e 800 kPa, igual a 2.839,3 kJ/kg (SONNTAG, BORGNAKKE, VAN WYLEN, 1995), calculou-se a demanda de vapor através da Equação C.1. Deste modo, obteve-se a demanda de vapor \dot{m}_{vapor} igual a 100,92 kg vapor/h.

Apêndice C.1.3.1 - Dimensionamento do trocador de calor E-203

Para o dimensionamento do trocador de calor E-203, seguiu-se a mesma metodologia aplicada no Apêndice C.1.1. As condições do trocador E-203 estão presentes na Tabela 128. Emprega-se vapor vivo oriundo da caldeira, a 200 °C e 800 kPa.

Tabela 128 - Parâmetros do trocador de calor E-203.

Parâmetro	Valor	Unidade	Referência
U	850	W/(m ² /K)	BERGMAN; LAVINE, 2019
Q	286.532,66	kJ/h	Apêndice B.2.2
$T_{f,ent}$	165	°C	Apêndice B.2.2
$T_{f,sai}$	170	°C	Apêndice B.2.2
$T_{q,ent}$	200	°C	Apêndice B.3.3

$T_{q,sai}$	170,43	°C	Apêndice B.3.3
-------------	--------	----	----------------

Fonte: Autores, 2024.

Assim, determina-se a área de troca térmica (A) do trocador de calor E-203 de 6,51 m², empregando-se o trocador de calor TP6-2-1750 da empresa Thermo Pipe, disposto no Anexo C.3.

Apêndice C.1.4 - Máquina de papel MP-201

A demanda de vapor na máquina de papel será a vazão de vapor necessária para aquecer a corrente ar atmosférico na entrada da seção de secagem, conforme as condições definidas no Apêndice B.2.6. Assim, empregando-se o calor total calculado (124.993,85 kJ/h) e a entalpia de vaporização do vapor superaquecido a 200 °C e 800 kPa, igual a 2.839,3 kJ/kg (SONNTAG, BORGNAKKE, VAN WYLEN, 1995), calculou-se a demanda de vapor através da Equação C.1. Deste modo, obteve-se a demanda de vapor \dot{m}_{vapor} igual a 44,02 kg vapor/h.

Apêndice C.1.4.1 - Dimensionamento do trocador de calor E-206

Para o dimensionamento do trocador de calor E-206, seguiu-se a mesma metodologia aplicada no Apêndice C.1.1. As condições do trocador E-206 estão presentes na Tabela 129.

Tabela 129 - Parâmetros do trocador de calor E-206.

Parâmetro	Valor	Unidade	Referência
U	850	W/(m ² /K)	BERGMAN; LAVINE, 2019
Q	124.993,85	kJ/h	Apêndice B.2.6
$T_{f,ent}$	26	°C	Apêndice B.2.6
$T_{f,sai}$	100	°C	Apêndice B.2.6
$T_{q,ent}$	200	°C	Apêndice B.3.3

$T_{q,sai}$

170,43

°C

Apêndice B.3.3

Fonte: Autores, 2024.

Assim, determina-se a área de troca térmica (A) do trocador de calor E-201 de 0,34 m², empregando-se o trocador de calor TP4-4-300 da empresa Thermo Pipe, disposto no Anexo C.4.

Apêndice C.1.5 - Tanques de mistura TM-301 e TM-302

A demanda de vapor nos tanques de mistura 301 e 302 será a vazão de vapor necessária para aquecer a corrente de saída conforme as condições definidas no Apêndice B.3.1. Assim, empregando-se o calor total calculado (1.974.402,037 kJ/h) e a entalpia de vaporização do líquido saturado a 175 °C e 800 kPa, igual a 2.779,95 kJ/kg (SONNTAG, BORGNAKKE, VAN WYLEN, 1995), calculou-se a demanda de vapor através da Equação C.1. Deste modo, obteve-se a demanda de vapor \dot{m}_{vapor} igual a 710,23 kg vapor/h. Nessa etapa, realizou-se a integração energética do vapor condensado da zona 2, direcionando-o para a tubulação dos tanques 301 e 302, e aquecendo-o de 170,43 a 175 °C, para usá-lo em forma de vapor vivo no E-301.

Apêndice C.1.5.1 - Dimensionamento do trocador de calor E-301

Para o dimensionamento do trocador de calor E-301, seguiu-se a mesma metodologia aplicada no Apêndice C.1.1. As condições do trocador E-301 estão presentes na Tabela 130.

Tabela 130 - Parâmetros do trocador de calor E-301.

Parâmetro	Valor	Unidade	Referência
U	850	W/(m ² /K)	BERGMAN; LAVINE, 2019
Q	1.974.402,037	kJ/h	Apêndice B.2.6
$T_{f,ent}$	61,68	°C	Apêndice B.2.6
$T_{f,sai}$	76	°C	Apêndice B.2.6

$T_{q,ent}$	175	°C	Apêndice B.3.3
$T_{q,sai}$	170,43	°C	Apêndice B.3.3

Fonte: Autores, 2024.

Assim, determina-se a área de troca térmica (A) do trocador de calor E-201 de 6,22 m², empregando-se o trocador de calor TP6-2-1750 da empresa Thermo Pipe, mesmo modelo disposto no Anexo C.3.

APÊNDICE C.2 - ÁGUA QUENTE

Apêndice C.1.2 - Sistema de lavagem

A limpeza dos equipamentos é realizada uma vez ao ano, quando ocorrem as paradas programadas. Assim, o sistema de lavagem empregado é o sistema CIP (*Cleaning-in-place*), por possuir a vantagem de realizar a lavagem dos equipamentos e tubulações sem a necessidade de desmontá-los. O sistema é realizado a partir da circulação de água quente pelo interior dos equipamentos. A limpeza é influenciada pela temperatura da água quente e pela sujidade do equipamento. Forni (2007) define o valor de 27 L/m.min para o fator de sujidade (F_s) de equipamentos pouco sujos.

Nos cálculos deste projeto, será realizada a limpeza do digestor, tanque de mistura de licor branco, tanques de mistura de licor negro fraco, a fim de concentrar as áreas de limpeza onde se tem maior possibilidade de acúmulo de sujidades e incrustações devido ao álcali. Assim, emprega-se a Equação C.6 para o cálculo da vazão de água quente requerida ($\dot{m}_{\text{água quente}}$) em kg/h.

$$\dot{m}_{\text{água quente}} = F_s D_t \pi \rho_{\text{água}} \quad (\text{C.6})$$

Empregando-se os diâmetros dos equipamentos escolhidos para limpeza, é possível obter os valores de vazão de água quente necessária, conforme presente na Tabela 131.

Tabela 131 - Vazão de água quente necessária para limpeza.

Equipamento	Diâmetro (m)	Vazão (kg/h)
Digestor	2,25	11.451,00
Tanque de mistura 101	1,6	8.143,00
Tanque de mistura 301	2,83	14.403,00
Tanque de mistura 302	2,83	14.403,00
Total	9,51	48.400,00

Fonte: Autores, 2024.

Com isso, obtém-se a demanda de água quente para limpeza igual a 48.400 L.

APÊNDICE C.3 - ÁGUA FRIA

Apêndice C.3.1 - Digestor D-201 - Zona de Lavagem

A demanda de água fria na zona de lavagem será a vazão de água necessária para resfriar o licor e os cavacos nas condições definidas no Apêndice B.2.2. Desta maneira, o valor de calor total definido de 3.183.611,06 kJ/h, o calor específico da água de 4.187 kJ/kg°C (BONOMI *et al.*, 1985) e a variação de temperatura que o fluido de resfriamento sofre, definem a demanda de água fria a partir da Equação C.7.

$$Q = \dot{m}_{\text{água fria}} c_p \Delta T \quad (\text{C.7})$$

Com isso, obteve-se a demanda de água fria ($\dot{m}_{\text{água fria}}$) é igual a 14,08 kg água/h.

Apêndice C.3.1.1 - Dimensionamento do trocador de calor E-204

Na zona de lavagem do digestor (D-201), será preciso dimensionar um trocador de calor do tipo casco tubo, que segue o método do uso da média logarítmica das diferenças de temperaturas (MLDT) citado no Apêndice C.1.1, que segue a Equação C.2. As condições do trocador de calor E-204 estão presentes na Tabela 132.

Tabela 132 - Parâmetros do trocador de calor E-204.

Parâmetro	Valor	Unidade	Referência
U	850	W/(m ² /K)	BERGMAN; LAVINE, 2019
Q	3.183.611,06	kJ/h	Apêndice B.2.2
$T_{f,ent}$	25	°C	Apêndice 4.5.3
$T_{f,sai}$	40	°C	Apêndice 4.5.3
$T_{q,ent}$	170	°C	Apêndice B.2.2
$T_{q,sai}$	140	°C	Apêndice B.2.2

Fonte: Autores, 2024.

Empregando-se a Equação C.5 do Apêndice C.1.1.1, determina-se a área de troca térmica (A) do trocador de calor E-204 de 8,68 m², definindo-se a utilização do trocador de calor TP5-2-1250A da empresa Thermo Pipe, disposto no Anexo C.5.

Apêndice C.3.2 - Digestor D-201 - Zona de Resfriamento

A demanda de água fria na zona de resfriamento será a vazão de água necessária para resfriar o licor e os cavacos nas condições definidas no Apêndice B.2.2. Desta maneira, o valor de calor total definido de 4.377.465,20 kJ/h, o calor específico da água de 4.187 kJ/kg°C (BONOMI *et al.*, 1985) e a variação de temperatura que o fluido de resfriamento sofre, definem a demanda de água fria a partir da Equação C.6 do Apêndice C.3.1.

Com isso, obteve-se a demanda de água fria ($\dot{m}_{\text{água fria}}$) é igual a 29,04 kg água/h.

Apêndice C.3.2.1 - Dimensionamento do trocador de calor E-205

Para ocorrer o resfriamento da última zona do digestor (D-201), será preciso realizar o dimensionamento de acordo com o método citado no Apêndice C.1.1, que segue a Equação C.2. As condições do trocador de calor E-205 estão presentes na Tabela 133.

Tabela 133 - Parâmetros do trocador de calor E-205.

Parâmetro	Valor	Unidade	Referência
U	850	W/(m ² /K)	BERGMAN; LAVINE, 2019
Q	4.377.465,20	kJ/h	Apêndice B.2.2
$T_{f,ent}$	25	°C	Apêndice 4.5.3
$T_{f,sai}$	35	°C	Apêndice 4.5.3
$T_{q,ent}$	111,35	°C	Apêndice B.2.2
$T_{q,sai}$	85	°C	Apêndice B.2.2

Fonte: Autores, 2024.

Empregando-se a Equação C.5 do Apêndice C.1.1.1, determina-se a área de troca térmica (A) do trocador de calor E-205 de 21,73 m², definindo-se a utilização do trocador de calor TP10-2-2000 da empresa Thermo Pipe, disposto no Anexo C.6.

Apêndice C.3.3 - Evaporador EV-301 - Condensador

A demanda de água fria no condensador do evaporador EV-301 será a vazão de água necessária para condensar o vapor de água proveniente do evaporador nas condições definidas no Apêndice B.3.2. Desta maneira, o valor de calor total definido de 4.294.492 kJ/h no Apêndice B.2.3, o calor específico da água de 4.187 kJ/kg°C (BONOMI *et al.*, 1985) e a variação de temperatura que o fluido de resfriamento sofre, definem a demanda de água fria a partir da Equação C.6 do Apêndice C.3.1.

Com isso, obteve-se a demanda de água fria ($\dot{m}_{\text{água fria}}$) é igual a 18,99 kg água/h.

Apêndice C.3.3.1 - Dimensionamento do trocador de calor E-302

O calor do trocador que atende ao condensador foi definido pela Equação C.8, onde se considera o calor latente de vaporização da água (dh_{vC}) como 2.348 kJ/kg e a vazão mássica

de condensado (\dot{m}_{cB}) definida através do balanço de massa descrito no Apêndice B.3.2, retornando cerca de 4.294.492 kJ/h.

$$Q = \dot{m}_{cB} \cdot dh_{vC} \quad (C.8)$$

A água nos tubos do trocador é o fluido responsável pelo resfriamento do vapor, dito isso, o coeficiente global de transferência (U) é de 1000 W/(m²/K) (BERGMAN; LAVINE, 2019). As condições do trocador de calor E-302 estão presentes na Tabela 134.

Tabela 134 - Parâmetros do trocador de calor E-302.

Parâmetro	Valor	Unidade	Referência
U	1.000	W/(m ² /K)	BERGMAN; LAVINE, 2019
Q	4.294.492	kJ/h	Apêndice B.3.2
$T_{f,ent}$	25	°C	Apêndice 4.5.3
$T_{f,sai}$	40	°C	Apêndice 4.5.3
$T_{q,ent}$	99	°C	Apêndice B.3.2
$T_{q,sai}$	27	°C	Apêndice B.3.2

Fonte: Autores, 2024.

Empregando-se a Equação C.5 do Apêndice C.1.1.1, determina-se a área de troca térmica (A) do trocador de calor E-302 de 70,83 m², definindo-se a utilização do trocador de calor BCTH 550.10.S770 da empresa Bermo, disposto no Anexo C.7.

APÊNDICE D - INSTALAÇÕES DE TUBULAÇÕES INDUSTRIAIS

APÊNDICE D.1 - INSTALAÇÕES DO PROCESSO

Apêndice D.1.1 - Dimensionamento das tubulações do processo

Para o dimensionamento das tubulações líquidas do processo, utilizou-se o critério da velocidade recomendada, conforme descrito por Macintyre (2010). Primeiramente, determinou-se a vazão volumétrica (Q) de cada trecho da tubulação considerando sua vazão mássica (m) e densidade (p) a partir da Equação D.1.

$$Q = \frac{m}{p} \quad (\text{D.1})$$

Em seguida, utilizou-se a Equação D.2 para encontrar um valor de diâmetro D recomendado para uma velocidade v_{rec} recomendada, a qual foi estimada como 2 m/s, uma vez que segundo a ABNT 5626 (2020) correntes líquidas devem estar entre 0,6 m/s e 3,5 m/s.

$$D = \sqrt{\frac{4Q}{\pi v_{rec}}} \quad (\text{D.2})$$

Desse modo, determinou-se o diâmetro nominal da tubulação a partir do Anexo B.12, o qual especifica comercialmente os diâmetros nominais de tubulações de aço carbono, com Schedule 40. Após a definição do diâmetro verdadeiro da tubulação, recalculou-se a velocidade para verificar se o seu valor é compatível com o da velocidade recomendada, pela Equação D.3.

$$v = \frac{4Q}{\pi D^2} \quad (\text{D.3})$$

Para o transporte das correntes sólidas que transportam os cavacos de casca de coco e a lama de cal (correntes 3 e 46), serão utilizadas transportadoras helicoidais conforme catálogo do Anexo B.13 e indicados na Tabela 135. Além disso, a elevação das correntes para os respectivos equipamentos ocorrerá por elevadores de caneca.

Tabela 135 - Dimensionamento das transportadoras sólidas do processo.

Trecho	Corrente	L (m)	m (kg/h)	$D_{helicoide}$ (in)	$D_{helicoide}$ (m)
1 - 2	2	2,98	10000,00	10	0,2540
3 - 4	3	2,60	10000,00	10	0,2540
5 - 6	4	2,60	10000,00	10	0,2540
44 - 45	42	35,64	519,72	9	0,2286
50 - 51	46	39,08	270,17	6	0,1524

Fonte: Autores, 2024.

Apêndice D.1.2 - Perda de carga das tubulações do processo

Para o cálculo da perda de carga das tubulações líquidas do processo, primeiramente determinou-se o número de Reynolds Re para determinar o tipo de escoamento de cada trecho da tubulação, considerando a densidade do fluido ρ , velocidade de escoamento v , diâmetro interno da tubulação D e a viscosidade cinemática μ , de acordo com a Equação D.4.

$$Re = \frac{\rho v D}{\mu} \quad (D.4)$$

Conhecendo-se o tipo de escoamento, isto é, laminar e de transição para $Re < 3000$ e turbulento para $Re > 3000$, determinou-se o fator de atrito de Darcy f_D para cada trecho da tubulação, a partir da Equação D.5 nos casos de escoamento laminar e de transição.

$$f_D = \frac{64}{Re} \quad (D.5)$$

Para os casos de escoamento turbulento, o fator de atrito foi determinado a partir do diagrama de Moody contido no Anexo D.8, considerando a rugosidade absoluta ε de 0,03 mm por ser um valor típico de tubulações de aço carbono.

Por fim, a perda de carga é calculada pela Equação D.6, onde g é a aceleração da gravidade e L_{eq} é o comprimento equivalente da tubulação, o qual, de acordo com Macintyre (2010) é de 20 a 35% superior ao comprimento real da tubulação, definido, portanto, neste projeto como 30% superior ao comprimento real.

$$J = f_D \frac{L_{eq}}{D} \frac{v^2}{2g} \quad (D.6)$$

Os resultados dos dimensionamentos das tubulações do processo, bem como as perdas de carga de cada trecho, encontram-se na Tabela 136.

Tabela 136 - Diâmetro e perda de carga das tubulações líquidas do processo.

(Continua)

Trecho	Corrente	L (m)	L_{eq} (m)	m (kg/h)	Q (m ³ /s)	v_{rec} (m/s)	v (m/s)	$D_{interno}$ (mm)	$D_{nominal}$ (in)	Re	f_D	J (m)
7 - 8	08	2,00	2,60	4721,58	0,0013	2,00	1,62	0,0286	1 ¼	526224,99	0,02	0,22
8 - 9	10	2,00	2,60	8372,39	0,0096	2,00	1,55	0,0782	3 ½	903,13	0,07	0,25
10 - 11	13	1,19	1,55	14536,06	0,0167	2,00	1,32	0,1031	5	1097,60	0,06	0,06
12 - 13	15	1,22	1,59	13082,27	0,0150	2,00	1,85	0,0978	4	1234,78	0,05	0,14
14 - 15	18	1,15	1,50	2017,44	0,0023	2,00	1,14	0,0384	2	380,84	0,17	0,33
16 - 17	09	4,39	5,71	16349,19	0,0042	2,00	1,62	0,0514	2 ¼	35149,20	0,03	0,43
17 - 18	09	0,83	1,08	8174,60	0,0021	2,00	1,82	0,0364	1 ½	26361,90	0,03	0,12
17 - 19	09	5,08	6,60	8174,60	0,0021	2,00	1,82	0,0364	1 ½	26361,90	0,03	0,88
20 - 21	14	0,50	0,65	1453,79	0,0004	2,00	1,30	0,0153	¾	9376,54	0,03	0,09
21 - 22	14	4,31	5,60	726,90	0,0002	2,00	1,46	0,0108	½	7032,40	0,03	1,44
21 - 23	14	3,90	5,07	726,90	0,0002	2,00	1,46	0,0108	½	7032,40	0,03	1,30
24 - 25	17	0,30	0,39	16064,84	0,0041	2,00	1,29	0,0510	2 ½	31084,09	0,03	0,02
24 - 26	17	2,00	2,60	8032,42	0,0020	2,00	1,79	0,0361	1 ½	25903,41	0,03	0,31
25 - 27	17	5,93	7,71	8032,42	0,0020	2,00	1,79	0,0361	1 ½	25903,41	0,03	0,93
28 - 29	22	0,50	0,65	33867,83	0,0086	2,00	1,89	0,0740	3	54609,44	0,02	0,02

Tabela 136 - Diâmetro e perda de carga das tubulações líquidas do processo.

(Conclusão)

Trecho	Corrente	L (m)	L_{eq} (m)	m (kg/h)	Q (m ³ /s)	v_{rec} (m/s)	v (m/s)	$D_{interno}$ (mm)	$D_{nominal}$ (in)	Re	f_D	J (m)
29 - 32	22	1,44	1,87	33867,83	0,0086	2,00	1,89	0,0740	3	54609,44	0,02	0,07
33 - 34	22	6,38	8,29	33867,83	0,0086	2,00	1,89	0,0740	3	54609,44	0,02	0,30
35 - 36	27	7,80	10,14	1647,73	0,0004	2,00	1,24	0,0150	¾	612,14	0,10	4,33
37 - 38	32	3,01	3,91	571,94	0,0001	2,00	1,29	0,0066	⅜	2451,67	0,03	1,05
30 - 39	35	2,70	3,51	4976,94	0,0011	2,00	1,39	0,0265	1 ¼	6163,17	0,04	0,38
40 - 41	37	11,96	15,55	5245,32	0,0012	2,00	1,46	0,0272	1 ¼	58459,64	0,02	0,80
42 - 43	39	5,47	7,11	931,84	0,0001	2,00	0,90	0,0085	½	36060,60	0,03	0,69
46 - 47	38	26,67	34,67	4313,48	0,0012	2,00	1,48	0,0274	1 ¼	480741,82	0,02	2,45
48 - 49	41	41,25	53,63	3912,12	0,0009	2,00	1,71	0,0235	1	18167,08	0,03	9,41

Fonte: Autores, 2024.

APÊNDICE D.2 - INSTALAÇÕES DE UTILIDADES

Apêndice D.2.1 - Instalações de vapor

Apêndice D.2.1.1 - Dimensionamento das tubulações de vapor

Para o dimensionamento das tubulações de vapor, também utilizou-se o critério da velocidade recomendada conforme indicado por Macintyre (2010). Primeiramente, calculou-se a vazão volumétrica Q de cada trecho da tubulação, a partir da Equação D.7, considerando a vazão mássica e volume específico v do vapor em cada trecho.

$$Q = mv \quad (D.7)$$

Em seguida, determinou-se o diâmetro recomendado a partir da Equação D.8, considerando uma velocidade recomendada de 25 m/s.

$$D = \sqrt{\frac{4Qv}{\pi v}} \quad (D.8)$$

Desse modo, escolheu-se um diâmetro comercial compatível com o diâmetro recomendado, conforme catálogo do Anexo B.12. Posteriormente, recalculou-se a velocidade a partir da Equação D.3 para verificar se esta se adequa à velocidade recomendada.

Apêndice D.2.1.2 - Isolamento e dilatação térmica das tubulações de vapor

Para o isolamento térmico das tubulações de vapor, escolheu-se um isolamento da marca Calorisol Modelo 815/Thermo-12, conforme o catálogo do Anexo B.16. Desse modo, para garantir que a tubulação não perca energia para o meio, será necessário um isolamento de 1,5 polegadas em toda a tubulação.

A dilatação térmica da tubulação foi calculada devido às altas temperaturas em que se encontra o vapor na tubulação, de acordo com a Equação D.9.

$$\Delta L = C. L. \Delta T \quad (D.9)$$

Onde ΔL é a dilatação linear da tubulação em mm; C é a constante de dilatação do aço carbono; L é o comprimento da tubulação; e ΔT a diferença entre a temperatura inicial e final da tubulação.

Após determinar a dilatação linear das tubulações de vapor, é necessário definir o comprimento das juntas de dilatação que garantirão a absorção da dilatação da tubulação. Os comprimentos das juntas foram definidos de acordo com o Anexo B.17.

Apêndice D.2.1.3 - Perda de carga das tubulações de vapor

Para determinar a perda de carga nas tubulações de vapor, utilizou-se a Equação D.10 extraída de Macintyre (2010).

$$J = 0,029 \frac{m^{1,95} \cdot v^{0,95}}{D^{5,1}} \quad (D.10)$$

O valor encontrado é referente a perda de carga por em kgf/m^2 por 100 m de tubulação. Desse modo, multiplica-se o valor pelo comprimento equivalente L_{eq} (considerada 1,3L) e divide-se o valor 100 para se obter a perda de carga unitária em m. Os resultados do dimensionamento das tubulações de vapor, da dilatação térmica e o comprimento das juntas estão, bem como da perda de carga em cada trecho estão dispostas na Tabela 137.

Tabela 137 - Diâmetro, dilatação e perda de carga das tubulações de vapor.

(Continua)

Trecho	L (m)	L_{eq} (m)	Q (m ³ /s)	v_{rec} (m/s)	v (m/s)	$D_{interno}$ (mm)	$D_{nominal}$ (in)	ΔL (mm)	Juntas (mm)	J (m)
1 - 2	3,43	4,459	0,2857	25,00	22,56	61,61	5	7,5632	280	0,3092
2 - 3	2,99	3,887	0,1631	25,00	20,12	46,54	4	6,5930	250	0,3774
4 - 5	4,5	5,85	0,1479	25,00	23,83	44,33	3 ½	9,9225	235	0,6022
6 - 7	4,79	6,227	0,1216	25,00	19,59	40,19	3 ½	10,5620	235	0,7209
8 - 9	4,79	6,227	0,1047	25,00	22,97	37,30	3	10,5620	235	0,7886
10 - 11	3	3,9	0,9448	25,00	18,66	112,05	10	6,6150	320	0,1319
12 - 13	1,09	1,417	0,9861	25,00	19,47	114,47	10	2,4035	320	0,0467
2 - 26	49,33	64,129	0,1227	25,00	19,77	40,38	3 ½	108,7727	625	7,3844
26 - 27	2,19	2,847	0,0032	25,00	11,19	6,51	¾	4,8290	190	2,9288
26 - 14	12,42	16,146	0,1194	25,00	19,26	39,85	3 ½	27,3861	285	1,8888
14 - 15	1,91	2,483	0,0073	25,00	14,44	9,86	1	4,2116	200	1,5527
14 - 16	1,9	2,47	0,1121	25,00	24,61	38,61	3	4,1895	235	0,3001
16 - 17	1,92	2,496	0,1122	25,00	24,61	38,61	3	4,2336	235	0,3033
18 - 19	53,96	70,148	0,0301	25,00	14,87	20,01	2	50,9922	410	0,4883
19 - 20	8,62	11,206	0,0301	25,00	14,87	20,01	2	8,1459	220	0,0780

Tabela 137 - Diâmetro, dilatação e perda de carga das tubulações de vapor.

(Conclusão)

Trecho	L (m)	L_{eq} (m)	Q (m³/s)	v_{rec} (m/s)	v (m/s)	$D_{interno}$ (mm)	$D_{nominal}$ (in)	ΔL (mm)	Juntas (mm)	J (m)
20 - 21	40,19	52,247	0,0301	25,00	14,87	20,01	2	37,9796	270	0,3637
21 -22	0,94	1,222	0,0113	25,00	22,30	12,25	1	0,8883	200	0,0153
22- 23	0,94	1,222	0,0066	25,00	23,12	9,36	¾	0,8883	190	0,0212
23 - 24	11,81	15,353	0,0066	25,00	23,12	9,36	¾	11,1605	190	0,2660
24 - 25	1	1,3	0,0066	25,00	23,12	9,36	¾	0,9450	190	0,0225

Fonte: Autores, 2024.

Apêndice D.2.2 - Instalações de condensado

Apêndice D.2.2.1 - Dimensionamento das tubulações de condensado

O vapor utilizado no processo é parcialmente condensado pela troca de calor com a tubulação. Assim, é necessário determinar essa quantidade de condensado e direcioná-la para a caldeira. Para tanto, posicionou-se a tubulação de condensado próxima à tubulação de vapor com uma inclinação de 0,05 cm/m. Desse modo, calculou-se a quantidade de condensado formado em cada trecho, de acordo com a Equação D.11, considerando que o tempo de aquecimento da tubulação é de 5 minutos.

$$m = c_p \frac{P\Delta T}{L} \quad (\text{D.11})$$

Onde, m é a vazão mássica de condensado; c_p é o calor específico; P é o peso da tubulação determinado a partir do comprimento do trecho multiplicado por 16,1 kg/m por ser o peso específico da tubulação de Schedule 40; ΔT é a diferença entre a temperatura final e inicial da tubulação; e L é calor latente do vapor.

Desse modo, determinou-se o diâmetro nominal da tubulação de acordo com o Anexo B.15, o qual indica o diâmetro comercial da tubulação de acordo com a inclinação e vazão de condensado.

Apêndice D.2.2.2 - Perda de carga das tubulações de condensado

A perda de carga das tubulações de condensado foi calculada a partir da Equação D.12 de Fair-Whipple-Hsiao (MACINTYRE, 2010), uma vez que é conhecida a vazão volumétrica e diâmetro da tubulação.

$$J = 0,00069 \frac{Q^{1,75}}{D^{4,75}} \quad (\text{D.12})$$

Os resultados do dimensionamento das tubulações de condensado e as respectivas perdas de carga encontram-se na Tabela 138.

Tabela 138 - Diâmetro e perda de carga das tubulações de condensado.

Trecho	L (m)	L_{eq} (m)	P (kg)	m (kg/h)	Q (m ³ /s)	$D_{interno}$ (mm)	$D_{nominal}$ (in)	J (m)
1 - 2	12,02	15,626	193,52	300,58	0,0201	31,75	1 ¼	9,6648
2 - 3	2,96	3,848	47,66	74,02	0,0049	25,4	1	2,4013
2 - 4	48,28	62,764	777,31	1207,31	0,0806	63,5	2 ½	4,0932
4 - 5	5,06	6,578	81,47	126,53	0,0085	25,4	1	6,1369
4 - 6	1,15	1,495	18,52	12,32	0,0000	12,7	½	0,0002
5 - 8	0,69	0,897	11,11	17,25	0,0012	12,7	½	5,0531
5 - 8	9,34	12,142	150,37	233,56	0,0156	31,75	1 ¼	6,2154
8 - 9	11,45	14,885	184,35	286,32	0,0191	31,75	1 ¼	8,8771
8 - 10	3,78	4,914	60,86	94,52	0,0063	25,4	1	3,6838
10 - 11	0,7	0,91	11,27	17,50	0,0012	12,7	½	5,1820
6 - 14	48,77	63,401	785,20	522,67	0,0002	50,8	2	0,0002
14 - 15	0,99	1,287	15,94	10,61	0,0000	12,7	½	0,0002
15 - 16	0,99	1,287	15,94	10,61	0,0000	12,7	½	0,0002
16 - 17	11,89	15,457	191,43	127,43	0,0000	25,4	1	0,0005
17 - 18	1	1,3	16,10	10,72	0,0000	12,7	½	0,0002
19 - 20	9	11,7	144,90	225,06	0,0150	31,75	1 ¼	5,8248
21 - 20	1,6	2,08	25,76	40,01	0,0027	19,05	¾	3,2089
20 - 22	4	5,2	64,40	100,03	0,0067	25,4	1	4,0671
23 - 22	0,8	1,04	12,88	20,01	0,0013	12,7	½	6,5461
22 - 24	4,1	5,33	66,01	102,53	0,0068	25,4	1	4,2467
25 - 24	1	1,3	16,10	25,01	0,0017	19,05	¾	1,4097
24 - 26	29,26	38,038	471,09	731,69	0,0489	50,8	2	4,9178

Fonte: Autores, 2024.

Apêndice D.2.3 - Instalações de água fria

Apêndice D.2.3.1 - Dimensionamento das tubulações de água fria

Para o dimensionamento das tubulações de água fria, seguiu-se o mesmo procedimento indicado no Apêndice D.1.1, onde fixou-se uma velocidade recomendada de 2

m/s e determinou-se o diâmetro interno recomendado da tubulação. Após essa etapa, escolheu-se um diâmetro comercial de tubulação SCH40 (ENGINEERING TOOLBOX, 2003) e calculou-se a velocidade para verificação.

Apêndice D.2.3.2 - Perda de carga das tubulações de água fria

A perda de carga nas tubulações de água fria foi calculada a partir da Equação D.13 de Fair-Whipple-Hsiao retirada de Macintyre (2010), onde J é a perda de carga unitária, Q é a vazão volumétrica do trecho em m^3/s e D é o diâmetro da tubulação em metros.

$$J = 0,00086 \frac{Q^{1,75}}{D^{4,75}} \quad (D.13)$$

Os resultados do dimensionamento e da perda de carga nas tubulações de água fria encontram-se na Tabela 139.

Tabela 139 - Diâmetro e perda de carga das tubulações de água fria.

(Continua)

Trecho	L (m)	L_{eq} (m)	v_{rec} (m/s)	v (m/s)	m (kg/h)	$D_{interno}$ (mm)	$D_{nominal}$ (in)	J (m)
1 - 2	4,71	6,123	2	1,8759	7.672,33	36,8990	1 ½	0,1006
3 - 4	5,53	7,189	2	1,8759	7.672,33	36,8990	1 ½	0,1006
5 - 6	3,00	3,9	2	1,8759	7.672,33	36,8990	1 ½	0,1006
7 - 8	3,00	3,9	2	1,8759	7.672,33	36,8990	1 ½	0,1006
9 - 10	10,37	13,481	2	1,7007	19.321,03	58,5553	2 ½	0,0447
10 - 11	6,54	8,502	2	1,8113	29.632,26	72,5160	3	0,0398
11 - 12	25,63	33,319	2	1,5983	11.621,39	45,4130	2	0,0530
12 - 13	0,49	0,637	2	1,5354	11.163,68	44,5097	2	0,0494
13 - 15	3,08	4,004	2	1,7604	5.000	29,7877	1 ¼	0,1130
13 - 14	1,59	2,067	2	1,5070	6.163,68	33,0728	1 ½	0,0686
14 - 16	3,15	4,095	2	1,5070	6.163,68	33,0728	1 ½	0,0686
12 - 17	19,25	25,025	2	1,7906	457,71	9,0125	¾	0,5244
17 - 17'	0,12	0,156	2	0,0880	2,5	0,6661	⅛	0,0106
17 - 18	1,50	1,95	2	1,7906	457,71	9,0125	¾	0,5244
18 - 18'	0,12	0,156	2	1,3203	37,5	2,5797	⅛	1,2149

Tabela 139 - Diâmetro e perda de carga das tubulações de água fria.

(Continua)

Trecho	L (m)	L_{eq} (m)	v_{rec} (m/s)	v (m/s)	m (kg/h)	$D_{interno}$ (mm)	$D_{nominal}$ (in)	J (m)
18 - 19	1,50	1,95	2	1,7906	457,71	9,0125	3/8	0,5244
19 - 19'	0,12	0,156	2	1,3203	37,5	2,5797	1/8	1,2149
19 - 20	7,85	10,205	2	1,7906	457,71	9,0125	3/8	0,5244
20 - 20'	0,12	0,156	2	0,0880	2,5	0,6661	1/8	0,0106
20 - 21	1,50	1,95	2	1,7906	457,71	9,0125	3/8	0,5244
21 - 21'	0,12	0,156	2	0,0880	2,5	0,6661	1/8	0,0106
21 - 22	4,02	5,226	2	1,7906	457,71	9,0125	3/8	0,5244
22 - 23	5,15	6,695	2	1,7906	457,71	9,0125	3/8	0,5244
23 - 23'	0,12	0,156	2	0,3961	11,25	1,4130	1/8	0,1477
23 - 24	1,00	1,3	2	1,7906	457,71	9,0125	3/8	0,5244
24 - 24'	0,12	0,156	2	0,3961	11,25	1,4130	1/8	0,1477
24 - 25	1,00	1,3	2	1,7906	457,71	9,0125	3/8	0,5244
25 - 25'	0,12	0,156	2	0,3961	11,25	1,4130	1/8	0,1477
25 - 26	1,00	1,3	2	1,7906	457,71	9,0125	3/8	0,5244
26 - 26'	0,12	0,156	2	0,3961	11,25	1,4130	1/8	0,1477
26 - 27	1,00	1,3	2	1,7906	457,71	9,0125	3/8	0,5244
27 - 27'	0,12	0,156	2	0,3961	11,25	1,4130	1/8	0,1477
27 - 28	3,01	3,913	2	1,7906	457,71	9,0125	3/8	0,5244
28 - 29	1,50	1,95	2	1,7906	457,71	9,0125	3/8	0,5244
29 - 29'	0,12	0,156	2	0,3961	11,25	1,4130	1/8	0,1477
29 - 30	1,00	1,3	2	1,7906	457,71	9,0125	3/8	0,5244
30 - 30'	0,12	0,156	2	0,3961	11,25	1,4130	1/8	0,1477
30 - 31	1,00	1,3	2	1,7906	457,71	9,0125	3/8	0,5244
31 - 31'	0,12	0,156	2	0,3961	11,25	1,4130	1/8	0,1477
31 - 32	3,45	4,485	2	1,7906	457,71	9,0125	3/8	0,5244
32 - 32'	0,12	0,156	2	0,4415	12,54	1,4918	1/8	0,1786
32 - 33	1,00	1,3	2	1,7906	457,71	9,0125	3/8	0,5244
33 - 33'	0,12	0,156	2	0,4415	12,54	1,4918	1/8	0,1786
33 - 34	1,00	1,3	2	1,7906	457,71	9,0125	3/8	0,5244
34 - 34'	0,12	0,156	2	0,4415	12,54	1,4918	1/8	0,1786

Tabela 139 - Diâmetro e perda de carga das tubulações de água fria.

(Continua)

Trecho	L (m)	L_{eq} (m)	v_{rec} (m/s)	v (m/s)	m (kg/h)	$D_{interno}$ (mm)	D_{nomina} (in)	J (m)
34 - 35	1,00	1,3	2	1,7906	457,71	9,0125	$\frac{3}{8}$	0,5244
35 - 35'	0,12	0,156	2	0,4415	12,54	1,4918	$\frac{1}{8}$	0,1786
35 - 36	1,00	1,3	2	1,7906	457,71	9,0125	$\frac{3}{8}$	0,5244
36 - 36'	0,12	0,156	2	0,4415	12,54	1,4918	$\frac{1}{8}$	0,1786
36 - 49	2,10	2,73	2	1,7906	457,71	9,0125	$\frac{3}{8}$	0,5244
49 - 50	1,31	1,703	2	0,8626	98	4,1703	$\frac{1}{4}$	0,2425
50 - 51	0,80	1,04	2	1,7906	457,71	9,0125	$\frac{3}{8}$	0,5244
49 - 52	0,80	1,04	2	0,8626	98	4,1703	$\frac{1}{4}$	0,2425
50 - 38	1,84	2,392	2	1,7906	457,71	9,0125	$\frac{3}{8}$	0,5244
38 - 38'	0,12	0,156	2	0,6309	17,92	1,7833	$\frac{1}{8}$	0,3337
38 - 39	2,00	2,6	2	1,7906	457,71	9,0125	$\frac{3}{8}$	0,5244
39 - 39'	0,12	0,156	2	0,6309	17,92	1,7833	$\frac{1}{8}$	0,3337
39 - 40	1,89	2,457	2	1,7906	457,71	9,0125	$\frac{3}{8}$	0,5244
40 - 40'	0,12	0,156	2	0,6309	17,92	1,7833	$\frac{1}{8}$	0,3337
40 - 41	2,00	2,6	2	1,7906	457,71	9,0125	$\frac{3}{8}$	0,5244
41 - 41'	0,12	0,156	2	1,5844	45	2,8259	$\frac{1}{8}$	1,6714
41 - 42	2,00	2,6	2	1,7906	457,71	9,0125	$\frac{3}{8}$	0,5244
42 - 42'	0,12	0,156	2	1,5844	45	2,8259	$\frac{1}{8}$	1,6714
42 - 43	45,32	58,9199	2	1,7906	457,71	9,0125	$\frac{3}{8}$	0,5244
43 - 44	0,80	1,04	2	1,7906	457,71	9,0125	$\frac{3}{8}$	0,5244
44 - 44'	0,12	0,156	2	0,6309	17,92	1,7833	$\frac{1}{8}$	0,3337
44 - 45	2,00	2,6	2	1,7906	457,71	9,0125	$\frac{3}{8}$	0,5244
45 - 45'	0,12	0,156	2	0,6309	17,92	1,7833	$\frac{1}{8}$	0,3337
45 - 46	2,00	2,6	2	1,7906	457,71	9,0125	$\frac{3}{8}$	0,5244
46 - 46'	0,12	0,156	2	0,6309	17,92	1,7833	$\frac{1}{8}$	0,3337
46 - 47	9,87	12,831	2	1,7906	457,71	9,0125	$\frac{3}{8}$	0,5244
47 - 47'	0,12	0,156	2	0,0440	1,25	0,4710	$\frac{1}{8}$	0,0032
47 - 48	5,50	7,15	2	1,7906	457,71	9,0125	$\frac{3}{8}$	0,5244
48 - 48'	0,12	0,156	2	0,0440	1,25	0,4710	$\frac{1}{8}$	0,0032
43 - 85	1,49	1,937	2	1,7906	457,71	9,0125	$\frac{3}{8}$	0,5244

Tabela 139 - Diâmetro e perda de carga das tubulações de água fria.

(Continua)

Trecho	L (m)	L_{eq} (m)	v_{rec} (m/s)	v (m/s)	m (kg/h)	$D_{interno}$ (mm)	$D_{nominal}$ (in)	J (m)
85 - 85'	0,12	0,156	2	1,5844	45	2,8259	1/8	1,6714
85 - 86	2,00	2,6	2	1,7906	457,71	9,0125	3/8	0,5244
86 - 86'	0,12	0,156	2	1,5844	45	2,8259	1/8	1,6714
22 - 53	2,08	2,704	2	1,7906	457,71	9,0125	3/8	0,5244
53 - 53'	0,12	0,156	2	0,6309	17,92	1,7833	1/8	0,3337
53 - 54	3,05	3,965	2	1,7906	457,71	9,0125	3/8	0,5244
54 - 55	2,16	2,808	2	1,7906	457,71	9,0125	3/8	0,5244
55 - 55'	0,12	0,156	2	0,3785	10,75	1,3812	1/8	0,1364
55 - 56	2,00	2,6	2	1,7906	457,71	9,0125	3/8	0,5244
56 - 56'	0,12	0,156	2	0,3785	10,75	1,3812	1/8	0,1364
56 - 57	2,00	2,6	2	1,7906	457,71	9,0125	3/8	0,5244
57 - 57'	0,12	0,156	2	0,3785	10,75	1,3812	1/8	0,1364
57 - 58	1,89	2,457	2	1,7906	457,71	9,0125	3/8	0,5244
58 - 58'	0,12	0,156	2	0,3785	10,75	1,3812	1/8	0,1364
58 - 59	2,00	2,6	2	1,7906	457,71	9,0125	3/8	0,5244
59 - 59'	0,12	0,156	2	0,3785	10,75	1,3812	1/8	0,1364
54 - 60	1,00	1,3	2	1,7906	457,71	9,0125	3/8	0,5244
60 - 60'	0,12	0,156	2	0,3785	10,75	1,3812	1/8	0,1364
60 - 61	1,00	1,3	2	1,7906	457,71	9,0125	3/8	0,5244
61 - 61'	0,12	0,156	2	0,3785	10,75	1,3812	1/8	0,1364
61 - 62	1,00	1,3	2	1,7906	457,71	9,0125	3/8	0,5244
62 - 62'	0,12	0,156	2	0,3785	10,75	1,3812	1/8	0,1364
62 - 63	2,98	3,874	2	1,7906	457,71	9,0125	3/8	0,5244
63 - 63a	0,12	0,156	2	0,0440	1,25	0,4710	1/8	0,0032
63 - 63b	0,12	0,156	2	0,3785	10,75	1,3812	1/8	0,1364
63 - 64	4,00	5,2	2	1,7906	457,71	9,0125	3/8	0,5244
64 - 64a	0,12	0,156	2	0,0440	1,25	0,4710	1/8	0,0032
64 - 64b	0,12	0,156	2	0,3785	10,75	1,3812	1/8	0,1364
11 - 65	19,75	25,675	2	1,5853	18.010,87	56,5352	2 1/2	0,0396

Tabela 139 - Diâmetro e perda de carga das tubulações de água fria.

(Conclusão)

Trecho	L (m)	L_{eq} (m)	v_{rec} (m/s)	v (m/s)	m (kg/h)	$D_{interno}$ (mm)	$D_{nominal}$ (in)	J (m)
65 - 66	5,05	6,565	2	1,9957	14.510,7	50,7456	2	0,0782
66 - 66'	1,33	1,7225	2	1,5729	4.467,39	28,1565	1 ¼	0,0928
67 - 67'	1,00	1,3	2	1,3753	10000	42,1261	2	0,0408
66 - 67	4,27	5,551	2	1,3813	10043,48	42,2176	2	0,0411
67 68	2,94	3,822	2	1,5309	43,48	2,7778	⅛	1,5739
68 - 69	0,70	0,91	2	0,5084	14,44	1,6008	⅛	0,2287
65 - 70	41,35	53,755	2	1,9255	3500	24,9221	1	0,1747
76 - 71	22,26	28,938	2	1,9492	7.972,05	37,6129	1 ½	0,1075
71 - 75	6,43	8,359	2	1,6502	4.686,91	28,8400	1 ¼	0,1009
71 - 72	7,03	9,139	2	1,6064	1.642,57	17,0731	¾	0,1824
72 - 73	4,64	6,032	2	0,6686	18,99	1,8358	⅛	0,3693
72 - 77	3,34	4,342	2	1,5879	1.623,58	16,9742	¾	0,1787
77 - 74	2,04	2,652	2	1,2079	1.235,11	14,8049	¾	0,1107
77 - 78	5,15	6,695	2	1,5197	388,47	8,3029	⅜	0,3936
78 - 79	2,89	3,757	2	0,8549	97,12	4,1515	¼	0,2387
78 - 80	3,04	3,952	2	1,5197	388,47	8,3029	⅜	0,3936
80 - 81	2,08	2,704	2	0,8549	97,12	4,1515	¼	0,2387
80 - 82	2,53	3,289	2	1,5197	388,47	8,3029	⅜	0,3936
82 - 83	2,08	2,704	2	0,8549	97,12	4,1515	¼	0,2387
82 - 84	2,53	3,289	2	0,8549	97,12	4,1515	¼	0,2387

Fonte: Autores, 2024.

Apêndice D.2.4 - Instalações de água quente

Apêndice D.2.4.1 - Dimensionamento das tubulações de água quente

De maneira análoga ao dimensionamento das tubulações de água fria, também fixou-se uma velocidade de escoamento de 2 m/s e calculou-se o diâmetro interno da tubulação. Desse modo, escolheu-se o diâmetro nominal da tubulação SCH40 (ENGINEERING TOOLBOX, 2003) e recalculou-se a velocidade.

Apêndice D.2.4.2 - Isolamento térmico das tubulações de água quente

Para o isolamento térmico das tubulações de água quente, também escolheu-se um isolamento da marca Calorisol Modelo 815/Thermo-12, conforme o catálogo do Anexo B.15. Desse modo, para garantir que a tubulação não perca energia para o meio, será necessário um isolamento de 1 polegadas em toda a tubulação.

Apêndice D.2.4.3 - Perda de carga das tubulações de água quente

Ainda de maneira análoga à instalação de água fria, a perda de carga das tubulações de água quente também foi calculada a partir da Equação D.13. Assim, os resultados do dimensionamento e perda de carga das tubulações de água quente encontram-se na Tabela 140.

Tabela 140 - Diâmetro e perda de carga das tubulações de água quente

(Continua)

Trecho	L (m)	L_{eq} (m)	v_{rec} (m/s)	v (m/s)	m (kg/h)	$D_{interno}$ (mm)	$D_{nominal}$ (in)	J (m)
1 - 2	0,75	0,975	2	0,8626	98	4,1703	¼	0,2425
2 - 3	1,32	1,716	2	0,8626	98	4,1703	¼	0,2425
3 - 4	0,75	0,975	2	0,8626	98	4,1703	¼	0,2425
2 - 5	1,84	2,392	2	1,0562	120	4,6147	¼	0,3457
5 - 5'	0,18	0,234	2	1,0562	30	2,3073	⅛	0,8221
5 - 6	1,99	2,587	2	1,0562	120	4,6147	¼	0,3457
6 - 6'	0,18	0,234	2	1,0562	30	2,3073	⅛	0,8221

Tabela 140 - Diâmetro e perda de carga das tubulações de água quente

(Conclusão)

Trecho	L (m)	L_{eq} (m)	v_{rec} (m/s)	v (m/s)	m (kg/h)	$D_{interno}$ (mm)	$D_{nominal}$ (in)	J (m)
6 - 7	1,98	2,574	2	1,0562	120	4,6147	¼	0,3457
7 - 7'	0,18	0,234	2	1,0562	30	2,3073	⅛	0,8221
7 - 8	1,99	2,587	2	1,0562	120	4,6147	¼	0,3457
8 - 8'	0,18	0,234	2	1,0562	30	2,3073	⅛	0,8221
8 - 9	3,99	5,187	2	1,0562	120	4,6147	¼	0,3457
9 - 9'	0,18	0,234	2	1,0562	30	2,3073	⅛	0,8221
9 - 10	1,99	2,587	2	1,0562	120	4,6147	¼	0,3457
10 - 10'	0,18	0,234	2	1,0562	30	2,3073	⅛	0,8221
10 - 11	1,99	2,587	2	1,0562	120	4,6147	¼	0,3457
11 - 11'	0,18	0,234	2	1,0562	30	2,3073	⅛	0,8221
3 - 12	2,11	2,743	2	0,5354	60,83	3,2856	¼	0,1053
12 - 12'	0,18	0,234	2	0,4285	12,17	1,4696	⅛	0,1695
12 - 13	1	1,3	2	0,5354	60,83	3,2856	¼	0,1053
13 - 13'	0,18	0,234	2	0,4285	12,17	1,4696	⅛	0,1695
13 - 14	2	2,6	2	0,5354	60,83	3,2856	¼	0,1053
14 - 14'	0,18	0,234	2	0,4274	12,14	1,4678	⅛	0,1688
14 - 15	10,32	13,416	2	0,5354	60,83	3,2856	¼	0,1053
15 - 15'	0,18	0,234	2	0,0292	0,83	0,3838	⅛	0,0015
16 - 17	0,31	0,403	2	1,9255	3500	24,9221	1	0,1747

Fonte: Autores, 2024.

Apêndice D.2.5 - Bombas

Apêndice D.2.5.1 - Dimensionamento das bombas de processo

Para o dimensionamento das bombas que serão adicionadas às tubulações, faz-se necessário o cálculo do balanço de energia do sistema, através da Equação de Bernoulli, onde objetiva-se obter o valor da diferença de pressão do sistema, também chamada de perda de carga, em Pascal. A Equação D.14 representa a perda de carga obtida (ΔP), onde ρ é a

densidade dos fluidos; g é a aceleração da gravidade; v é a velocidade de escoamento; Δz é a variação de altura e K_{total} é o fator de atrito total do sistema, expresso pela Equação B.15.

$$\Delta P = \frac{K_{total} \rho v^2}{2} + \rho g \Delta z \quad (D.14)$$

$$K_{total} = K_{tub} + K_{ent} + K_{sai} + K_{válvula\ globo} + K_{válvula\ retenção} + K_{válvula\ segurança} + K_{joelho} + K_{tê} \quad (D.15)$$

Para os cálculos dos coeficientes de perda de carga referentes a cada acessório (K), empregaram-se as relações presentes nas Equações C.16 - C.23, obtidas de (RENNELS, D. C., & HOBART M. H., 2012) e de (CRANE CO., 2009). Os valores do fator de atrito de Darcy (f_D) foram os mesmos utilizados no Apêndice B.1.2. N representa o número de vezes em que o acessório é utilizado; L é o comprimento da tubulação e D_i o seu diâmetro interno.

$$K_{tub} = \frac{f_D L}{D_i} \quad (D.16)$$

$$K_{ent} = 0,57 \quad (D.17)$$

$$K_{sai} = 1 \quad (D.18)$$

$$K_{válvula\ globo} = N_{válvula\ globo} (340 f_D) \quad (D.19)$$

$$K_{válvula\ retenção} = N_{válvula\ retenção} (50 f_D) \quad (D.20)$$

$$K_{válvula\ segurança} = N_{válvula\ segurança} (200 f_D) \quad (D.21)$$

$$K_{joelho} = N_{joelho} (30 f_D) \quad (D.22)$$

$$K_{tê} = N_{tê} (20 f_D) \quad (D.23)$$

Assim, utilizando-se a maior perda de carga obtida, realizou-se o dimensionamento das bombas, garantindo que todos os trechos terão a vazão necessária. Para tal, utilizou-se a Equação D.25, visando o cálculo da potência (W) requerida pela bomba, onde Q representa a vazão volumétrica do trecho e ϵ representa a eficiência padrão das bombas, adotada como 0,6 por ser um valor comercial comum.

$$W = \frac{Q\Delta P}{\epsilon} \text{ (D.25)}$$

Assim, a Tabela 141 apresenta as bombas de processo e o seu dimensionamento. Salienta-se que, para as potências inferiores a 1 cv, optou-se pela utilização de bombas de 1 cv.

Tabela 141 - Dimensionamento de bombas de processo.

Trecho	Corrente de processo	Acessórios	Potência da bomba (cv)	Modelo da bomba
7 - 8	8	1 válvula globo, 1 válvula de retenção, 1 válvula de segurança, 2 joelhos (90°)	1,00	BC-91 S/T
10 - 11	13	1 válvula globo, 1 válvula de retenção, 1 válvula de segurança, 1 tê (180°)	7,20	BC-21 R 1 1/2
12 - 13	15	1 válvula globo	6,48	BC-21 R 1 1/2
14 - 15	18	1 válvula globo, 1 válvula de retenção, 2 joelhos (90°)	1,00	BC-91 S/T
16 - 17	9	1 válvula globo, 1 válvula de retenção, 1 válvula de segurança, 1 joelho (90°), 1 tê (180°)	1,79	BC-92 S/T 1B
20 - 21	14	1 válvula globo, 1 válvula de retenção, 1 válvula de segurança, 1 joelho (90°), 1 tê (180°)	1,00	BC-91 S/T
24 - 25	17	1 válvula globo, 1 válvula de retenção, 1 válvula de segurança, 1 joelho (90°), 1 tê (180°)	1,76	BC-92 S/T 1B
33 - 34	22	1 válvula globo, 1 válvula de retenção, 1 válvula de segurança, 3 joelhos (90°)	3,71	BC-21 R 1 1/2
35 - 36	27	1 válvula globo, 1 válvula de retenção, 1 válvula de segurança, 3 joelhos (90°)	1,00	BC-91 S/T
30 - 39	35	1 válvula globo, 1 válvula de	1,00	BC-91 S/T

		retenção, 1 válvula de segurança, 2 joelhos (90°)		
40 - 41	37	1 válvula globo, 1 válvula de retenção, 1 válvula de segurança, 2 joelhos (90°)	1,00	BC-91 S/T
42 - 43	39	1 válvula globo, 1 válvula de retenção, 1 válvula de segurança, 2 joelhos (90°)	1,00	BC-91 S/T
46 - 47	38	1 válvula globo, 1 válvula de retenção, 1 válvula de segurança, 3 joelhos (90°)	1,00	BC-91 S/T
48 - 49	41	1 válvula globo, 1 válvula de retenção, 1 válvula de segurança, 4 joelhos (90°)	1,00	BC-91 S/T

Fonte: Autores, 2024.

As bombas selecionadas são centrífugas, devido à sua boa eficiência e versatilidade em processos industriais e capacidade de movimentar grandes volumes de líquidos (SOUZA, 2014), adequando-se bem às necessidades da planta. Todas as bombas são da marca Schneider Motobombas e estão dispostas nos Anexos B.18, B.19 e B.20.

Apêndice D.2.5.2 - Dimensionamento das bombas de água fria

Para o dimensionamento das bombas de água fria, realizou-se o mesmo procedimento e equações descritas no Apêndice D.2.5.2. Para os cálculos dos coeficientes de perda de carga referentes a cada acessório (K), empregaram-se os valores de fator de atrito para a água, retirados do Anexo B.21. A Tabela 142 apresenta as bombas de água fria e o seu dimensionamento. Salienta-se que, para as potências inferiores a 1 cv, optou-se pela utilização de bombas de 1 cv.

Tabela 142 - Dimensionamento de bombas de água fria.

Trecho	Acessórios	Potência da bomba (cv)	Modelo da bomba
1 - 2	1 válvula globo, 1 válvula de retenção	1,74	BC-92 S/T 1B
3 - 4	1 válvula globo, 1 válvula de retenção	1,74	BC-92 S/T 1B

5 - 6	1 válvula globo, 1 válvula de retenção	1,74	BC-92 S/T 1B
7 - 8	1 válvula globo, 1 válvula de retenção	1,74	BC-92 S/T 1B
9 - 10	1 válvula globo, 1 válvula de retenção, 1 válvula de segurança, 1 joelho (90°), 1 tê (180°)	4,38	BC-21 R 1 1/2
10 - 11	1 válvula globo, 1 válvula de retenção, 1 válvula de segurança, 1 tê (180°)	6,71	BC-21 R 1 1/2
11 - 12	1 válvula globo, 1 válvula de retenção, 1 válvula de segurança, 1 joelho (90°), 1 tê (180°)	2,63	BC-92 S/T 1B
12 - 16	2 válvulas globo, 2 válvulas de retenção, 1 válvula de segurança, 5 joelhos (90°), 1 tê (180°)	5,06	BC-21 R 1 1/2
12 - 31	4 válvulas globo, 4 válvulas de retenção, 1 válvula de segurança, 5 joelhos (90°), 13 tê (180°)	1,00	BC-91 S/T
22 - 64	3 válvulas globo, 3 válvulas de retenção, 1 válvula de segurança, 2 joelhos (90°), 12 tê (180°)	1,00	BC-91 S/T
31 - 48	6 válvulas globo, 6 válvulas de retenção, 2 válvula de segurança, 1 joelhos (90°), 16 tê (180°)	1,00	BC-91 S/T
11 - 65	1 válvula globo, 1 válvula de retenção, 1 válvula de segurança, 2 joelhos (90°), 1 tê (180°)	4,08	BC-21 R 1 1/2
65 - 69	4 válvulas globo, 4 válvulas de retenção, 1 válvula de segurança, 8 joelhos (90°), 4 tê (180°)	6,58	BC-21 R 1 1/2
65 - 70	1 válvula globo, 1 válvula de retenção, 1 válvula de segurança, 4 joelhos (90°)	1,00	BC-91 S/T
76 - 75	1 válvula globo, 1 válvula de retenção, 1 válvula de segurança, 4 joelhos (90°), 1 tê (180°)	2,87	BC-92 S/T 1B
71 - 84	6 válvulas globo, 6 válvulas de retenção, 3 válvulas de segurança, 13 joelhos (90°), 5 tê (180°)	1,20	BC-92 S/T 1B

Apêndice D.2.5.3 - Dimensionamento das bombas de água quente

Para o dimensionamento das bombas de água quente, empregou-se a mesma metodologia do Apêndice D.2.5.1, considerações e fator de atrito do Apêndice B.2.5.2. A Tabela 143 apresenta as bombas de água quente e o seu dimensionamento.

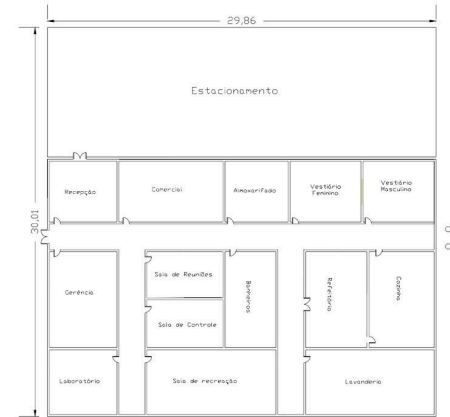
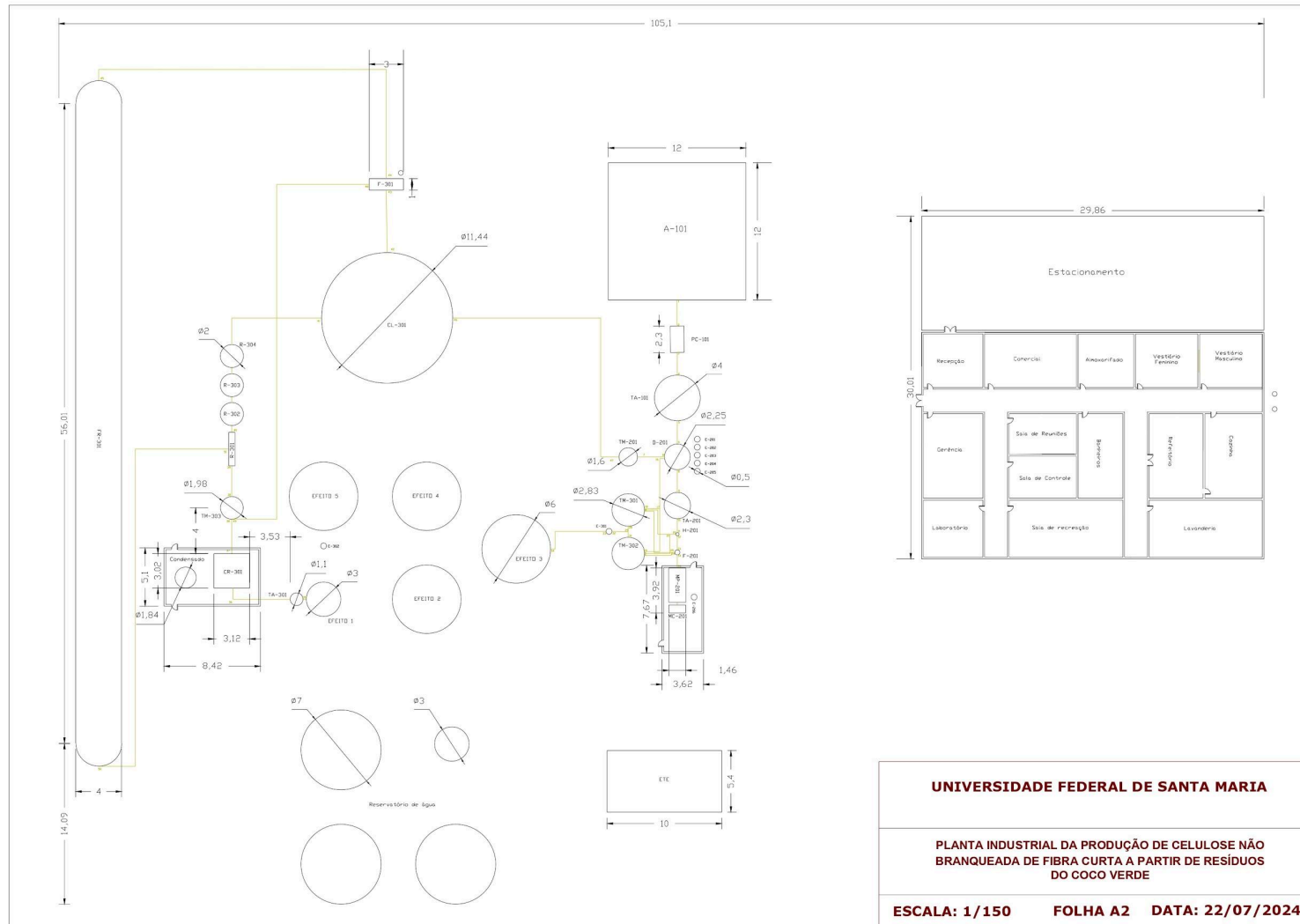
Tabela 143 - Dimensionamento de bombas de água quente.

Trecho	Acessórios	Potência da bomba (cv)	Modelo da bomba
1 - 2	1 válvula globo, 1 válvula de retenção, 1 válvula de segurança, 2 joelhos (90°), 1 tê (180°)	1,00	BC-91 S/T
3 - 4	1 válvula globo, 1 válvula de retenção, 1 válvula de segurança, 2 joelhos (90°), 1 tê (180°)	1,00	BC-91 S/T
2 - 11	1 válvula globo, 1 válvula de retenção, 1 joelho (90°), 7 tês (180°)	1,00	BC-91 S/T
3 - 15	1 válvula globo, 1 válvula de retenção, 1 joelho (90°), 4 tês (180°)	1,00	BC-91 S/T
16 - 17	1 válvula globo, 1 válvula de retenção, 1 válvula de segurança, 2 joelhos (90°)	1,00	BC-91 S/T

Fonte: Autores, 2024.

APÊNDICE E - *LAYOUTS*

APÊNDICE E.1 - LAYOUT DAS TUBULAÇÕES DO PROCESSO



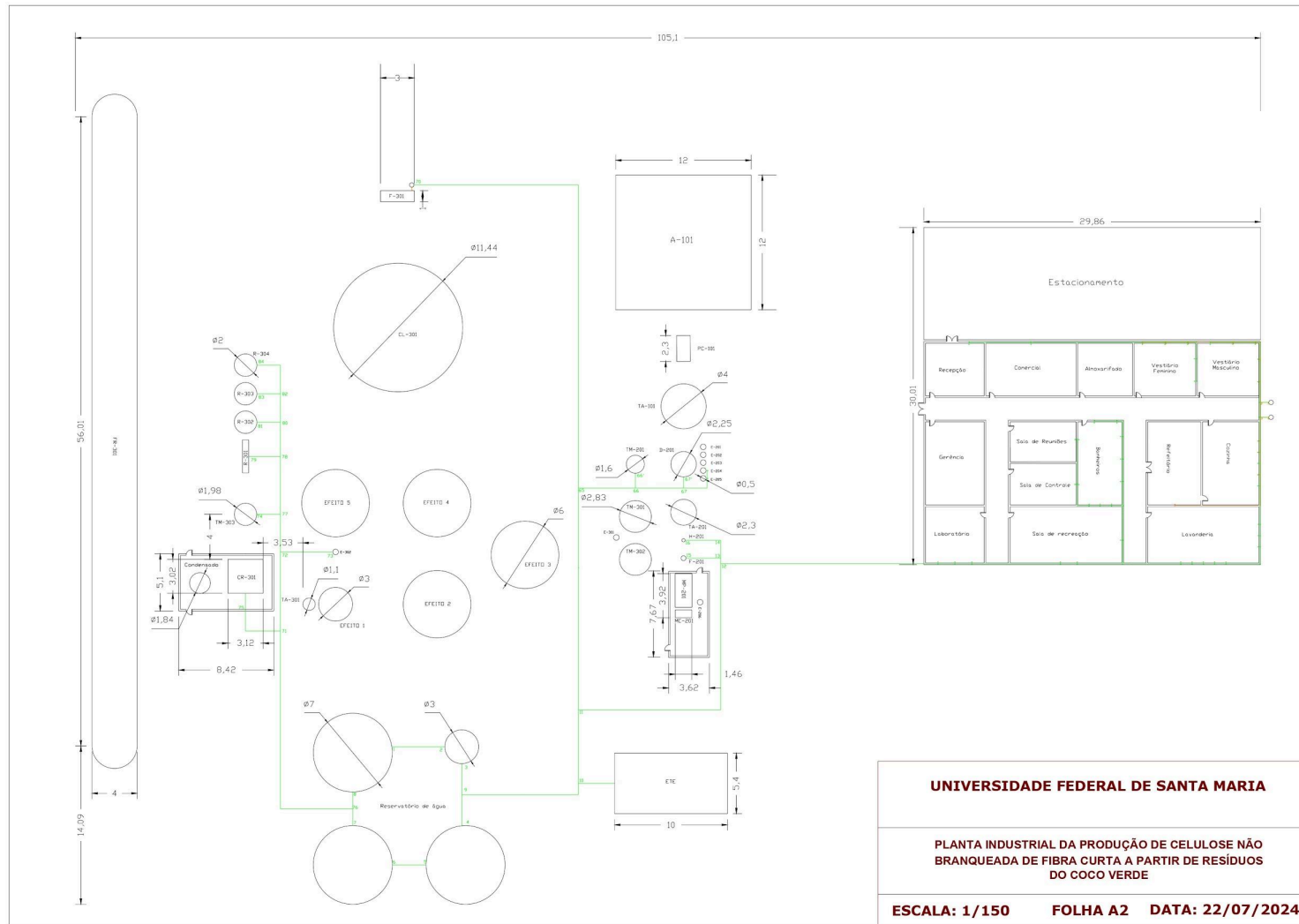
UNIVERSIDADE FEDERAL DE SANTA MARIA

PLANTA INDUSTRIAL DA PRODUÇÃO DE CELULOSE NÃO BRANQUEADA DE FIBRA CURTA A PARTIR DE RESÍDUOS DO COCO VERDE

ESCALA: 1/150 FOLHA A2 DATA: 22/07/2024

Fonte: Autores, 2024.

APÊNDICE E.2 - LAYOUT DAS TUBULAÇÕES DE ÁGUA QUENTE E ÁGUA FRIA



UNIVERSIDADE FEDERAL DE SANTA MARIA		
PLANTA INDUSTRIAL DA PRODUÇÃO DE CELULOSE NÃO BRANQUEADA DE FIBRA CURTA A PARTIR DE RESÍDUOS DO COCO VERDE		
ESCALA: 1/150	FOLHA A2	DATA: 22/07/2024

Fonte: Autores, 2024.

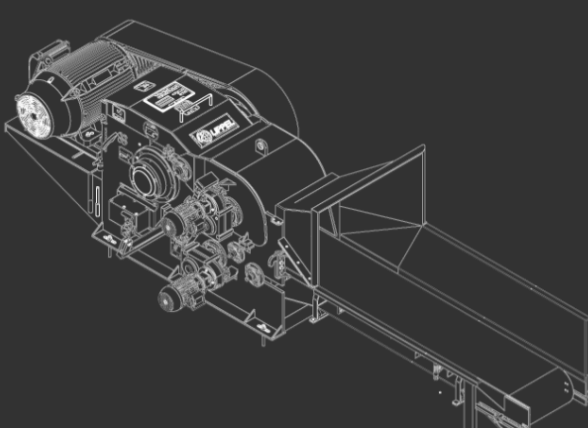
ANEXO A - EQUIPAMENTOS DO PROCESSO

ANEXO A.1 - PAVILHÃO DE ESTOCAGEM A-101



Fonte: Engenharia Castanhel, 2023.

ANEXO A.2 - PICADOR A TAMBOR PC-101 MODELO PTL 100X250



Especificações Técnicas

- Modelo: PTL 200 / 290 x 500
- Potência Requerida: 50 à 100 CV
- Abertura vertical de entrada: 330 mm
- Abertura horizontal de entrada: 500 mm
- Produção: 40 à 48 m³/h
- Comprimento da Calha de Alimentação: 5000 mm
- Capacidade para Toras: 200 mm
- Dimensões: 2300 x 1200 x 1100 mm
- Peso: 2200 kg

ANEXO A.3 - TANQUE DE ARMAZENAMENTO TA-101



Fonte: Lippel, 2024.

ANEXO A.4 - TANQUE DE MISTURA TM-201 6.000L WILL MÁQUINAS

Tanque Misturador em aço inox, cap total 6.000 lts

Código: TMA-10F

Encamisado

Tampa abaulada
 Boca de visita de 400 mm com visor
 03 entradas de 1"
 01 entrada de 2" 1/2
 01 entrada de 4"

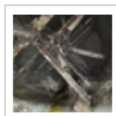
Medidas
 Diâmetro: 1.600 mm
 Altura (parte reta): 2.800 mm
 Altura (cone): 500 mm

Fundo Cônico
 Saída de 4" com redução para 2"

Espessura da chapa
 Costado: 2,7mm
 Tampo: 5,6mm
 Camisa: 4,0mm
 Fundo: 4,0mm

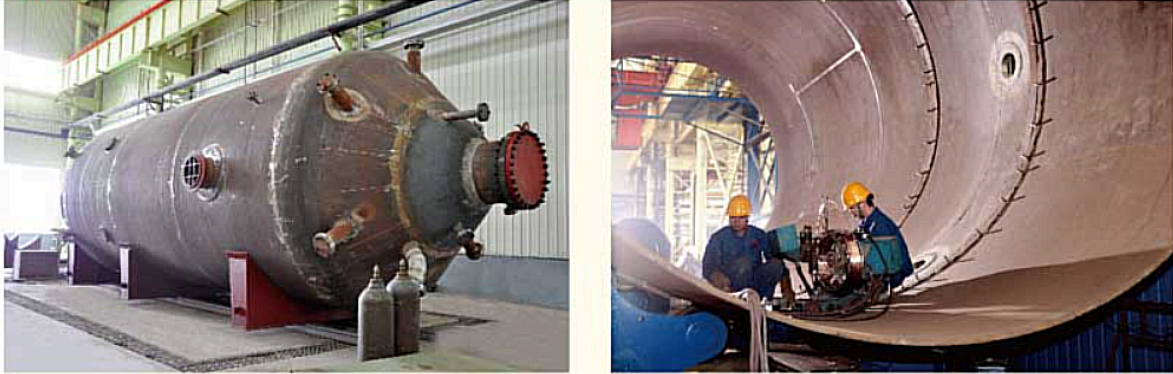
Motor
 Marca: Weg
 Cv: 15
 RPM: 1.100
 HZ: 60
 Volts: 220/ 380 / 440

Redução: 1:15
 Saída do RPM no eixo: 73RPM



Fonte: Will Máquinas, 2024.

ANEXO A.5 - DIGESTOR CONTÍNUO VERTICAL D-201



Especificações do digestor de deslocamento:

Modelo	ZJG ₃	ZJG ₄	ZJG ₅	ZJG ₆	ZJG ₇	ZJG ₈	ZJG ₉
Volume efetivo (m ³)	110	135	175	225	250	330	400
Diâmetro (interno) (mm)	3600	4000	4500	4500	4500	5600	5800
Pressão de projeto (Mpa)	0.9/1.2						

Fonte: CNBM INTERNATIONAL, 2024.

ANEXO A.6 - TANQUE DE DESCARGA CNBM AÇO INOXIDÁVEL TA-201



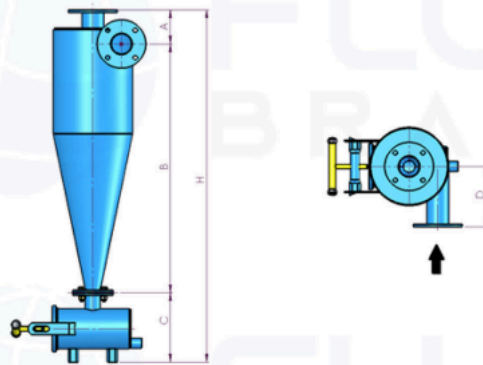
Especificação do tanque de sopro CNBM

Tamanho	80m ³ , 150m ³ , 225m ³ , 330m ³ , 500m ³ , 1050m ³ série de tanques de sopro com diferentes tecnologias;
Materiais	Os materiais principais incluem aço carbono, aço 316L, aço inoxidável e placa composta, estrutura duplex de aço inoxidável.
Também podemos personalizar quaisquer padrões de tanques de sopro de acordo com os requisitos dos clientes	

Fonte: CNBM INTERNATIONAL, 2024.

ANEXO A.7 - DEPURADOR *FORWARD* DE ALTA DENSIDADE DO TIPO HIDROCICLONE H-201

Dimensões físicas



Modelos	A	B	C	D	H
HD-2	141mm (5,55")	700mm (27,56")	285mm (11,22")	250mm (9,84")	1126mm (44,33")
HD-3	141mm (5,55")	1025mm (40,35")	285mm (11,22")	250mm (9,84")	1451mm (57,13")
HD-4	151mm (5,94")	1227mm (48,31")	285mm (11,22")	290mm (11,42")	1663mm (65,47")
HD-6	290mm (11,42")	860mm (33,86")	750mm (29,53")	600mm (23,62")	1900mm (74,80")
HD-8	465mm (18,31")	1460mm (57,48")	900mm (35,43")	700mm (27,56")	2825mm (111,22")

Fonte: FLUID BRASIL, 2024.

ANEXO A.8 - DIFUSOR ATMOSFÉRICO F-201

Características do filtro Standard

Carcaça e tampas do filtro:	S-235-JR
Revestimento:	Cobertura com tinta em pó Forno Pó epóxi-poliéster polimerizado
Scanner de sucção:	AISI-304
Tela de filtração:	AISI-316L
Bocais de sucção:	PVC
Válvulas de retrolavagem:	PP
Parafusos porcas:	5,6 Bicr.
Juntas:	NBR

Especificações do filtro

Modelos	1002E	1003E	1004E	1006E
Tensão nominal de operação:	220Vac 50Hz Monofásico (Opcional 400Vac Trifásico)			
Controle de voltagem:	24Vdc			
Válvula de retrolavagem:	G-1 1/2" / NPT 1 1/2"		G-1" / NPT 1"	G-2" / NPT 2"

Fluxo

Modelos	Máx. Fluxo	Alta qualidade	Média qualidade	Baixa qualidade
FMA-1002E	90m ³ /h (396gpm)	50m ³ /h (220gpm)	30m ³ /h (132gpm)	20m ³ /h (88gpm)
FMA-1003E	90m ³ /h (396gpm)	50m ³ /h (220gpm)	30m ³ /h (132gpm)	20m ³ /h (88gpm)
FMA-1004E	150m ³ /h (660gpm)	70m ³ /h (308gpm)	50m ³ /h (220gpm)	25m ³ /h (110gpm)
FMA-1005E	280m ³ /h (1233gpm)	90m ³ /h (396gpm)	70m ³ /h (308gpm)	50m ³ /h (220gpm)

Parâmetros de operação

Modelos	1002E ⁽¹⁾ ⁽³⁾	1003E ⁽¹⁾ ⁽³⁾	1004E ⁽²⁾ ⁽³⁾	1006E ⁽²⁾ ⁽³⁾
Mínimo máximo. pressão no trabalho:	2-10bar (29-145psi)	Para os demais consultar a FLUID BRASIL		
Máx. temperatura do fluido:	50°C (122°F)	Para os demais consultar a FLUID BRASIL		
Diâmetro de entrada / saída ¹ :	DN-50 (2")	DN-80 (3")	DN-100 (4")	DN-150 (6")
Peso sem carga:	49kg (108lbs)	51kg (112lbs)	68kg (150lbs)	94kg (207lbs)
Superfície de filtração:	1600cm ² (1,72ft ²)	1600cm ² (1,72ft ²)	2475cm ² (2,66ft ²)	4950cm ² (5,33ft ²)
Graus de filtração:	1000μ, 500μ, 300, 200μ, 125μ,			
Taxa de fluxo de retrolavagem*:	3,7m ³ /h (16gpm)			9m ³ /h (40gpm)
Consumo de água de retrolavagem:	19L (5gal)			50L (13gal)

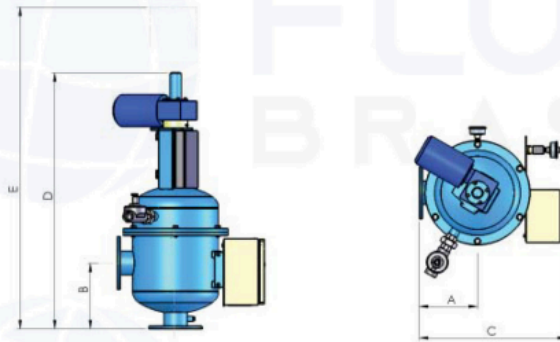
1 - Material do cartucho: PVC.

2 - Material do cartucho: Moldado.

3 - Material do cartucho: Aço inoxidável.

4 - Dados para 2bar.

Dimensões físicas



Modelos	A	B	C	D	E
FMA-1002	260mm (10,24")	300mm (11,81")	435mm (17,13")	1080mm (42,52")	1340mm (52,76")
FMA-1003	260mm (10,24")	300mm (11,81")	435mm (17,13")	1080mm (42,52")	1340mm (52,76")
FMA-1004	290mm (11,42")	350mm (13,78")	672mm (26,45")	1118mm (44,02")	1370mm (53,94")
FMA-1005	290mm (11,42")	500mm (19,69")	672mm (26,45")	1394mm (54,88")	1675mm (65,94")

Fonte: FLUID BRASIL, 2024.

ANEXO A.9 - MÁQUINA DE PAPEL MP-201



Tensão	380v 50hz
Poder (W)	150kw
Dimensão (L*W*H)	Personalizado
Nome	Máquina de fazer papel ondulado
Produtos acabados	Papel kraft, papel ondulado, papel de forro
Matéria prima	Resíduos de papel
Peso de saída	80-250g/m2
Largura de papel	2400mm
Velocidade de design	1200 m/min
Velocidade de trabalho	60-80 m/min
Capacidade de produção	30-40t/d

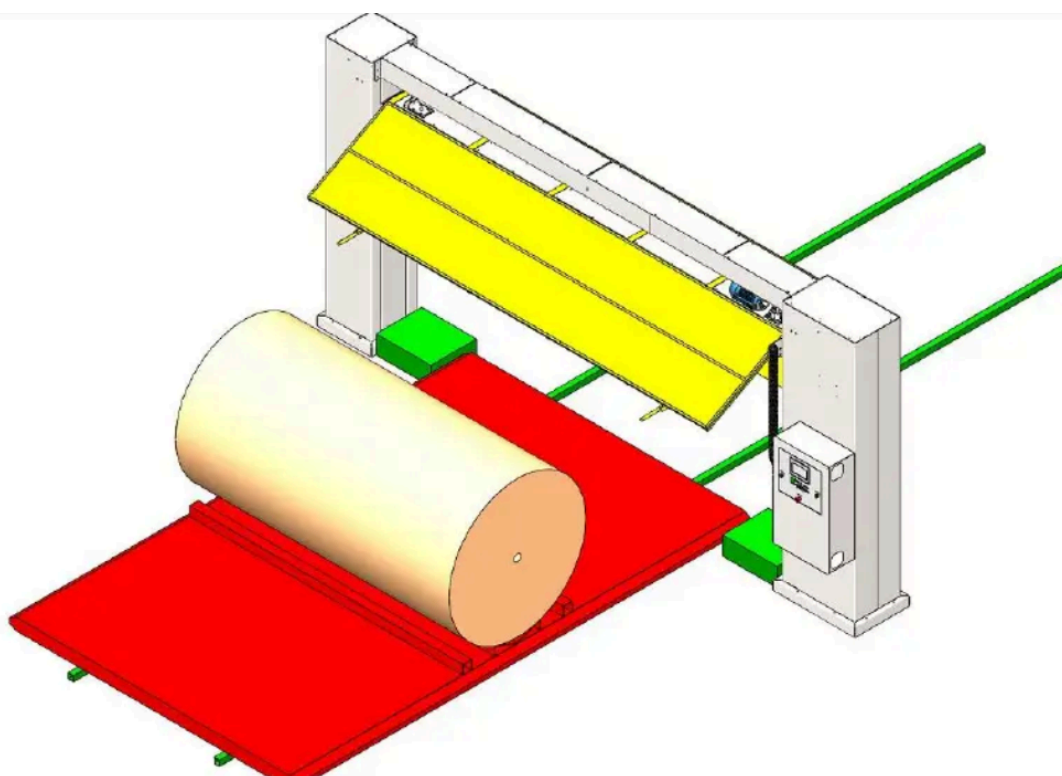
Fonte: Qinyang Jindelong Paper Machinery Factory, 2024.

ANEXO A.10 - MÁQUINA DE CORTE DE BOBINAS AUTOMÁTICA DRA-CB3000 MC-201

Características Técnicas:

Diâmetro mínimo da bobina: 500 mm.
Diâmetro máximo da bobina: 1500 mm.
Comprimento máximo da bobina: 3000 mm.
Avanço automático do conjunto de corte, guiados por guias lineares.
Avanço automático do disco de corte com fuso.
Parada automática no fim do corte.
Retorno automático ao fim do corte.
Disco de corte parado.
Proteções com ente travamento de segurança.
Retirada do papel cortado pelos dois lados da máquina.
CLP configurável para configurar processo produtivo (DELTA).
IHM 7" Touch screen (DELTA).
Estrutura em aço carbono confeccionadas com corte a laser e dobras CNC.
Pintura microtexturizada a pó.
Alimentação pneumática: 6 bar.
Peso do Equipamento: 1075 Kg.
Alimentação elétrica 220vca.

OBS: A máquina está equipada com dispositivos de segurança que atendem a norma de segurança NR12.



Fonte: DRAMAQ, 2024.

ANEXO A.11 - PAVILHÃO DE ESTOCAGEM A-201



Fonte: Engenharia Castanhel, 2023.

ANEXO A.12 - TANQUE DE MISTURA TM-301 E TM-302 23.000L WILL MÁQUINAS

Tanque Misturador em aço carbono, 23.000 litros**Código:**TMC-19

Tampa reta
Entrada: 530 mm x 500 mm
Guarda corpo em aço carbono
01 entrada de 2"

Medidas
Diâmetro: 2.830 mm
Altura: 3.400 mm
Cone: 1.200 mm

Fundo cônico
Saída de 3" 1/2

Motor e redutor de 5,0 cv
RPM: 1.740
Volts: 220/380/440

Localização: Loja 1

Fonte: Will Máquinas, 2024.

ANEXO A.13a - EVAPORADOR DE MÚLTIPLO EFEITO EV-301

Capacidades serão definidas de acordo com a necessidade do cliente, partindo de 1.000kg/h até 50.000Kg/h de água evaporada.



Fonte: Tropical Food Machinery, 2024.

ANEXO A.13b - TANQUE DE DESCARGA DO EVAPORADOR TA-301



Especificação do tanque de sopro CNBM

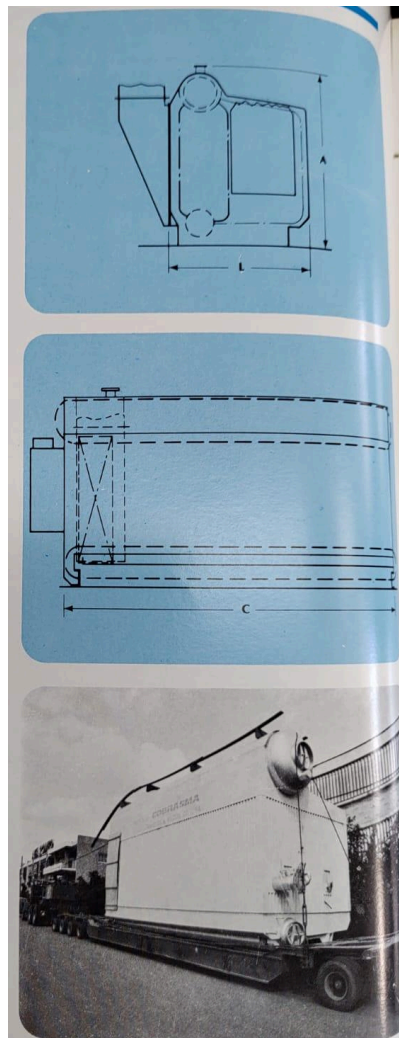
Tamanho	80m ³ , 150m ³ , 225m ³ , 330m ³ , 500m ³ , 1050m ³ série de tanques de sopro com diferentes tecnologias;
Materiais	Os materiais principais incluem aço carbono, aço 316L, aço inoxidável e placa composta, estrutura duplex de aço inoxidável.
Também podemos personalizar quaisquer padrões de tanques de sopro de acordo com os requisitos dos clientes	

Fonte: CNBM International, 2024.

ANEXO A.14 - CALDEIRA DE RECUPERAÇÃO AQUATUBULAR CR-301

Tamanho da caldeira	Capacidade nominal Kg/h	Dimensões - mm		Tubulações - pol			Profundidade da caixa de ar - mm		Peso toneladas
		Comprimento C	Largura L	Altura A	Vapor	Inferior	Ar frio	Ar quente	
FM 9									
22	4000	2310							15
26	5500	2720							17
30	7000	3020							19
34	8000	3430							21
39	9000	3840	3120	3760	36"	24"	381	762	23
43	13000	4240							24
48	15000	4650							26
52	16000	5050							28
57	18000	5460							30

Fonte: CBC INDÚSTRIAS PESADAS S.A, 1978.



Fonte: CBC INDÚSTRIAS PESADAS S.A, 1978.

ANEXO A.15 - TANQUE MISTURADOR TM-303 WILL MÁQUINAS

**Tanque Misturador em aço inox 316, 8.000 litros****Código: TMA-5D**

Marca: Construtora Iguaçu
Pressão de Projeto: 3,2 kg/cm²
Pressão Máx. de Operação: 0,2 kg/cm²
Temperatura de Operação (Max/Min): 200° C / AMB
Pressão de Teste: 4,8 kg/cm²
Peso Vazio: 2.000 kg

Tampa Abaulada
Boca de Visita: 500mm
04 Entradas de 4"
03 Visores laterais

Medidas
Diâmetro: 1.980mm
Altura: 2.450mm

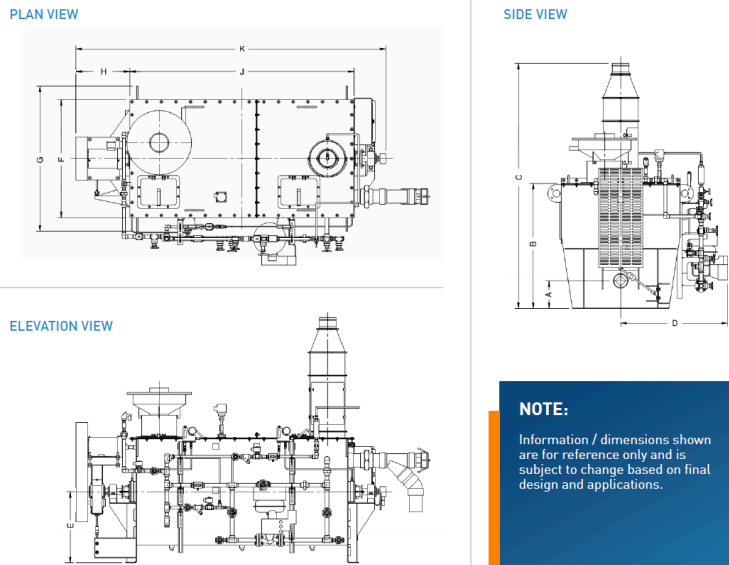
Fundo Abaulado
Saída de 2"

Motor e Redutor de 15 cv
RPM: 1.755
Volts: 220/380/440
RPM de Saída do redutor: 30 rpm

Espessura da Chapa
Tampa: 9,3mm
Costado: 8,0mm
Fundo: 8,0mm

Fonte: Will Máquinas, 2024.

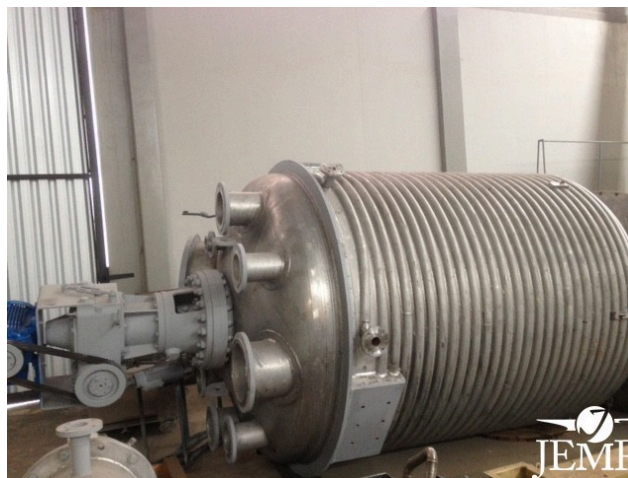
ANEXO A.16 - REATOR *SLAKER* R-301



MODEL	CaO [lbs./h [kg/h]]	A [in. [mm]]	B [in. [mm]]	C [in. [mm]]	D [in. [mm]]	E [in. [mm]]	F [in. [mm]]	G [in. [mm]]	H [in. [mm]]	J [in. [mm]]	K [in. [mm]]	Slurry Overflow Connection [in. [mm]]	Wetting Bowl Inlet Connection [in. [mm]]	Drive [HP [kW]]	Volume [US gal [L]]
M-5	1000 [454]	8 1/2 [216]	37 [940]	78 1/2 [1994]	27 [686]	20 1/2 [521]	36 [915]	42 1/2 [1080]	14 1/2 [369]	41 [1042]	65 1/2 [1664]	26.75 [679]	48.5 [1232]	1.5 [1.1]	90 [340]
M-15	2500 [1134]	9 1/2 [242]	43 [1093]	84 [2134]	36 1/2 [928]	24 1/2 [623]	40 1/2 [1029]	49 1/2 [1258]	18 1/2 [470]	76 1/2 [1944]	106 [2693]	35 [889]	56.5 [1435]	2 [1.5]	210 [790]
M-25	5500 [2495]	17 [432]	65 1/2 [1664]	107 [2718]	43 1/2 [1105]	39 1/2 [1004]	55 1/2 [1410]	66 [1677]	22 [559]	82 [2083]	115 1/2 [2934]	53 [1346]	82.25 [2089]	5 [3.7]	450 [1700]
M-40	9000 [4082]	17 [432]	73 [1855]	120 1/2 [3061]	52 [1321]	43 [1093]	65 [1651]	74 1/2 [1893]	32 1/2 [826]	99 [2515]	143 [3633]	61 [1549]	92 [2337]	7.5 [5.6]	720 [2730]
M-55	12500 [5670]	17 [432]	73 [1855]	114 1/2 [2909]	52 1/2 [1334]	43 [1093]	65 [1651]	74 1/2 [1893]	32 1/2 [826]	108 [2744]	151 1/2 [3849]	61 [1549]	90.75 [2305]	10 [7.5]	990 [3750]
M-60	16000 [7257]	16 [407]	73 [1855]	119 1/2 [3036]	54 [1372]	43 [1093]	65 [1651]	74 1/2 [1893]	29 [737]	129 [3277]	172 [4369]	58 [1473]	90 [2286]	15 [11.2]	1360 [5150]
M-90	26000 [11793]	14 1/2 [369]	76 [1931]	123 1/2 [3137]	55 1/2 [1410]	43 [1093]	70 [1778]	80 [2032]	33 1/2 [851]	168 [4268]	216 [5487]	61 [1549]	99.25 [2521]	20 [14.9]	1950 [7380]

Fonte: Carmeuse Systems, 2024.

ANEXO A.17 - CAUSTIFICADORES R-302, R-303 E R-304



Fonte: JEMP, 2024.

ANEXO A.18 - CLARIFICADOR CL-301

**Basic Info.**

Model NO.	QK-ZGX	Method	Physical Treatment
Usage	Industrial, Agriculture, Hospital, Wastewater Treatment	Product Name	Peripheral Drive Clarifier
Structure	Truss Type	Material	Stainless Steel 304, Carbon Steel
Tank Depth	3.5~4.5m	Peripheral Speed	1-2m/Min
Motor Power	0.18kw, 0.25kw, 0.37kw, 0.55kw 0.75kw 1.1kw	Transport Package	Bulk or High Quality Wooden Box Packaged
Specification	12m~56m Pool Diameter	Trademark	Qiankun
Origin	China	HS Code	8421219909
Production Capacity	500PCS/Year		

Peripheral Drive Clarifier Parameters

Type	Tank Diameter(m)	Tank depth(m)	Line speed(m/min)	Power(kW)
QK-ZGX12	12	3.5	1-2	0.18
QK-ZGX14	14	3.5	1-2	0.18
QK-ZGX16	16	3.5	1-2	0.25
QK-ZGX18	18	4.0	1-2	0.25
QK-ZGX20	20	4.0	1-2	0.37
QK-ZGX25	25	4.0	1-2	0.37
QK-ZGX30	30	4.5	1-2	0.55
QK-ZGX36	36	4.5	1-2	0.55
QK-ZGX42	42	4.5	1-2	0.75
QK-ZGX48	48	4.5	1-2	0.75
QK-ZGX56	56	4.5	1-2	1.10

Fonte: Made-In-China, 2024.

ANEXO A.19 - FILTRO À VÁCUO DE TAMBOR ROTATIVO F-301



Dados técnicos:

Motoredutor coroa sem fim-com motor 6polo trif 220/380 3cv 1140rpm.eberle

Tipo : MRV-7

Red : 1x 50

F.c : 10 ds-com flange cdin 90

Com oleo mineral

Mancal do Agitador do Filtro 10 x 20 Astefa: SN.H.513.TCE

Rolamento: 1213 EK

Duas Buchas: HE 213

Fonte: ASTEFA, 2024.

ANEXO A.20 - FORNO ROTATIVO DE CAL FR-301



Fonte: Alibaba, 2024.

ANEXO B - UTILIDADES

ANEXO B.1 - DEMANDA DE ÁGUA QUENTE POR DIA

TABELA 7.1 Estimativa de consumo de água quente

Prédio	Consumo litros/dia
Alojamento provisório de obra	24 por pessoa
Casa popular ou rural	36 por pessoa
Residência	45 por pessoa
Apartamento	60 por pessoa
Quartel	45 por pessoa
Escola (internato)	45 por pessoa
Hotel (sem incluir cozinha e lavanderia)	36 por hóspede
Hospital	125 por leito
Restaurantes e similares	12 por refeição
Lavanderia	15 por kgf de roupa seca

Fonte: Macintyre, 2010.

ANEXO B.2 - PANELA INDUSTRIAL



Fonte: Nova Real Alumínio, 2024.

ANEXO B.3 - MODELO DE CUBA



DESCRIÇÃO DO PRODUTO

New Buffet Restaurante Quente Capacidade 10 Cubas Refrigimate - NBRQ10

- **Refrigeração:** Estática, placa fria;
- **Aquecimento:** Resistência elétrica, banho maria;
- **Controle de temperatura:** Termostato mecânico;
- **Iluminação:** LED;
- **Gabinete:** Externo em aço inox 430 brilhoso;
- **Tampo:** Vidro temperado 8mm com serigrafia, cor preta;
- **Professor salivar:** Vidro curvo temperado 5mm;
- Rodízios giratórios com trava.

Fonte: GastroMax, 2024.

ANEXO B.4 - AQUECEDORES DE ÁGUA

Aquecedor de Água







Aquecedores de água com serpentinas para água ou vapor;
Serpentinas de aço inoxidável AISI 304L, removíveis;
Pintados internamente com tinta epóxi;
Construção horizontal ou vertical;
Projeto norma ASME e NR13.

Tamanho	B300	B500	B1000	B1500	B2000	B3000	B4000	B5000	B6000	B7500	B10000
Capacidade estática (l)	300	500	1.000	1.500	2.000	3.000	4.000	5.000	6.000	7.500	10.000
Capacidade dinâmica (kcal/h)	6.400	20.000	39.200	59.200	78.400	117.600	156.800	196.000	235.242	354.750	476.280
Produção de água quente (l/h)	98	308	603	911	1.206	1.809	2.412	3.015	3.619	5.457	7.327
Consumo de vapor (kg/h)	14	44	86	130	173	259	346	432	518	704	945
Altura (A) (mm)	1.035	1.185	1.385	1.535	1.635	1.635	1.685	1.835	1.835	1.835	1.935
Comprimento (C) (mm)	1.450	1.550	1.886	2.254	2.294	3.194	3.814	3.886	4.486	5.386	8.135
Largura (L) (mm)	660	810	1.010	1.160	1.260	1.263	1.313	1.463	1.463	1.463	1.566

* Produção de água quente de 15 a 80 °C
* Pressão do vapor 4 kg/cm² - Altura manométrica no casco de 40 m³
* Outras capacidades sob consulta

Fonte: Weco, 2024.

ANEXO B.5 - LAVADORA DE LOUÇA

LAVADORA DE LOUÇA AMT2

DESENHO PARA INSTALAÇÃO

VISTA FRONTAL VISTA LATERAL

INSTALAÇÃO EM LINHA OU DE CANTO

1 - ENTRADA DE ÁGUA 3/4" BSP (h=143 mm)
 2 - SAÍDA DE ÁGUA 1 1/4" NPT (h=150 mm)
 3 - ALIMENTAÇÃO ELÉTRICA CONECTOR 3-φ 0=643 (mm)
 220V = 4 x 10 mm² (3 FASES + TERRA)
 380V/440V = 5 x 10 mm²
 (3 FASES + NEUTRO + TERRA)
 4 - ENTRADA DE TENSÃO DO SECANTE
 60V - 21 NPT (h=1425 mm)
 5 - BURETÃO DO PONTO PARA SENSOR DE DETERGENTE NO TANQUE DE LAVAGEM

Para instalação deverá ser consultado o desenho específico de acordo com o modelo de equipamento e opções. Entre as opções há a 25mm de margem com o uso da pia.

Especificações dos Motores

Motores	CV	Fases	Hz	Voltagem	Amperagem
Bomba de Lavagem	0,75	3	60	220/380/440	2,8/1,62/1,4
Bomba de Enxague	0,25	1	60	110/220	4,0/2,0

Temperatura, Pressão e Consumo de Água

Descrição	Temperatura	Pressão (mín-máx)	Consumo
Lavagem	55°C-65°C	—	—
Enxague	80°C-90°C	0,5 bar - 1,0 bar	180 litros/hora

Opções para Aquecimento do Tanque de Lavagem (sem booster de enxague)

Tipo	kW	kg/h	Voltagem	Amperagem	Pressão (mín-máx)
Elétrico	5*	—	220/380/440	13/9/7	—
Vapor**	—	20	—	—	1,0 - 3,0 bar

* elemento elétrico de imersão / ** injetor a vapor

Opções para Aquecimento do Booster de Enxague

Tipo	kW	kg/h	Voltagem	Amperagem	Pressão (mín-máx)
Elétrico (embutido)	2 x 9 kW	—	220/380/440	48/20/24	—
Vapor (ext. a maq.)	—	80	—	—	2,0 - 3,5 bar

Nota: com entrada de água na temperatura ambiente (-20°C)

Qualidade é apenas o começo.

Hobart do Brasil
 São Paulo - Tel: (011) 6962-9292 - Fax: (011) 6962-0091
 TELE-HOBART: 0800.556091
 Curitiba - Telefax: (041) 275-5039
 Porto Alegre - Tel: (051) 346-6357 - Fax: (051) 336-3366
 Recife - Tel: (081) 471-1822 - Fax: (081) 471-9099

Nota: Como a Hobart está sempre desenvolvendo novos produtos, as especificações para os produtos podem ser modificadas sem aviso prévio. Nesse caso, validar as especificações comprando os produtos corretos.

Fonte: HOBART, 2024.

ANEXO B.6 - LAVADORA DE ROUPAS

RUFINO
LAVANDERIA



RLX
LAVADORA EXTRATORA

Lavadora Extratora Rufino, desenvolvida para lavagem e centrifugação de roupas por carregamento frontal, com alto desempenho e baixo custo operacional.

Forma construtiva do cesto que favorecem a ação de lavagem nos tecidos e a distribuição da carga na extração de água dos tecidos. Tem-se uma redução de tempo no processo e um volume maior do cesto.

Panel de comando automatizado, com CLP Interligado ao Inversor de frequência que coordena as ações do motor, como aceleração, desaceleração, sentido de giro, torque e sobrecargas.

Pode-se fazer o reuso da água fazendo assim uma média de 25% na economia de água (opcional).

Estrutura montada de maneira fixa e compacta, com baixo índice de manutenção e não se faz necessária instalação de ar comprimido.

Equipamento de fácil instalação e manuseio. Com uma estrutura dimensionada e calculada de forma que suporte os esforços mecânicos e centro de gravidade equilibrado para que não haja excesso de vibrações. Centrifugação com fator G de 126.

Cesto Interno com abastecimento frontal, fabricado em aço inox AISI 304 com furos de 5 mm todos repuxados garantindo que o tecido não entre nas cavidades e os rasguem.

Toda área de contato com água é fabricado ou revestido em aço inox devido a contaminação. Eixo do cesto em aço inox AISI 420.

Sistema de Iner travamento da porta garantindo a segurança do operador conforme a exigência NR12, com isto, não permite a abertura enquanto o cesto estiver em movimento. Portas com regulagem de pressão para evitar vazamentos e visor para perfeita visualização da rotação do cesto.

Controlador Lógico Programável que controla todas as etapas do processo automaticamente, monitorando as entradas de água, dreno, aquecimento, níveis e dosagem de produtos químicos. Possibilita o armazenamento de até 200 programas completos na memória, além de permitir a programação e a cópia dos programas através de um computador. Permite o cadastro de até 24 produtos, possui entradas e saídas digitais configuráveis via software, tem-se o controle do consumo dos produtos químicos.

Sistema de transmissão composto por um conjunto de polias e correias de perfil "V", acionadas por um motor potente dimensionado para suportar elevadas cargas.

Modelo	RLX-15	RLX-20	RLX-30	RLX-60
Capacidade de Carga (1:10)	15 Kg	25 Kg	31 Kg	51 Kg
Volume do Cesto	144 dm³	251 dm³	318 dm³	529 dm³
Diâmetro do Cesto	660 mm	800 mm	900 mm	1050 mm
Profundidade do Cesto	510 mm	500 mm	500 mm	600 mm
Rotação Média de Lavagem	40 RPM	38 RPM	35 RPM	35 RPM
Rotação Média de Centrifugação	600 RPM	650 RPM	660 RPM	450 RPM
2 Entrada de Água	Opcional	Opcional	Opcional	Opcional
2 Saída de Água (Dreno)	Opcional	Opcional	Opcional	Opcional
Dimensões do Porta	Ø300	Ø460	Ø460	Ø450
Potência do Motor	1,47 KW	3,67 KW	6,61 KW	7,35 KW
Potência de Lavagem	0,65 KW	1,62 KW	2,42 KW	3,25 KW
Potência de Centrifugação	0,6 KW	1,4 KW	0,8 KW	1,21 KW
Consumo Elétrico Médio	2,2 KWh/h	3,0 KWh/h	2,2 KWh/h	3,0 KWh/h
Nível de Água Mínimo	45 litros	60 litros	60 litros	150 litros
Nível de Água Máximo	70 litros	100 litros	120 litros	200 litros
Entrada de Água	3/4"	1"	1"	1,1/2"
Entrada de Produtos Químicos	1/2"	1/2"	1/2"	1/2"
Pressão Máxima de Vapor	7 Kg/cm²	7 Kg/cm²	7 Kg/cm²	7 Kg/cm²
Consumo Médio de Vapor	33 Kg/h	66 Kg/h	33 Kg/h	66 Kg/h
Diâmetro do Dreno	2"	2"	2"	3"
Dimensões Exteriores Aproximadas	Largura	780 mm	1100 mm	1100 mm
	Altura	1090 mm	1300 mm	1500 mm
	Profundidade	1130 mm	1100 mm	1100 mm

RUFINO
LAVANDERIA

J. RUFINO MÁQUINAS EIRELI
Rua José Guimarães, 50 - Jd Silvania - Mogi Mirim - SP, CEP 13805-674.
Tel. (19) 3804-3026 / (19) 3805-2619
E-mail: contato@rufinoequipamentos.com.br | Site: www.rufinoequipamentos.com.br

Fonte: RUFINO, 2024.

ANEXO B.7 - NBR 5626

Tabela 1 - Vazão nos pontos de utilização em função do aparelho sanitário e da peça de utilização

Aparelho sanitário		Peça de utilização	Vazão de projeto L/s
Bacia sanitária		Caixa de descarga	0,15
		Válvula de descarga	1,70
Banheira		Misturador (água fria)	0,30
Bebedouro		Registro de pressão	0,10
Bidê		Misturador (água fria)	0,10
Chuveiro ou ducha		Misturador (água fria)	0,20
Chuveiro elétrico		Registro de pressão	0,10
Lavadora de pratos ou de roupas		Registro de pressão	0,30
Lavatório		Torneira ou misturador (água fria)	0,15
Mictório cerâmico	com sifão integrado	Válvula de descarga	0,50
	sem sifão integrado	Caixa de descarga, registro de pressão ou válvula de descarga para mictório	0,15
Mictório tipo calha		Caixa de descarga ou registro de pressão	0,15 por metro de calha
Pia		Torneira ou misturador (água fria)	0,25
		Torneira elétrica	0,10
Tanque		Torneira	0,25
Torneira de jardim ou lavagem em geral		Torneira	0,20

Fonte: ABNT, 1998.

ANEXO B.8- BEBEDOURO



CARACTERÍSTICAS
Modelo tradicional de bebedouro de pressão, confeccionado em aço inox;
Torneira (copo e jato) em latão cromado, com regulagem de jato d'água;
Ralo sifonado: barra o mau cheiro proveniente do esgoto;
Tampo em aço inox polido e base em material de plástico (ABS injetado);
Filtro de água com carvão ativado impregnado com prata: impede a proliferação de microorganismos, elimina sabor e odor de cloro e reduz
Grau de Proteção IPX4;
Bebedouro Conjugado Infantil;
Certificado pelo INMETRO;
Dimensões (LxAxP): 35x108x68cm;
Vazão Nominal: 40L/h;
Temperatura de Resfriamento: 10°C;
Capacidade Interna: 1,3L
Tensão/potência: 110v ou 220v (não é bivolt);
Consumo de Energia (kWh/mês): 4,7 (127v) / 4,4 (220v);
Motor: 120w - 60Hz;

Fonte: Alibaba, 2024.

RUFINO

LAVANDERIA

RSI-15 / 30 / 50 / 100

SECADOR INDUSTRIAL RUFINO

APLICAÇÃO Equipamento Rotativo para secagem, pré secagem ou condicionamento de roupas. Controle de tempo e de temperatura automático.

Modelo:	RSI-15	RSI-30	RSI-50	RSI-100
Capacidade	15 kg	30 kg	50kg	100kg
Volume do Cesto	353 dm ³	785 dm ³	1300 dm ³	2714 dm ³
Diâmetro do Cesto	750 mm	1000 mm	1230 mm	1600 mm
Profundidade do cesto	800 mm	1000 mm	1100 mm	1350 mm
Fator de carga	1:23	1:26	1:26	1: 27
Rotação	29 rpm	28 rpm	30 rpm	32 rpm
Potencia do motor do cesto	1 cv	1,5 cv	1,5 cv	3,0 cv
Potencia do Motor do exaustor	0,75 cv	0,75 cv	2x 0,75 cv	2x 2 cv

AQUECIMENTO

Elétrico (potência)	18 kw	33,6 kw	50,4 kw	75,6 kw
Vapor (consumo)	20 kg/h	40 kg/h	60 kg/h	120 kg/h
Gás (consumo)	1,2 kg/h	2,5 kg/h	4 kg/h	6 kg/h
Peso	360 kg	450 Kg	600 Kg	1400 kg
Frente	915 mm	1100 mm	1350 mm	2000 mm
Profundidade	1430 mm	1560 mm	1700 mm	2050 mm
Altura	1630 mm	1950 mm	2020 mm	2500 mm



Características Construtivas:

Estrutura: Gabinete monobloco de construção robusta, em chapas de aço SAE 1020 com tratamento anticorrosivo e pintura em EPOXI de duplo componente e alta espessura. Possui filtro para retenção de felpas de fácil limpeza, com tela de aço galvanizado. Possui potentes exaustores com turbinas fabricadas em alumínio fundido e balanceadas, garantindo funcionamento sem vibrações. Câmara interna construída para evitar falsas entrada de ar, garantindo máxima eficiência.

Cesto: Construído em chapas perfuradas de aço SAE 1020 galvanizadas, de alta rigidez e grande proteção contra oxidação. Possui 48% da superfície cilíndrica perfurada, facilitando a passagem do ar quente. Opcionalmente poderá ser fabricado totalmente em aço inoxidável AISI 304.

Painel de Controle: De simples operação, possui controlador eletrônico digital de tempo, temperatura e resfriamento. Possui alarme sonoro de fim de ciclo.

Grupo de aquecimento:

Elétrico: Formado por conjunto de resistências elétricas aletadas de grande dissipação de calor e de alta durabilidade.

Vapor: Formado por um único radiador com serpentinas de cobre e alumínio. Possui válvula solenoide para abertura e fechamento automático do vapor. Pressão de trabalho recomendada é de 7 kg/cm². Possui também purgador termodinâmico de grande vazão, para retirada do condensado.

Gás: Pode utilizar GLP ou gás natural. Possui queimadores de baixa pressão de gás, de alta eficiência. Possui sensor de chama e acendimento automático.

Transmissão: Possui 1 motor elétrico trifásico, redutor de velocidade para acionamento do cesto, e motores independentes para o sistema de exaustão.

Opcional: - Cesto em aço inoxidável

RUFINO
LAVANDERIA

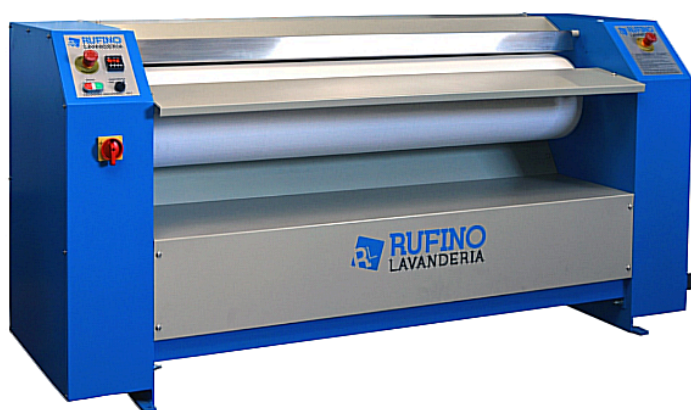
Rua José Guarnieri, 50 – JD. Silvania – CEP: 13.806-674, Mogi Mirim – SP
Fone: (19) 3804-3026 | (19) 3805-2519 | (19) 99615 7858 www.jarufino.com.br

ANEXO B.10 - CALANDRA

RUFINO
LAVANDERIA

RCI -16 / 20
CALANDRA INDUSTRIAL RUFINO

APLICAÇÃO Lavadora Extratora Industrial de pequeno e médio porte, com capacidade de lavar e centrifugar, com cesto frontal que faz as duas funções na mesma unidade, reduzindo mão de obra, otimizando espaço e reduzindo a manutenção.



Modelo:	RCI-16	RCI-20
Capacidade:	20 kg/h	25 kg/h
Diâmetro do cilindro	300 mm	300 mm
Comprimento útil	1600 mm	2000 mm
Potência do motor	0,75 cv	0,75 cv
Velocidade:	8 RPM	8 RPM
Aquecimentos:	Consumo	Consumo
Elétrico	7, 2kWh	9 kWh
Vapor	7 kg/g	10 kg/h
Gás	0,5 kg/h	0,7 kg/h
Peso:	300Kg	80Kg
Frente:	2200mm	2600mm
Profundidade:	700mm	700mm
Altura:	1050mm	1050mm

Características Construtivas:

Calha: Equipamento com aquecimento no interior da calha e cilindro revestido com material absorvente fazendo o trabalho de tracionamento do tecido e mantendo-o pressionado sobre a calha, é construída de tubos soldados com superfície polida para permitir o perfeito ajuste do cilindro. O Conjunto de molas mantém constante a pressão da calha sobre o cilindro revestido, para proporcionar qualidade de passagem e alto rendimento.

Estrutura: Construída em chapa de aço, pintado com tinta epóxi, duplo componente, sobre fundo anticorrosivo. As laterais são de fácil remoção para manutenção.

Cilindro: Em chapa de aço revestido com uma camada de tecido Bid'n e externamente com camada de feltro agulhado, sustentado em seus eixos por dois mancais de rolamento, estando em uma de suas extremidades o sistema de transmissão, constituído de caixa de redução (tipo coroa sem fim) engrenagens e corrente.

Mesa inferior: Construída em chapa de aço, pintado com tinta epóxi, duplo componente, sobre fundo anticorrosivo, para recebimento do tecido passado e alisado.

Aquecimento Elétrico: Através de resistências tipo banha, de funcionamento a seco. O controle de temperatura é feito através de controlador eletrônico digital, com temperatura máxima de 150 graus centígrados. Com potência de 7,2/9 Kw garantindo um alto rendimento no aquecimento.

Aquecimento Vapor: Por injeção de vapor na calha, com pressão de trabalho de 7 kg/cm².

Aquecimento Gás: Através de queimador tubular, de baixa pressão, possuindo um sistema eletrônico de precisão no caso da falha de chama interrompendo o fornecimento de gás. Com ignição automática, para evitar possíveis acidentes com gás. O consumo de GLP é de aproximadamente 0,5/0,7 kg/h ou equivalente a quantidade de calor de 4000/5000 kcal. A falha de gás ou de ignição aciona o alarme sonoro.

Opcionais: -Revestimento da calha em cromo duro.

RUFINO
LAVANDERIA

Rua José Guarnieri, 50 – JD. Silvania – CEP: 13.806-674, Mogi Mirim – SP
Fone: (19) 3804-3026 | (19) 3805-2519 | (19) 99615 7858 www.jarufino.com.br

ANEXO B.11 - BOMBA SUBMERSA PARA O POÇO ARTESIANO



PRODUCT MODELS

Model	Outlet	Flow	Head	Power	Speed	Voltage
	mm	m ³ /h	m	kw	rpm	V
50-10-10-0.75	50	10	10	0.75	2900	220/380
50-7-15-1.1	50	7	15	1.1	2900	220/380
50-15-15-1.5	50	15	15	1.5	2900	220/380
65-25-7-1.5	65	25	7	1.5	2900	220/380
50-15-20-2.2	50	15	20	2.2	2900	380
65-20-15-2.2	65	27	15	2.2	2900	380
80-45-10-2.2	80	45	10	2.2	2900	380
50-15-30-3	50	15	30	3	2900	380
65-37-13-3	65	37	13	3	2900	380
80-45-12-3	80	45	12	3	2900	380
50-15-32-4	50	15	32	4	2900	380
65-20-25-4	65	20	25	4	2900	380
80-40-15-4	80	40	15	4	2900	380
100-50-10-4	100	50	10	4	2900	380
50-15-40-5.5	50	15	40	5.5	2900	380
65-25-32-5.5	65	25	32	5.5	2900	380
80-30-30-5.5	80	30	30	5.5	2900	380
100-65-18-5.5	100	65	18	5.5	2900	380
80-45-22-7.5	80	45	22	7.5	2900	380
100-80-15-7.5	100	80	15	7.5	2900	380
150-100-10-7.5	150	100	10	7.5	2900	380
100-100-25-11	100	100	25	11	1450	380
150-130-15-11	150	130	15	11	1450	380
200-300-7-11	200	300	7	11	1450	380
100-100-30-15	100	100	30	15	1450	380
150-180-15-15	150	180	15	15	1450	380
200-250-11-15	200	250	11	15	1450	380

Fonte: Alibaba, 2024.

ANEXO B.12 - TUBULAÇÕES DE AÇO CARBONO





•Tubos•Válvulas•Conexões

+55 11 4437-3713 contato@tubosabc.com.br SOLICITE UM ORÇAMENTO

TubosABC

TABELA DE CLASSIFICAÇÃO DE TUBOS

TUBOS EM AÇO CARBONO COM E SEM COSTURA ATÉ 6"

Nominal pol.	DIMENSÕES			IDENTIFICAÇÃO		
	 mm externo	 mm interno	 mm parede	 Kg/mt	Denon.	Schedule N°
1/4	13,72	9,24	2,24	0,63	STD	40
		7,68	3,02	0,80	XS	80
		7,12	3,30	0,82	--	160
3/8	17,15	12,53	2,31	0,85	STD	40
		10,75	3,20	1,10	XS	80
		7,65	4,75	1,56	--	160
1/2	21,34	15,80	2,77	1,68	STD	40
		14,16	3,73	2,19	XS	80
		11,78	4,78	2,89	--	160
		6,40	7,47	3,63	XXS	--
3/4	26,67	20,93	2,77	1,68	STD	40
		18,85	3,73	2,19	XS	80
		15,55	4,78	2,89	--	160
		11,03	7,47	3,63	XXS	--
1	33,40	26,64	3,38	2,50	STD	40
		24,30	4,55	3,23	XS	80
		20,68	6,36	4,23	--	160
		15,22	9,09	5,54	XXS	--
1 1/4	42,16	35,04	3,56	3,38	STD	40
		32,46	4,85	4,46	XS	80
		29,46	6,35	5,60	--	160
		22,76	9,70	7,75	XXS	--
1 1/2	48,26	40,90	3,68	4,05	STD	40
		38,10	5,08	5,40	XS	80
		33,98	7,14	7,23	--	160
		27,94	10,16	9,54	XXS	--
2	60,32	52,50	3,91	5,43	STD	40
		48,24	5,54	7,47	XS	80
		42,84	8,74	11,10	--	160
		38,18	11,07	13,41	XXS	--
2 1/4	73,03	62,71	5,16	8,62	STD	40
		59,01	7,01	11,40	XS	80
		53,99	9,52	14,90	--	160
		44,99	14,02	20,37	XXS	--
3	88,90	77,92	5,49	11,28	STD	40
		73,66	7,62	15,25	XS	80
		66,64	11,13	21,31	--	160
		58,42	15,24	27,65	XXS	--
3 1/2	101,60	90,12	5,74	13,56	STD	40
		85,44	8,08	18,60	XS	80
4	114,30	102,26	6,02	16,06	STD	40
		97,18	8,56	22,29	XS	80
		92,04	11,13	28,27	--	120
		87,32	13,49	33,49	--	160
		80,06	17,12	40,98	XXS	--
5	141,30	128,30	6,55	21,75	STD XS	40
		122,26	9,52	30,92	--	80
		115,90	12,70	40,25	--	120
		109,54	15,88	49,01	-- XXS	160
		103,20	19,05	57,36	--	--
6	168,30	155,60	6,55	25,33	STD	--
		154,08	7,11	28,23	--	40
		146,36	10,97	42,51	XS	80
		139,76	14,27	54,15	--	120
		131,78	18,26	67,48	--	160
		124,40	21,95	79,10	XXS	--

Fonte: Tubos ABC, 2023.

ANEXO B.13 - TRANSPORTADORA HELICOIDAL

TRANSPORTE DE MATERIAIS

Tabela de Capacidade para Transportadores Helicoidais Horizontais
(Consulte a *Martin* para transportadores inclinados)


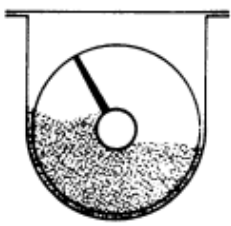
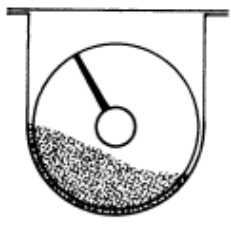
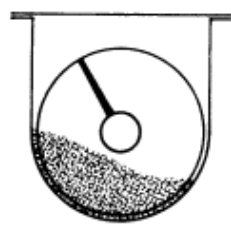
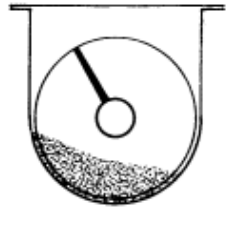


Tabela 1-6

Carga do Leito	Diâmetro do Helicoidal (Polegadas)	Capacidade Pés Cúbicos por Hora (Passo Completo)		Máx. RPM
		A 1 RPM	A Máx. RPM	
45% 	4	0.62	114	184
	6	2.23	368	165
	9	8.20	1270	155
	10	11.40	1710	150
	12	19.40	2820	145
	14	31.20	4370	140
	16	46.70	6060	130
	18	67.60	8120	120
	20	93.70	10300	110
	24	164.00	16400	100
	30	323.00	29070	90
36	553.20	4142	75	
30% A 	4	0.41	53	130
	6	1.49	180	120
	9	5.45	545	100
	10	7.57	720	95
	12	12.90	1160	90
	14	20.80	1770	85
	16	31.20	2500	80
	18	45.00	3380	75
	20	62.80	4370	70
	24	109.00	7100	65
	30	216.00	12960	60
36	368.80	18400	50	
30% B 	4	0.41	29	72
	6	1.49	90	60
	9	5.45	300	55
	10	7.60	418	55
	12	12.90	645	50
	14	20.80	1040	50
	16	31.20	1400	45
	18	45.00	2025	45
	20	62.80	2500	40
	24	109.00	4360	40
	30	216.00	7560	35
36	368.80	11064	30	
15% 	4	0.21	15	72
	6	0.75	45	60
	9	2.72	150	55
	10	3.80	210	55
	12	6.40	325	50
	14	10.40	520	50
	16	15.60	700	45
	18	22.50	1010	45
	20	31.20	1250	40
	24	54.60	2180	40
	30	108.00	3780	35
36	184.40	5537	30	

H-18

Fonte: MARTIN, 2023.

ANEXO B.14 - ESPAÇAMENTO ENTRE APOIOS GUIAS

TABELA 9.4 Espaçamento entre apoios guias em tubulações de vapor

Diâmetro do tubo		L ₁ (m)	L ₂ (m)	
pol.	mm		Até 10,6 bar	Até 21,2 bar
2	50,8	0,20	3,0	2,1
2 1/2	63,5	0,25	4,6	3,0
3	76,2	0,30	6,1	4,5
4	101,6	0,41	9,1	6,1
5	127,0	0,51	9,1	7,6
6	152,4	0,61	10,7	7,6
8	203,2	0,81	13,7	10,7
10	254,0	1,02	18,3	13,7

Fonte: Crane Valve, 2023.

ANEXO B.15 - TUBULAÇÕES DE CONDENSADO

TABELA 9.3 Tubulação de condensado

Perda de carga J (mm/m)	Declividade (cm/m)	Diâmetro da tubulação de condensado										
		1/2"	3/4"	1"	1 1/4"	1 1/2"	2"	2 1/2"	3"	4"	5"	6"
kg/h de Condensado												
0,5	0,05	22	60	130	300	450	910	1.800	3.000	6.000	11.000	15.500
1	0,1	38	100	200	450	680	1.330	2.700	4.380	9.000	12.600	19.000
2	0,2	55	145	290	640	980	1.940	3.900	6.380	13.000	16.000	25.500
3	0,3	75	180	360	780	1.220	2.400	4.900	7.900	16.250	27.000	45.000
4	0,4	85	210	420	910	1.430	2.800	5.700	9.200	18.950	31.500	51.000
5	0,5	95	240	470	1.000	1.600	3.150	6.400	10.400	21.300	35.500	58.000
6	0,6	101	260	520	1.140	1.750	3.500	7.100	11.450	23.500	41.000	64.000
7	0,7	108	290	570	1.245	2.000	3.800	7.750	12.500	25.800	44.000	70.000
8	0,8	112	310	610	1.300	2.080	4.050	8.250	13.400	27.500	46.000	75.000
9	0,9	118	330	650	1.450	2.210	4.350	8.800	14.250	29.300	49.000	80.000
10	1,0	122	350	690	1.550	2.300	4.600	9.350	15.100	31.000	52.000	84.000
15	1,5	148	430	850	1.780	2.900	5.700	11.600	18.750	38.550	61.000	98.500
20	2,0	175	500	1.000	2.100	3.400	6.690	13.550	21.950	45.000	70.000	115.000
25	2,5	200	570	1.130	2.400	3.800	7.500	15.300	24.500	50.800	79.000	130.000
30	3,0	228	630	1.250	2.670	4.200	8.300	16.950	27.300	56.000	90.000	135.000
35	3,5	256	680	1.300	2.900	4.600	9.000	18.400	29.800	61.000	98.000	154.000
40	4,0	300	720	1.400	3.020	4.900	9.700	19.500	31.000	65.000	105.000	164.000

Fonte: Macintyre, 1996.

ANEXO B.16 - ISOLAMENTO TÉRMICO

Diâmetro Nominal		Temperatura de Operação(°C)									
MM	POL <=	200	250	300	350	400	450	500	600	700	800
12	1/2	1	1	1.5	1.5	1.5	2	2	2.5	3	3.5
19	3/4	1	1.5	1.5	1.5	2	2	2	2.5	3	3.5
25	1	1	1.5	1.5	1.5	2	2	2.5	3	3.5	4
38	1.1/2	1	1.5	1.5	2	2	2	2.5	3	3.5	4
50	2	1	1.5	1.5	2	2	2.5	2.5	3.5	4	4.5
63	2.1/2	1	1.5	1.5	2	2	2.5	2.5	3.5	4	4.5
75	3	1	1.5	1.5	2	2.5	2.5	3	3.5	4	4.5
100	4	1	1.5	1.5	2	2.5	3	3	4	4.5	5
150	6	1.5	1.5	2	2.5	2.5	3	3.5	4	5	5.5
200	8	1.5	1.5	2	2.5	2.5	3	3.5	4	5	6
250	10	1.5	1.5	2	2.5	2.5	3	3.5	4.5	5.5	6
300	12	1.5	1.5	2	2.5	2.5	3	4	4.5	5.5	6.5
350	14	1.5	2	2	2.5	3	3.5	4	5	5.5	6.5
400	16	1.5	2	2	2.5	3	3.5	4	5	5.5	6.5
450	18	1.5	2	2	2.5	3	3.5	4	5	6	7
500	20	1.5	2	2	2.5	3	3.5	4	5	6	7
550	22	1.5	2	2	2.5	3	3.5	4	5	6	7
600	24	1.5	2	2	2.5	3	3.5	4	5	6	7
650	26	1.5	2	2	2.5	3	3.5	4	5	6	7
700	28	1.5	2	2	2.5	3	3.5	4	5	6	7
750	30	1.5	2	2	2.5	3	3.5	4	5	6	7.5
800	32	1.5	2	2	2.5	3	3.5	4	5	6	7.5
850	34	1.5	2	2	2.5	3	3.5	4	5	6	7.5
900	36	1.5	2	2	2.5	3	3.5	4	5	6.5	7.5
PLANO	-	1.5	2	2	3	3.5	4	4.5	6	7	9

Fonte: Calorisol, 2004.

ANEXO B.21 - FATORES DE DARCY EM FUNÇÃO DO DIÂMETRO INTERNO DA TUBULAÇÃO

**PIPE FRICTION DATA FOR CLEAN COMMERCIAL STEEL PIPE
WITH FLOW IN ZONE OF COMPLETE TURBULENCE**

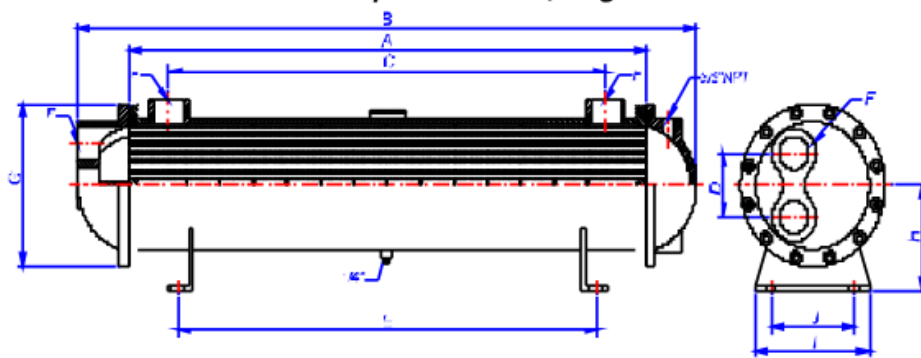
Nominal Size	mm	15	20	25	32	40	50	65, 80	100	125	150	200, 250	300-400	450-600
	in.	½	¾	1	1¼	1½	2	2½, 3	4	5	6	8, 10	12-16	18-24
Friction Factor (f_f)		.027	.025	.023	.022	.021	.019	.018	.017	.016	.015	.014	.013	.012

Fonte: Crane Valve, 2023.

ANEXO C - EQUIPAMENTOS DE UTILIDADES

ANEXO C.1 - TROCADOR DE CALOR THERMO PIPE TP10-4-1250

Os trocadores de calor padronizado são fabricados em aço carbono com tubos em cobre, podendo ser fabricados em outros materiais mediante consulta, os modelos abaixo são do tipo BEM, todos os equipamentos são testados hidrostaticamente a uma pressão de 8,0 Kgf/cm².



TROCADOR PADRÃO 10" COM 4 PASSES

MODELO	A	B	C	D	E	F (NPT)	G	H	I	J	Ø do Corpo	Área de Troca
TP10-4-500	500	641	360	130	350	3"	Ø 340	210	273	213	273	5,32
TP10-4-750	750	891	610	130	600	3"	Ø 340	210	273	213	273	7,98
TP10-4-1000	1000	1141	860	130	850	3"	Ø 340	210	273	213	273	10,64
TP10-4-1250	1250	1391	1110	130	1100	3"	Ø 340	210	273	213	273	13,3
TP10-4-1500	1500	1641	1360	130	1350	3"	Ø 340	210	273	213	273	15,96
TP10-4-1750	1750	1891	1610	130	1600	3"	Ø 340	210	273	213	273	18,62
TP10-4-2000	2000	2141	1860	130	1850	3"	Ø 340	210	273	213	273	21,28

Fonte: Thermo Pipe, 2024.

ANEXO C.2 - TROCADOR DE CALOR BCTH 508.10.S610

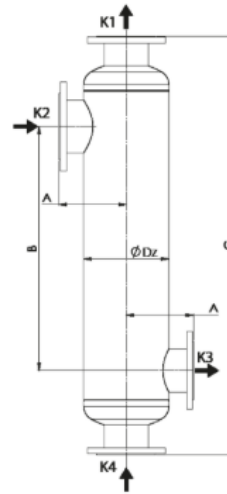
Informações Técnicas

Desenho Técnico

K4/ K1 – entrada / saída lado frio
K2/ K3 – entrada / saída lado quente

Material

Aço Inoxidável AISI316L / 1.4404



Tipo	Área de Troca Térmica		Peso		Volume lado Tubos		Volume lado Casco		Dimensões							
	ft ²	m ²	lb	kg	gal	l	gal	l	A		B		C		ØDz	
									in	mm	in	mm	in	mm	in	mm
BCTH 159.10.S24	25.8	2,4	88	40,1	2,1	7,8	3,8	14,3	5,5	140	33,5	850	49,1	1246	6,3	159
BCTH 159.10.S37	39.8	3,7	111	50,5	2,3	8,5	5,5	20,8	5,5	140	53,2	1350	68,7	1746	6,3	159
BCTH 159.10.S49	52.7	4,9	134	60,9	2,6	10,0	7,2	27,3	5,5	140	72,8	1850	88,4	2246	6,3	159
BCTH 219.10.S47	50.6	4,7	155	70,1	4,0	15,0	6,8	25,8	7,3	185	32,1	815	50,1	1272	8,6	219
BCTH 219.10.S72	77.5	7,2	201	91,3	4,2	15,9	10,0	38,0	7,3	185	51,8	1315	69,8	1772	8,6	219
BCTH 219.10.S96	103.3	9,6	248	112,4	5,3	19,9	13,3	50,2	7,3	185	71,5	1815	89,5	2272	8,6	219
BCTH 273.10.S74	79.7	7,4	221	100,3	6,7	25,5	10,6	40,0	8,5	215	30,9	785	53,0	1345	10,8	273
BCTH 273.10.S114	122.7	11,4	289	130,9	7,1	26,9	15,6	59,1	8,5	215	50,6	1285	52,6	1845	10,8	273
BCTH 273.10.S151	162.5	15,1	358	162,2	8,8	33,3	20,6	78,1	8,5	215	70,3	1785	92,3	2345	10,8	273
BCTH 324.10.S110	118.4	11,0	337	153,0	9,5	36,0	14,0	53,1	9,3	235	30,9	785	52,9	1345	12,8	324
BCTH 324.10.S168	180.8	16,8	452	205,0	10,7	40,4	21,0	79,6	9,3	235	50,6	1285	72,6	1845	12,8	324
BCTH 324.10.S224	241.1	22,4	569	258,0	13,1	49,7	28,0	106,0	9,3	235	70,3	1785	92,3	2345	12,8	324
BCTH 406.10.S181	194.8	18,1	619	280,8	17,5	66,2	21,9	82,7	10,6	270	28,4	720	54,4	1381	16,0	406
BCTH 406.10.S277	298.2	27,7	791	359,0	18,8	71,0	32,7	123,7	10,6	270	48,0	1220	74,1	1881	16,0	406
BCTH 406.10.S369	397.2	36,9	958	434,5	22,8	86,4	43,5	164,7	10,6	270	67,7	1720	93,7	2381	16,0	406
BCTH 508.10.S296	318.6	29,6	855	388,0	26,8	101,3	33,5	126,8	13,4	340	26,0	660	57,3	1455	20,0	508
BCTH 508.10.S446	480.1	44,6	1133	514,0	31,5	119,4	50,0	189,3	13,4	340	45,7	1160	77,0	1955	20,0	508
BCTH 508.10.S610	656.6	61,0	1411	640,0	38,2	144,6	66,5	251,8	13,4	340	65,4	1660	96,7	2455	20,0	508
BCTH 550.10.S770	828.8	77,0	1852	840,0	50,6	191,5	89,9	340,3	15,0	380	63,0	1600	100,8	2560	21,7	550

Fonte: Bermo, 2024.

ANEXO C.3 - TROCADOR DE CALOR THERMO PIPE TP6-2-1750

TROCADOR PADRÃO 6" COM 2 PASSES

MODELO	A	B	C	D	E	F (NPT)	G	H	I	J	Ø do Corpo	Área de Troca
TP6-2- 500	500	641	360	72	350	1,1/2"	Ø 210	131	165	127	165	1,86
TP6-2- 750	750	891	610	72	600	1,1/2"	Ø 210	131	165	127	165	2,82
TP6-2- 1000	1000	1141	860	72	850	1,1/2"	Ø 210	131	165	127	165	3,76
TP6-2- 1250	1250	1391	1110	72	1100	1,1/2"	Ø 210	131	165	127	165	4,7
TP6-2- 1500	1500	1641	1360	72	1350	1,1/2"	Ø 210	131	165	127	165	5,64
TP6-2- 1750	1750	1891	1610	72	1600	1,1/2"	Ø 210	131	165	127	165	6,58
TP6-2- 2000	2000	2141	1860	72	1850	1,1/2"	Ø 210	131	165	127	165	7,52

Fonte: Thermo Pipe, 2024.

ANEXO C.4 - TROCADOR DE CALOR THERMO PIPE TP4-4-300

TROCADOR PADRÃO 4" COM 4 PASSES												
MODELO	A	B	C	D	E	F (NPT)	G	H	I	J	Ø do Corpo	Área de Troca
TP4-4-300	300	393	200	50	150	3/4"	150	90	114	87	114	0,357
TP4-4-400	400	493	300	50	250	3/4"	150	90	114	87	114	0,476
TP4-4-500	500	593	400	50	350	3/4"	150	90	114	87	114	0,595

Fonte: Thermo Pipe, 2024.

ANEXO C.5 - TROCADOR DE CALOR THERMO PIPE TP5-2-1250A

TROCADOR PADRÃO 5" COM 2 PASSES ALETADO												
MODELO	A	B	C	D	E	F (NPT)	G	H	I	J	Ø do Corpo	Área de Troca
TP5-2-500A	500	629	370	60	350	1,1/2"	Ø 170	100	140	110	140	3,57
TP5-2-750A	750	879	620	60	600	1,1/2"	Ø 170	100	140	110	140	5,355
TP5-2-1000A	1000	1129	870	60	850	1,1/2"	Ø 170	100	140	110	140	7,14
TP5-2-1250A	1250	1379	1120	60	1100	1,1/2"	Ø 170	100	140	110	140	8,925
TP5-2-1500A	1500	1629	1370	60	1350	1,1/2"	Ø 170	100	140	110	140	10,71
TP5-2-1750A	1750	1879	1620	60	1600	1,1/2"	Ø 170	100	140	110	140	12,495
TP5-2-2000A	2000	2129	1870	60	1850	1,1/2"	Ø 170	100	140	110	140	14,28

Fonte: Thermo Pipe, 2024.

ANEXO C.6 - TROCADOR DE CALOR THERMO PIPE TP10-2-2000

TROCADOR PADRAO 10" COM 2 PASSES												
MODELO	A	B	C	D	E	F (NPT)	G	H	I	J	Ø do Corpo	Área de Troca
TP10-2-500	500	641	360	130	350	3"	Ø 340	210	273	213	273	5,62
TP10-2-750	750	891	610	130	600	3"	Ø 340	210	273	213	273	8,43
TP10-2-1000	1000	1141	860	130	850	3"	Ø 340	210	273	213	273	11,24
TP10-2-1250	1250	1391	1110	130	1100	3"	Ø 340	210	273	213	273	14,05
TP10-2-1500	1500	1641	1360	130	1350	3"	Ø 340	210	273	213	273	16,86
TP10-2-1750	1750	1891	1610	130	1600	3"	Ø 340	210	273	213	273	19,67
TP10-2-2000	2000	2141	1860	130	1850	3"	Ø 340	210	273	213	273	22,48

Fonte: Thermo Pipe, 2024.

ANEXO C.7 - TROCADOR DE CALOR BERMO BCTH 550.10.S770

Tipo	Área de Troca Térmica		Peso		Volume lado Tubos		Volume lado Casco		Dimensões							
	ft2	m2	lb	kg	gal	l	gal	l	A		B		C		ØDz	
									in	mm	in	mm	in	mm		
BCTH 159.10.S24	25.8	2,4	88	40,1	2.1	7,8	3.8	14,3	5.5	140	33.5	850	49.1	1246	6.3	159
BCTH 159.10.S37	39.8	3,7	111	50,5	2.3	8,5	5.5	20,8	5.5	140	53.2	1350	68.7	1746	6.3	159
BCTH 159.10.S49	52.7	4,9	134	60,9	2.6	10,0	7.2	27,3	5.5	140	72.8	1850	88.4	2246	6.3	159
BCTH 219.10.S47	50.6	4,7	155	70,1	4.0	15,0	6.8	25,8	7.3	185	32.1	815	50.1	1272	8.6	219
BCTH 219.10.S72	77.5	7,2	201	91,3	4.2	15,9	10.0	38,0	7.3	185	51.8	1315	69.8	1772	8.6	219
BCTH 219.10.S96	103.3	9,6	248	112,4	5.3	19,9	13.3	50,2	7.3	185	71.5	1815	89.5	2272	8.6	219
BCTH 273.10.S74	79.7	7,4	221	100,3	6.7	25,5	10.6	40,0	8.5	215	30.9	785	53.0	1345	10.8	273
BCTH 273.10.S114	122.7	11,4	289	130,9	7.1	26,9	15.6	59,1	8.5	215	50.6	1285	52.6	1845	10.8	273
BCTH 273.10.S151	162.5	15,1	358	162,2	8.8	33,3	20.6	78,1	8.5	215	70.3	1785	92.3	2345	10.8	273
BCTH 324.10.S110	118.4	11,0	337	153,0	9.5	36,0	14.0	53,1	9.3	235	30.9	785	52.9	1345	12.8	324
BCTH 324.10.S168	180.8	16,8	452	205,0	10.7	40,4	21.0	79,6	9.3	235	50.6	1285	72.6	1845	12.8	324
BCTH 324.10.S224	241.1	22,4	569	258,0	13.1	49,7	28.0	106,0	9.3	235	70.3	1785	92.3	2345	12.8	324
BCTH 406.10.S181	194.8	18,1	619	280,8	17.5	66,2	21.9	82,7	10.6	270	28.4	720	54.4	1381	16.0	406
BCTH 406.10.S277	298.2	27,7	791	359,0	18.8	71,0	32.7	123,7	10.6	270	48.0	1220	74.1	1881	16.0	406
BCTH 406.10.S369	397.2	36,9	958	434,5	22.8	86,4	43.5	164,7	10.6	270	67.7	1720	93.7	2381	16.0	406
BCTH 508.10.S296	318.6	29,6	855	388,0	26.8	101,3	33.5	126,8	13.4	340	26.0	660	57.3	1455	20.0	508
BCTH 508.10.S446	480.1	44,6	1133	514,0	31.5	119,4	50.0	189,3	13.4	340	45.7	1160	77.0	1955	20.0	508
BCTH 508.10.S610	656.6	61,0	1411	640,0	38.2	144,6	66.5	251,8	13.4	340	65.4	1660	96.7	2455	20.0	508
BCTH 550.10.S770	828.8	77,0	1852	840,0	50.6	191,5	89.9	340,3	15.0	380	63.0	1600	100.8	2560	21.7	550

Fonte: Bermo, 2024.

ANEXO C.8 - SOPRADOR INDUSTRIAL DE BAIXA PRESSÃO

LOW PRESSURE BLOWER

Generally used as ventilation fans / gas exhaust fans

Single or double inlet types fans are very efficient and useful for fresh air supply, ventilation. Impellers are backward curved and forward curved type. Fans are generally used for clean air duty.

Operating Range:

- Air flow (Capacity) : 300 CMH to 250000 CMH
- Motor up to 225 kW
- Static pressure range : 20mm to 150 mm
- Construction materials of Casing: Mild Steel and Stainless Steel
- Max RPM range : 300 RPM to 1450 RPM
- Low noise level
- Construction materials of Impeller: Mild Steel and Stainless Steel

Applications:

Low pressure blower is used if the focus is on high air flow and very low pressure. Low pressure blower for industrial applications generates pressures up to 150 mmWC.

Fonte: Mittal Group, 2015.

ANEXO C.9 - TURBINA A VAPOR PARA MICROGERAÇÃO DE ENERGIA

Modelo do Equipamento	Potência (kW)
MWX 300	200-300

Especificações Gerais**Rotação (RPM)**

Conforme Projeto

Pressão máxima de entrada de vapor bar (a)

42

Temperatura máxima de entrada de vapor bar °C

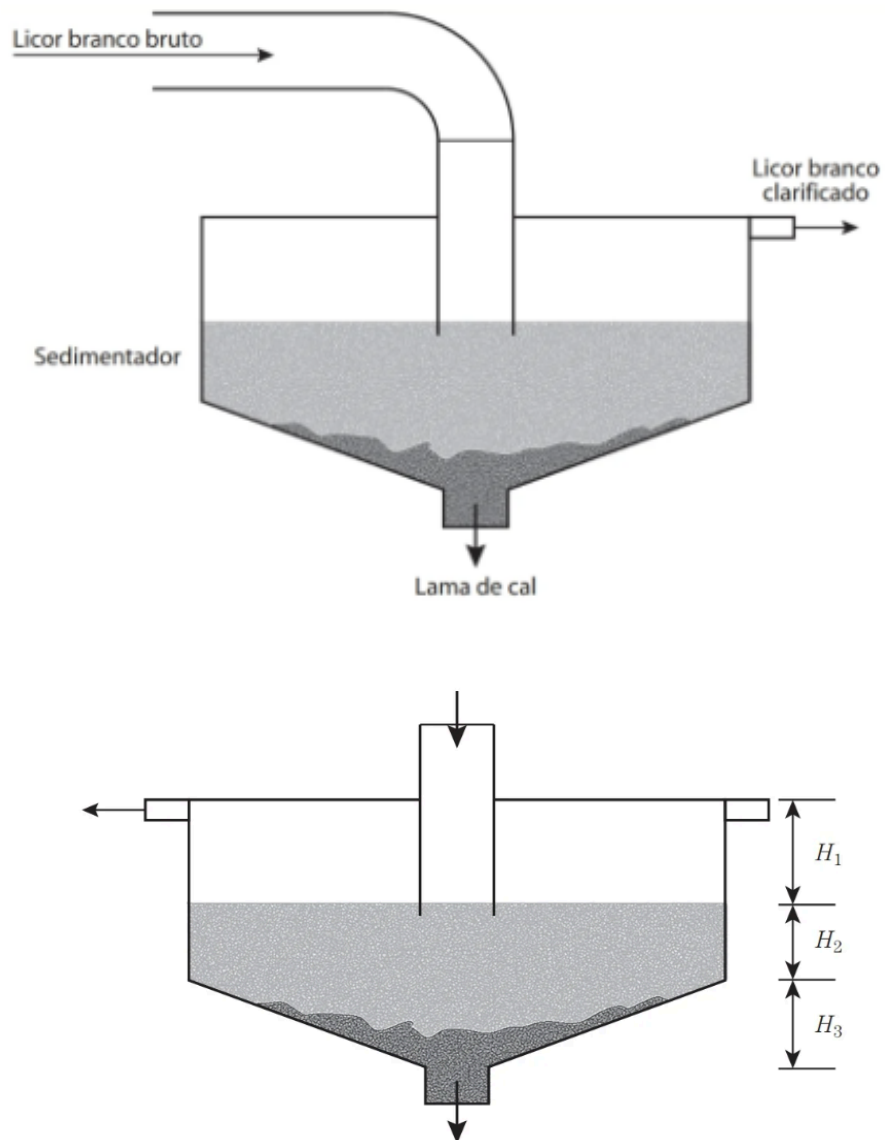
450

Pressão máxima de saída de vapor bar (g)

WX 500: Conforme a necessidade do cliente

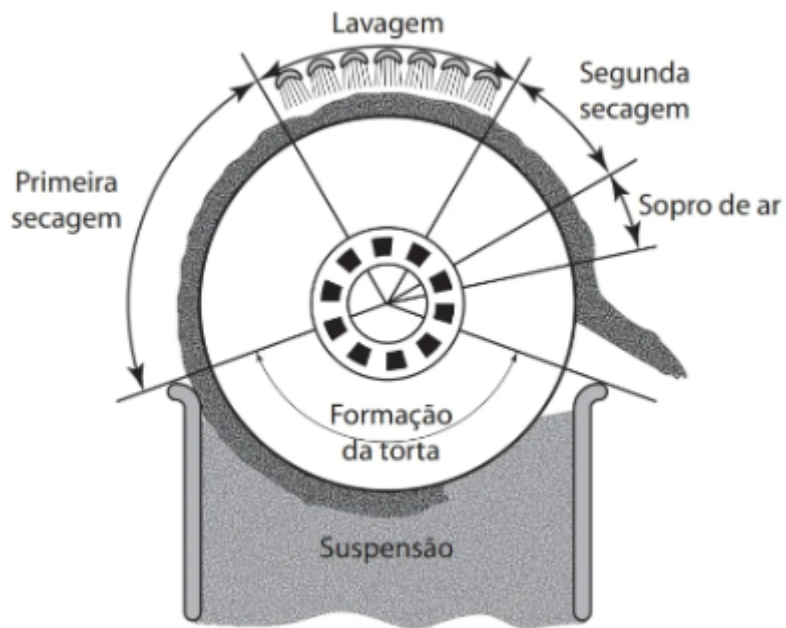
WXC 500: Vácuo

Fonte: Wortice Energia, 2024.

ANEXO D - INFORMAÇÕES DA LITERATURA**ANEXO D.1 - ESQUEMA DO CLARIFICADOR CONTÍNUO E REGIÕES DE SEDIMENTAÇÃO**

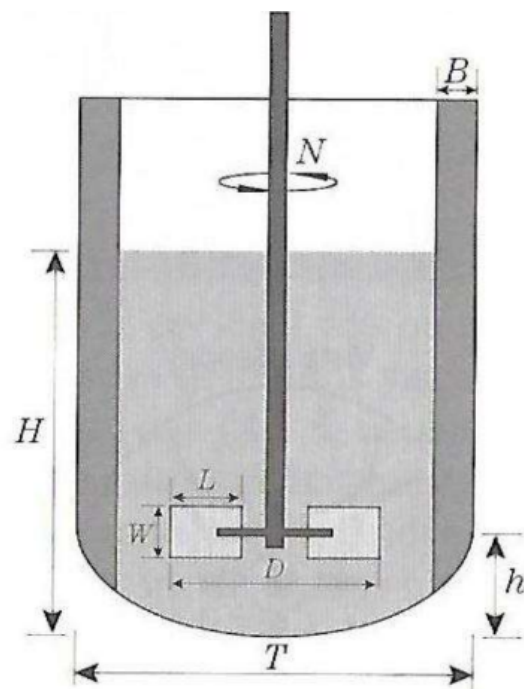
Fonte: Cremasco, 2018.

ANEXO D.2 - ESQUEMA DO FILTRO DE TAMBOR ROTATIVO



Fonte: Cremasco, 2018.

ANEXO D.3 - ESQUEMA DO TANQUE DE MISTURA E SUAS DIMENSÕES



Fonte: Sousa, 2022.

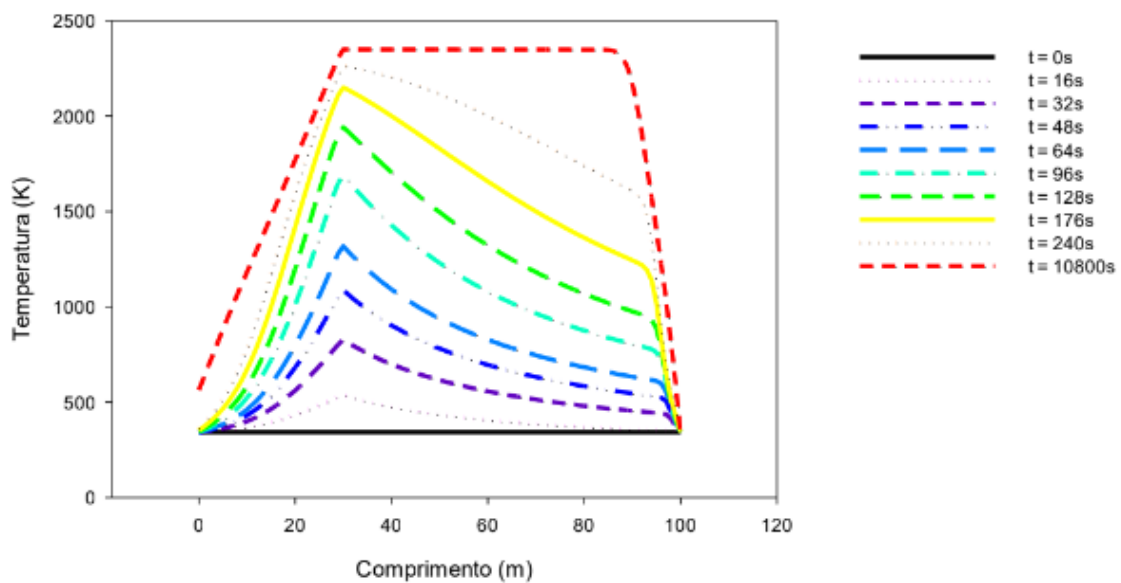
ANEXO D.4 - OBTENÇÃO DE TEMPO DE RESIDÊNCIA DO ESPESSADO

Tabela 2 Obtenção do tempo de residência da fase particulada no espessado

t (min)	z (cm)	z_i (cm)	ε_{p_i}	q_i (cm/s)	D (m)
0	40,0	40,0	0,0222	1,45	5,33
5	32,8	40,0	0,0222	1,45	5,33
10	25,5	40,0	0,0222	1,45	5,33
15	18,8	35,8	0,0248	1,13	5,53
20	14,2	31,0	0,0287	0,84	5,65
25	11,2	26,0	0,0342	0,59	5,66
30	9,6	22,0	0,0404	0,41	5,53
35	6,6	20,5	0,0434	0,40	5,03
40	5,2	11,5	0,0773	0,16	-
45	4,0	8,0	0,1111	0,088	-

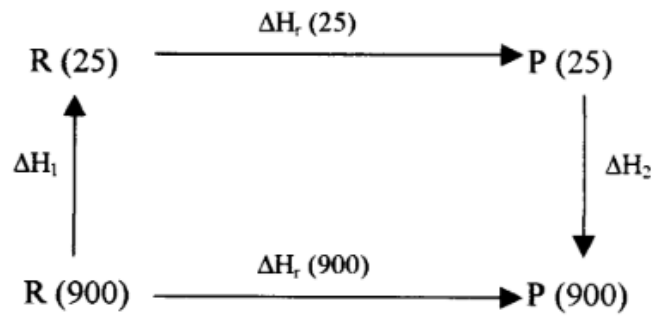
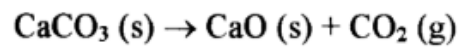
Fonte: Cremasco, 2018.

ANEXO D.5 - EVOLUÇÃO DAS TEMPERATURAS DO SÓLIDO NO FORNO DE CAL CONSIDERANDO TRANSFERÊNCIA DE CALOR



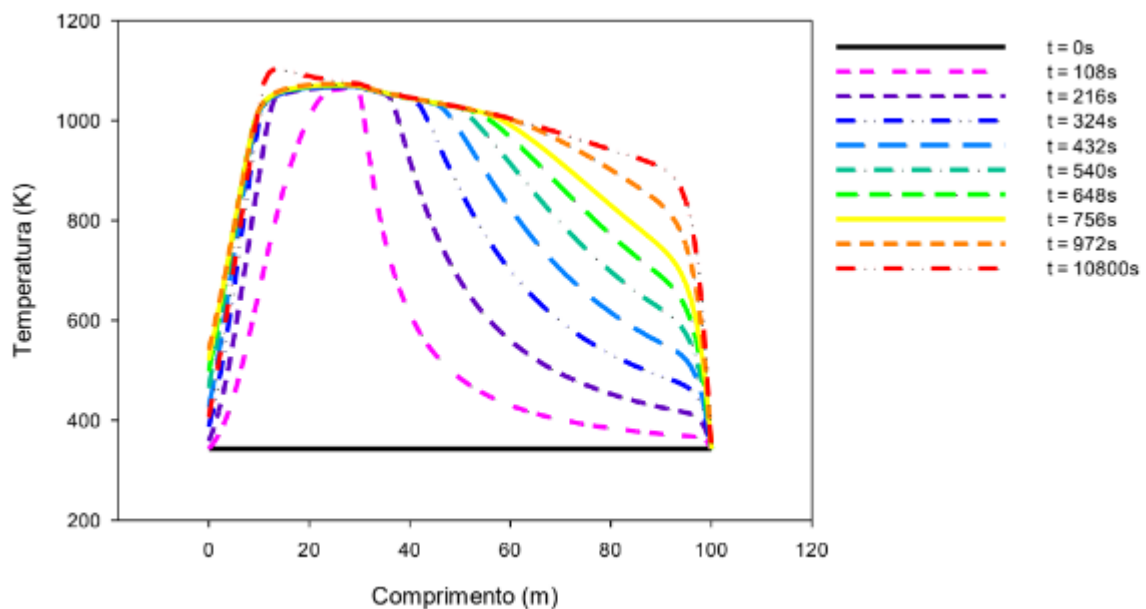
Fonte: Aguiar, 2016.

ANEXO D.6 - ESQUEMA PARA OBTENÇÃO DAS ENTALPIAS DE CALCINAÇÃO



Fonte: Almeida, 2001.

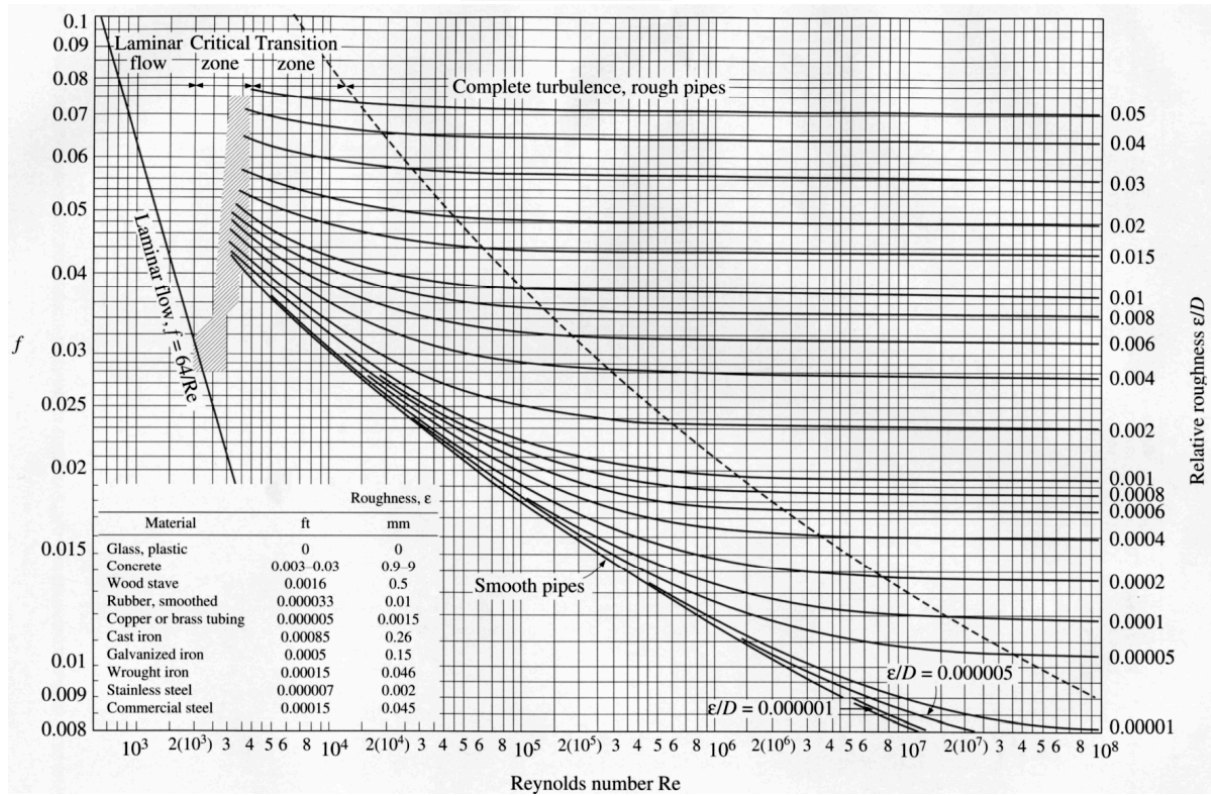
ANEXO D.7 - PERFIL DE TEMPERATURA DO FORNO DE CAL COM A REAÇÃO DE CALCINAÇÃO



Fonte: Aguiar, 2016.

ANEXO D.8 - DIAGRAMA DE MOODY

Diagrama de moody



Fonte: UTFPR, 2024.

ANEXO E - EQUIPAMENTOS DE LABORATÓRIO

ANEXO E.1 - BALANÇA DE PRECISÃO DIGITAL

**Principais Características:**

- Capacidade: 220g;
- Divisão: 0,0001g;
- Calibração: Externa;
- Material da plataforma: Aço inox;
- Material da estrutura: Gabinete plástico injetado tipo ABS;
- Tipo de visor: LCD com backlight;
- Pés reguláveis: Sim;
- Câmara de vidro: Sim;
- Funcionalidades: Peso total, tara, contagem de peças e saída de dados;
- Tamanho da plataforma de pesagem: Φ 9cm;
- Dimensões do equipamento (LAP): 21 x 35 x 28cm;
- Fonte multivoltagem automática;
- INMETRO;

O Conjunto É Composto Por:

- 01 Balança Analítica;
- 01 Prato em inox;
- 01 Fonte de alimentação;
- 01 Manual de instruções;

Fonte: Bioprecisa, 2024.

ANEXO E.2 - MEDIDOR DE DENSIDADE QUÍMICA ULTRASSÔNICO RHOSONICS



Enter search keywords here



HOME

BEST SELLERS

NEW ARRIVALS

SHOPPING CART

LOGISTICS INQUIRY

Home > [Ultrasonic Analyzers Rhosonics](#)

Ultrasonic Analyzers Rhosonics

★★★★★

BUY 2 C

\$149.98 ~~\$299.96~~

Product Code: 29864514

Stock In Stock

Attributes

Choose Size

Size Guide

Qty:

- 1



Details

Technical Specification

Product Video

Documents

Measurement range & accuracy

S.G.: 700...3000 g/liter

Calibrated Accuracy: +/- 0.005 (S.G.)

Process temperature: 0 ... +110°C

Accuracy: +/- 0.5°C

Decay time: 1 to 99s (adjustable)

Calculations & communication

S.G. x 1000 & temperature

Temperature

Controlled by HART 4 - 20 mA (2-way connection)

Sensor inputs & features

Ultrasonic Spectral Power / Acoustic Impedance

Wetted materials: Ceramics, Duplex 2205, Stainless Steel 316L

Sensor detachable from electronics

Sensor length: 16mm - Pressure: 16 bar max.

Fonte: SHOP, 2022.

ANEXO E.3 - MEDIDOR DE SÓLIDOS DISSOLVIDOS



Fonte: Alquera, 2024.

ANEXO E.4 - VISCOSÍMETRO MODELO LV



Marca	IWIN
Número do Modelo	NDJ-1C
Product name	Brookfield rvdv & Iv viscometer
Reproducibility	±0.2%
Rotor Speed	30r/min
Rotor Specifications	4 Size
Measurement Range	(10~2000000)MPa/s
Spindle Speed	(0.3,0.6,1.5,3,6,12,30,60)Rpm
Measuring Accuracy	±2 % (F.S)
Transport Package	Standard Export Packing
Warranty	12 Months
Keyword	Brookfield viscosity

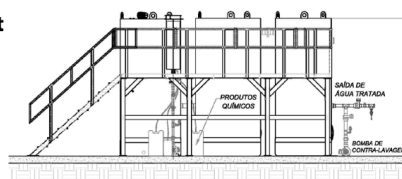
Fonte: Hebei Gaotiejian Testing Instrument Co., 2024.

ANEXO F - TRATAMENTO DE EFLUENTES

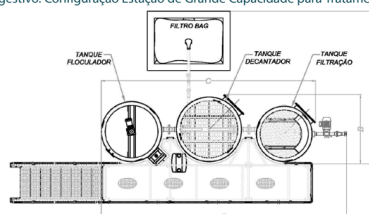
ANEXO F.1 - ESTAÇÃO DE TRATAMENTO DE EFLUENTES COMPACTA

Estação para Tratamento e Reuso de Água Grandes Capacidades

03 Layout



Layout Sugestivo: Configuração Estação de Grande Capacidade para Tratamento de Água



Estações para Grandes Capacidades

apenas ao equipamento

Vazão (litros/hora)	A) Altura (m)	B) Largura (m)	C) Comprimento (m)	Área Ocupada (DxE) (m ²)	Potência Instalada em Funcionamento (KW)	Potência Consumida (KW)	Potência Instalada - Limpeza do Filtro * (KW)
15.000	3,00	4,70	8,10	18,00	1,77	1,06	2,94
20.000	3,00	5,00	8,80	18,00	1,87	1,12	4,32
30.000	3,00	5,40	10,00	41,00	2,40	1,44	5,62

Fonte: Alfamec, 2017.

ANEXO F.2 - TABELA TARIFÁRIA DO TRATAMENTO DE EFLUENTES

1. ABASTECIMENTO DE ÁGUA TRATADA/BRUTA

1.1. LIGAÇÕES MEDIDAS

2. ESGOTAMENTO SANITÁRIO

Tipo	Valor
2.1. Sistemas Convencionais (Capital)	Corresponde a 80% do valor da conta de Abastecimento de Água.
2.2. Sistemas Convencionais (Interior)	Corresponde a 80% do valor da conta de Abastecimento de Água.
2.3. Sistemas Independentes Operados pela Embasa (Interior)	Corresponde a 45% do valor da conta de Abastecimento de Água.
2.4. Conjuntos Habitacionais, com sistema próprio e operado pela Embasa	Corresponde a 45% do valor da conta de Abastecimento de Água.
2.5. Sistemas Condominiais (Situações especiais de operações por Quadras)	Corresponde a 45% do valor da conta de Abastecimento de Água.

Fonte: Embasa, 2024.

ANEXO G - EQUIPAMENTOS SECUNDÁRIOS

ANEXO G.1 - ESTEIRA TRANSPORTADORA DE CASCAS DE COCO

Esteiras Transportadoras



Visualizações: 212 (Cód. 686483)
Atualizado em: 18/05/2023

Tipo: Novo
Araquari/SC

R\$ 34.500,00 Unidade

Fale com o anunciante



Fonte: MFRURAL, 2024.

ANEXO G.2 - TRATOR

Triamaq[®]
Tratores - Implementos - Máquinas

HOME EMPRESA PRODUTOS CONTATO

Concessionária
AGRITECH

Série 1155 Plus

Design, tecnologia e eficiência.

A série de tratores 1155 Plus foi desenvolvida após minuciosas pesquisas para atender as necessidades de variadas culturas. Tratores, leves que proporcionam baixa compactação de solo, com design arrojado e inovador.

Aptos a utilizarem o Biodiesel B8, sem deixar de lado a potência garantida pelos motores Yanmar, limpos, silenciosos e de alta performance, sinônimo de qualidade em todo o mundo, que oferecem ainda excelente reserva de torque, baixa emissão de poluentes e economia de combustível.

Outro diferencial que a série 1155 Plus oferece é o Menor Raio de Giro do mercado com apenas 2.250mm, proporcionando maior agilidade nas manobras em espaços reduzidos, garantindo assim melhores resultados e aumento da produtividade na sua lavoura.

Os tratores da série 1155 Plus oferecem o que há de mais moderno em tecnologia e desempenho, além da melhor relação custo x benefício. Compõe ainda autolift e com capacidade máxima de elevação no engate de 1500 kg, tomada de potência independente e câmbio lateral, proporcionando ainda mais conforto ao operador.

Disponível nas versões: standard, cabinado, cafeeiro estreito, cafeeiro super estreito, super tração, parreira, parreira super estreito, arroseiro e cultivo.

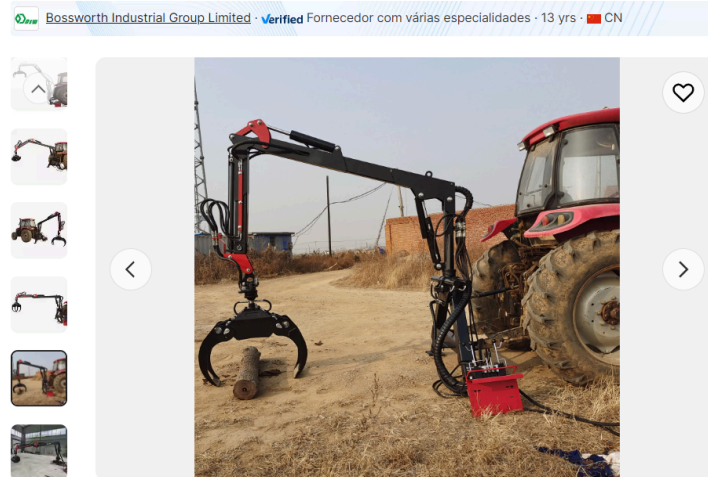
Confira abaixo os diferenciais que fazem da Série de tratores 1155 Plus a melhor opção de compra.



Fonte: Triamaq, 2024.

ANEXO G.3 - GUINDASTE DE CARREGAMENTO MECÂNICO DE 3 PONTOS

Alibaba.com avaliações



US\$ 3.600,00 **US\$ 3.500,00**

Variações

Total de opções: 1 Número do Mod... [Selecione agora](#)

1. Número do Modelo(1): FC4700

FC4700

2. Principais Pontos de Venda(1)

Easy to Operate

Envio

As soluções de envio para a quantidade selecionada não estão disponíveis no momento

Iniciar pedido de compra

Contatar Fornecedor



Proteções para esse produto



Indústrias aplicáveis	Fabricação Planta, Lojas de Reparação De máquinas, Fazendas, Obras de construção, Forestry Machine
Localização Showroom	Nenhum
Lugar de origem	Shandong, China
Peso	780 KG

Marca	BOSSWORTH
Dimensão (L*W*H)	1800×1400×900mm
Product name	Log Crane
Usage	log loding & transport
After-sales Service Provided	Online
Certification	CE
Model	FC4700
Max Outreach	4.7 M
Lift Capacity	300 kg at full reach
RG Series Grapple,M2	0.18
Working pressure, BAR	175
Keywords	timber crane for log loading

Fonte: Alibaba, 2024.