

**UNIVERSIDADE FEDERAL DE SÃO CARLOS
CENTRO DE CIÊNCIAS EXATAS E TECNOLOGIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA**

**PROJETO DE UM COZEDOR DE MASSA B PARA AUMENTO DE PRODUÇÃO
DE AÇÚCAR BRANCO**

Luan Domingues Amaral

Trabalho de Graduação apresentado ao
Departamento de Engenharia Química da
Universidade Federal de São Carlos

Orientador: Prof. Dr. João Paulo Silva Queiroz

São Carlos – SP

2025

BANCA EXAMINADORA

Trabalho de Graduação apresentado no dia 14 de julho de 2025 perante a seguinte banca examinadora:

Orientador: Dr. João Paulo Silva Queiroz, DEQ/UFSCar

Convidado: Dr. Felipe Fernando Furlan, DEQ/UFSCar

Professora da Disciplina: Dr^a. Rosineide Gomes da Silva Cruz, DEQ/UFSCar

AGRADECIMENTOS

Primeiramente, agradeço à Deus por todas as oportunidades e realizações em minha vida. Agradeço, também, ao meu orientador, Dr. João Paulo Silva Queiroz, por todo o apoio e aprendizado durante os dois anos de iniciação científica pelo Programa de Recursos Humanos (PRH 39.1) da ANP, bem como pela orientação neste Trabalho de Graduação — contribuições que foram, sem dúvida, cruciais para minha formação acadêmica e desenvolvimento pessoal.

Estendo meus agradecimentos a todos os professores do Departamento de Engenharia Química (DEQ), cuja dedicação foi igualmente essencial para meu aprendizado, além de fortalecerem meu apreço e interesse pela Engenharia Química. Sou grato a toda a comunidade do PRH 39.1, professores e colegas, que foram fundamentais durante minha trajetória na iniciação científica, contribuindo significativamente para meu aprofundamento no setor de biocombustíveis, área essencial para o início da minha carreira no setor sucroalcooleiro.

Agradeço, em especial, à minha noiva e colega de graduação, Beatriz Pelichek Moreira, por todos esses anos de companheirismo, incentivo e apoio incondicional aos meus sonhos e objetivos. Da mesma forma, sou imensamente grato pelas amizades que construí ao longo dessa jornada, especialmente a Pedro Henrique Piozzi, que, junto à Beatriz, foi meu parceiro em longas horas de estudo e presença constante nos momentos mais desafiadores.

Por fim, agradeço aos colegas e líderes da Tereos Açúcar e Energia Brasil, onde estagiei por 11 meses e iniciei minha trajetória profissional na área de Engenharia de Processos no setor sucroalcooleiro, sendo uma experiência essencial para meu crescimento técnico e pessoal. Em especial, agradeço ao amigo e Especialista de Processos, Ruan Mantovani, e ao meu amigo e gestor, Luan Toledo, pelo apoio constante e pela contribuição na elaboração deste Trabalho de Graduação.

RESUMO

O Brasil é o maior produtor mundial de açúcar, impulsionado por um setor sucroenergético consolidado e de grande relevância econômica. Embora o etanol desempenhe papel importante na matriz energética renovável, o mercado internacional tem direcionado sua atenção para o açúcar, cujos preços incentivam a elevação do *Mix* açucareiro. Neste contexto, modelou-se a etapa de cozimento de massa em uma unidade sucroalcooleira real, com o objetivo de desenvolver um projeto de cozedor de massa B, destinado a suprir a demanda de magma dos cozedores de massa A e, assim, aumentar a produção de açúcar cristal branco. Avaliaram-se os impactos do projeto nos demais setores da fábrica, como centrifugação e secagem, por meio de balanços de massa, bem como no setor de evaporação e aquecimento de caldo, com a elaboração do respectivo balanço de vapor. Como resultado, o *Mix* açucareiro da usina elevou-se de 56,33% para 65,20%, o que representou um acréscimo na produção de 192,08 toneladas de açúcar por dia. Confirmou-se a viabilidade econômica do projeto, com um ganho financeiro estimado em R\$ 20,78 milhões ao final de uma safra, já considerados os custos com aquisição e instalação do novo cozedor. Por fim, apresentou-se o projeto detalhado do equipamento proposto, incluindo acessórios, instrumentação e a modelagem dos processos envolvidos. Concluiu-se que o projeto do cozedor de massa B é tecnicamente e economicamente viável, podendo embasar futuras implementações na unidade industrial em estudo.

Palavras-Chave: açúcar, cristalização, cozedor a vácuo.

ABSTRACT

Brazil is the world's largest sugar producer, driven by a well-established sugar-energy sector of great economic importance. Although ethanol plays a significant role in the renewable energy matrix, the international market has increasingly focused on sugar, whose prices have encouraged an increase in the sugar production mix. In this context, the massecuite boiling stage was modeled in a real sugar and ethanol plant, with the objective of developing a project for a B massecuite vacuum pan, designed to meet the magma demand of the A massecuite pans and thus increase the production of white crystal sugar. The impacts of the project on other plant sectors, such as massecuite centrifugation and sugar drying, were assessed through mass balances, as well as on the juice evaporation and heating sector, through the development of the corresponding steam balance. As a result, the sugar production mix increased from 56.33% to 65.20%, representing an additional output of 192.08 tons of sugar per day. The economic feasibility of the project was confirmed, with an estimated financial gain of R\$ 20.78 million over a single harvest, already accounting for the equipment acquisition and installation costs. Finally, the detailed design of the proposed vacuum pan was presented, including accessories, instrumentation, and process modeling. It was concluded that the design of the B massecuite vacuum pan is technically and economically feasible, and may support future implementations in the industrial unit under study.

Keywords: sugar, crystalization, vacuum pan.

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO.....	12
2	ESTADO DA ARTE: REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	13
2.1	AÇÚCARES.....	13
2.2	PRODUÇÃO DE AÇÚCAR E ÁLCOOL.....	14
2.3	EXTRAÇÃO E TRATAMENTO DE CALDO	14
2.4	EVAPORAÇÃO DO CALDO.....	17
2.5	CRISTALIZAÇÃO DO AÇÚCAR	19
2.5.1	Supersaturação da Sacarose durante o Cozimento	19
2.5.2	Granagem ou Nucleação por Semeadura.....	22
2.5.3	Cozimento de Duas Massas.....	24
2.5.4	Esgotabilidade dos Méis.....	25
2.6	CENTRIFUGAÇÃO E SECAGEM DE AÇÚCAR	27
2.7	PROJETO DE COZEDORES À VÁCUO	28
2.7.1	Tipos de Cozedores.....	28
2.7.2	Circulação da Massa Cozida.....	29
2.7.3	Estrutura do Cozedor	30
2.7.4	Separador de Arraste.....	33
2.7.5	Condensador Multijato	34
2.7.6	Instrumentação e Controle.....	35
2.7.6.1	Transdutores de Medição.....	35
2.7.6.2	Controle do cozedor de batelada	36
3	METODOLOGIA.....	37
3.1	CONTEXTUALIZAÇÃO DO PROBLEMA.....	37
3.2	PREMISSAS DO PROJETO.....	38
3.3	BALANÇOS DE MASSA E ENERGIA.....	39
3.3.1	Aquecimento de Caldo e Xarope.....	39
3.3.2	Evaporação de Caldo	39
3.3.3	Cristalização	43
3.3.4	Dimensionamento do Cozedor	46

3.3.5	Centrifugação e Secagem	48
3.4	AVALIAÇÃO ECONÔMICA	49
3.4.1	Ganho de Receita.....	50
3.4.2	Custo dos Equipamentos	51
3.5	GANHO DE PRODUÇÃO E MIX DO AÇÚCAR.....	53
4	RESULTADOS E DISCUSSÕES	53
4.1	PERFIL DO COZIMENTO.....	53
4.2	EVAPORAÇÃO DE CALDO	60
4.3	BALANÇO DE VAPOR.....	64
4.4	PROJETO DO COZEDOR DE MASSA B.....	65
4.5	AVALIAÇÃO ECONÔMICA	72
4.6	CENÁRIO DE PRODUÇÃO E MIX DO AÇÚCAR.....	74
5	CONCLUSÕES	75
6	REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	76
7	APÊNDICE A – Correlações e Equações.....	79
8	APÊNDICE B – Dados Adicionais	79
9	APÊNDICE C – Gráfico Gantt do Cozimento	80
10	APÊNDICE D – Cortes e Crescimento dos Cristais no Cozedor de Massa B	81
11	APÊNDICE E – Custos dos Equipamentos.....	82

LISTA DE FIGURAS

Figura 2.1. Fluxograma do processo de produção de açúcar cristal.....	14
Figura 2.2. Fluxograma do processo de tratamento do caldo de uma unidade sucroalcooleira.	15
Figura 2.3. Aquecimento de caldo em dois estágios.	16
Figura 2.4. Evaporação de caldo em cinco efeitos.	17
Figura 2.5. Solubilidade de sacarose pura em água em função da temperatura.	21
Figura 2.6. Amostra de massa cozida sobre uma placa para análise visual dos cristais.....	23
Figura 2.7. Fluxograma simplificado de fábrica de açúcar de duas massas.	25
Figura 2.8. Cortes no cozimento da Massa A.	26
Figura 2.9. Projetos de cozedores de batelada à vácuo.	28
Figura 2.10. Geometria de placas chevron para separadores.	34
Figura 2.11. Separador de arraste em "ás-de-ouros".	34
Figura 2.12. Condensador multijato.	35
Figura 3.1. Exemplo de Gráfico de Gantt mostrando a sequência de eventos de um processo.	45
Figura 3.2. Dimensões requeridas para cálculo de volumes de massa cozida do cozedor.	47
Figura 4.1. Cortes no cozimento de massa A e crescimento dos cristais.....	54
Figura 4.2. Gráfico Gantt do cozimento, no cenário hipotético atual, com legenda abaixo.	55
Figura 4.3. Gráfico Gantt do cozimento de açúcar completo, no cenário hipotético.	57
Figura 4.4. Gráfico Gantt do cozimento de açúcar completo, no cenário projetado.....	58
Figura 4.5. Vista superior simplificada da calandra e tubos do cozedor.	66
Figura 4.6. Vista interna do cozedor de massa B.	68
Figura 4.7. Vista frontal do cozedor de massa B.	69
Figura 4.8. Vista superior da calandra.	70
Figura 4.9. Desenho e malha de controle do cozedor de massa B.	71

LISTA DE TABELAS

Tabela 2.1. Teor de cristais para massas cozidas de purezas diferentes.	27
Tabela 2.2. Taxas de evaporação médias em cozedores de bateladas.....	33
Tabela 3.1. Áreas de troca térmica em cada efeito.	42
Tabela 3.2. Concentração de Sólidos Solúveis (°Brix) do caldo clarificado e em cada efeito da evaporação, no cenário atual.....	43
Tabela 3.3. Dados de projeto de um cozedor de batelada.....	47
Tabela 3.4. Capacidades de processamento das centrífugas e secadores.....	48
Tabela 3.5. Preços de mercado do açúcar cristal, etanol anidro e hidratado.	51
Tabela 3.6. Consumo Específico de Vapor (CEV) para cada etanol.....	51
Tabela 3.7. Adicionais para Capital Fixo de Investimento.	53
Tabela 4.1. Tempo de cada etapa do cozimento de massa A e B.	55
Tabela 4.2. Tamanho dos cristais variando o volume de pé de magma.	56
Tabela 4.3. Estimativa do teor de cristais com aumento de pé de magma.....	57
Tabela 4.4. Comparação do calculado com a Concentração de Sólidos Solúveis (°Brix) real em cada efeito.	62
Tabela 4.5. Coeficientes de transferência de calor em cada efeito, no cenário atual.....	62
Tabela 4.6. Coeficientes de transferência de calor em cada efeito, no cenário projetado. .	63
Tabela 4.7. Consumo e alívio das sangrias de vapor vegetal.....	65
Tabela 4.8. Dados finais das dimensões do cozedor.	66
Tabela 4.9. Custo total dos equipamentos do projeto.	73
Tabela 4.10. Valores adicionais de projeto e custo fixo de investimento.	74
Tabela 4.11. Cenários de produção e ganho de Mix do açúcar.	74
Tabela 8.1. Características das correntes na fábrica de açúcar.	79

LISTA DE QUADROS

Quadro 2.1. Dados termodinâmicos dos vapores de escape e vegetais da usina.	18
Quadro 3.1. Dados base da usina sucroalcooleira em uma safra.	37
Quadro 3.2. Eficiências e proporções para o cálculo da produção de etanol equivalente. 51	
Quadro 4.1. Produção de açúcar seco para cada descarregamento de massa A, no cenário real.	58
Quadro 4.2. Produção de açúcar seco para cada descarregamento de massa A, no cenário projetado.	59
Quadro 4.3. Produção de magma para cada descarregamento de massa B.....	59
Quadro 4.4. Produção de açúcar projetada e demandas extras de magma e massa B.....	59
Quadro 4.5. Vazão de xarope a partir da Recuperação SJM.	60
Quadro 4.6. Modelagem da evaporação de caldo no cenário atual.....	61
Quadro 4.7. Modelagem da evaporação de caldo no cenário projetado.	63
Quadro 4.8. Consumo de vapor e temperaturas em cada estágio do aquecimento de caldo e xarope.	64
Quadro 4.9. Consumo de sangrias de vapor no cenário projetado.	65
Quadro 4.10. Ganho de produção de açúcar e seu ART Equivalente.....	72
Quadro 4.11. Produções equivalentes de etanol e suas respectivas receitas de venda.	72
Quadro 4.12. Receitas de cada produto, para cálculo de ganho.	73
Quadro 4.13. Avaliação econômica do projeto.	74
Quadro 11.1. Custos detalhados de cada equipamento, com as correções e conversões monetárias.....	82

NOMENCLATURA

AEB	Associação de Comércio Exterior do Brasil
AR	Açúcares Redutores
ART	Açúcares Redutores Totais
BM	<i>Bare Module</i>
CEO	<i>Chief Executive Officer</i>
CEPEA	Centro de Estudos Avançados em Economia Aplicada
CEPCI	<i>Chemical Engineering Plant Cost Index</i>
CEV	Consumo Específico de Vapor
CV	Coefficiente de Variação
EPE	Elevação do Ponto de Ebulição
FOB	<i>Free On Board</i>
ICUMSA	<i>International Commission for Uniform Methods of Sugar Analysis</i>
L+M*	<i>Labor and Material Costs</i>
PIB	Produto Interno Bruto
SAF	<i>Sustainable Aviation Fuel</i>
SJM	<i>Sugar, Juice and Molasse</i>
UNICA	União da Indústria de Cana-de-Açúcar

SIMBOLOGIA

®	Marga registrada
---	------------------

1 INTRODUÇÃO

A Safra 24/25 na região Centro-Sul do Brasil, carro-chefe do setor sucroalcooleiro no país, foi concluída com uma moagem de 621,88 milhões de toneladas de cana-de-açúcar (*Saccharum officinarum*), resultando numa produção de 40,17 milhões de toneladas de açúcar, representando 25% da produção global (UNICA, 2025). Além disso, cerca de 80% do açúcar produzido no Brasil é exportado, correspondendo a 50% das exportações mundiais, ocupando uma posição de destaque no mercado internacional deste adoçante (AEB, 2024). Tal destaque é decorrente de longos anos de cultivo de cana-de-açúcar no país, trazida ainda no século XVI pelos portugueses, que desde então estabeleceu uma cultura desta matéria-prima com grande presença econômica no país, hoje impulsionado pelo setor sucroenergético que movimenta aproximadamente 2% do PIB nacional (JornalCana, 2019).

Além da produção de açúcar, as usinas sucroalcooleiras também produzem etanol anidro e hidratado. O etanol anidro é majoritariamente comercializado para ser misturado à gasolina comum, enquanto o etanol hidratado é utilizado como combustível em veículos *Flex*. A produção de etanol no Brasil também vem crescendo ao longo dos últimos anos, sendo que na Safra 24/25 produziu-se 36,83 bilhões de litros no total, sendo 7,7 bilhões deste montante decorrente do etanol de milho, gerando a maior oferta de etanol da história (UNICA, 2025a).

No entanto, apesar da produção histórica, grande parte do setor sucroalcooleiro tem voltado as suas estratégias de produção de modo a aumentar o *Mix* açucareiro, ou seja, priorizar a produção de açúcar ao invés do seu par biocombustível. De modo geral, com a alta taxa de exportação do açúcar brasileiro, tem-se buscado dolarizar o mercado desse produto que tem um mercado global, de modo geral, mais estável e rentável a curto prazo do que o etanol. Segundo Pierre Santoul, CEO da Tereos Açúcar e Energia Brasil, o mercado do biocombustível pode ser “bem complicado, local e influenciado por interesses políticos”, além de uma rentabilidade baixa (NovaCana, 2024). Ao mesmo tempo, o açúcar torna-se uma alternativa mais estável e com rentabilidade mais alta, que deve perdurar ainda pelas próximas safras caso não haja maiores incentivos para reaquecer o mercado do etanol, como incentivos à produção de SAF (*Sustainable Aviation Fuel*) e outros biocombustíveis.

Por fim, este trabalho tem como objetivo avaliar a etapa de cozimento de massa em uma unidade sucroalcooleira real que produz etanol anidro e hidratado e açúcar cristal branco, cuja produção apresenta oportunidades de melhoria estrutural. O projeto visa a modelagem simplificada do cozimento de açúcar, bem como a avaliação por meio de

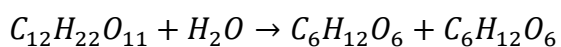
balanços de massa da centrifugação e secagem do açúcar, a fim de avaliar a capacidade da planta para absorver o aumento de volume de massa em processo decorrente da instalação de um cozedor de massa B, com o intuito de suprir a demanda de magma nos cozedores de massa A. Além disso, o balanço de vapor também será avaliado por meio de balanços de energia dos setores de evaporação e aquecimento de caldo, de modo a avaliar o impacto do aumento da vazão de caldo destinada à fábrica de açúcar. Por fim, com o aumento do *Mix* açucareiro da usina sucroenergética em estudo, busca-se avaliar a sua viabilidade econômica, podendo servir como base para um projeto real no futuro, de modo a atender às demandas do mercado global.

2 ESTADO DA ARTE: REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2.1 AÇÚCARES

A glicose é o açúcar encontrado de forma mais disseminada na natureza, apresentando-se como cristais solúveis em água e de sabor doce. Encontra-se na forma livre no mel de abelha, nos frutos, no sangue (na proporção de 0,1%) e no colmo da cana-de-açúcar em proporção ao redor de 0,2% (Lopes, 2013). Já a frutose, cuja fórmula molecular é semelhante à glicose, corresponde a uma cetoxose de sabor doce que também se cristaliza, mas com dificuldade, formando cristais agulhados incolores, altamente solúveis em água (Lopes, 2013). Também é encontrada livre no mel de abelha, em todas as frutas e em alguns oligossacarídeos e polissacarídeos. Tanto a glicose quanto a frutose estão presentes no caldo da cana-de-açúcar, porém não se cristalizam e, portanto, não formam os cristais de açúcar. No contexto industrial, esses açúcares usualmente são chamados de Açúcares Redutores (AR), pois têm a capacidade de reduzir os íons férrico ou cúprico pela reação de Fehling. Quando somados à sacarose, obtém-se os Açúcares Redutores Totais (ART), representando a quantidade total de açúcares fermentescíveis.

A sacarose é um carboidrato sólido formado por cristais incolores solúveis em água e de sabor doce, também é um dissacarídeo com fórmula molecular $C_{12}H_{22}O_{11}$, cuja molécula é formada pela condensação de uma molécula de glicose e uma de frutose. Sob certas condições físico-químicas, como temperatura alta e baixo pH, a sacarose pode reagir com a água, hidrolisando-se e formando os monossacarídeos glicose e frutose:



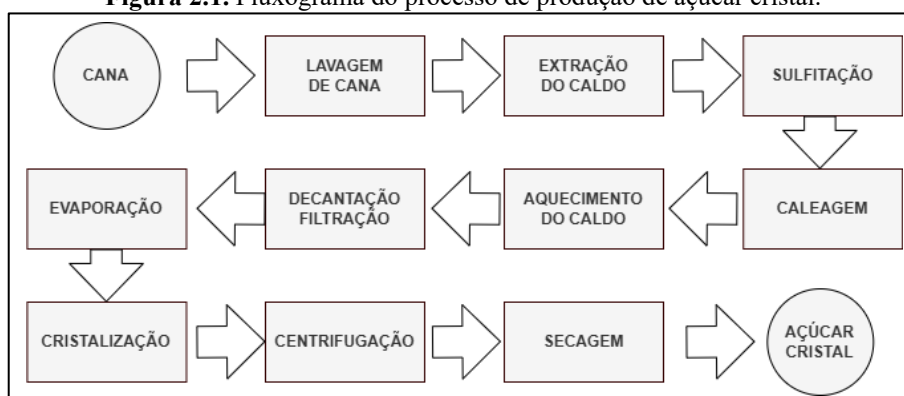
Por disporem de carbono assimétrico, os açúcares são compostos opticamente ativos, ou seja, provocam uma rotação no plano de uma luz polarizada, num ângulo que varia

de produto para produto. Na reação de hidrólise, a luz polarizada se inverte de dextrorrotatório para levorrotatório. Por essa inversão do sentido da rotação a reação de hidrólise da sacarose é conhecida como reação de inversão e, com priorização da produção de açúcar, deve ser primariamente evitada.

2.2 PRODUÇÃO DE AÇÚCAR E ÁLCOOL

A produção do açúcar sob a forma de sacarose cristalizada a partir da cana-de-açúcar é realizada pelas usinas através de uma série de operações unitárias, que podem ser resumidas em: extrair ao máximo a sacarose dos colmos da cana, purificar o caldo extraído, concentrar o caldo por evaporação e cristalizar a sacarose, conforme o fluxograma simplificado abaixo (Figura 2.1). Para os fins deste projeto, as etapas de evaporação e aquecimento de caldo, de cristalização (cozimento de massa), centrifugação e secagem do açúcar serão detalhadas.

Figura 2.1. Fluxograma do processo de produção de açúcar cristal.



Fonte: Adaptado de Lopes (2013).

Já a produção do etanol é realizada através da fermentação, em que, por ação das leveduras (*Saccharomyces cerevisiae*), o caldo da cana ou o mel residual gerado durante a cristalização da sacarose é transformado em álcool, que é concentrado até o teor alcoólico desejado pelo processo de destilação, gerando o etanol hidratado. O etanol anidro também pode ser produzido em algumas usinas sucroalcooleiras por meio da desidratação do etanol hidratado, em geral, pela destilação azeotrópica com ciclohexano ou através de peneiras moleculares.

2.3 EXTRAÇÃO E TRATAMENTO DE CALDO

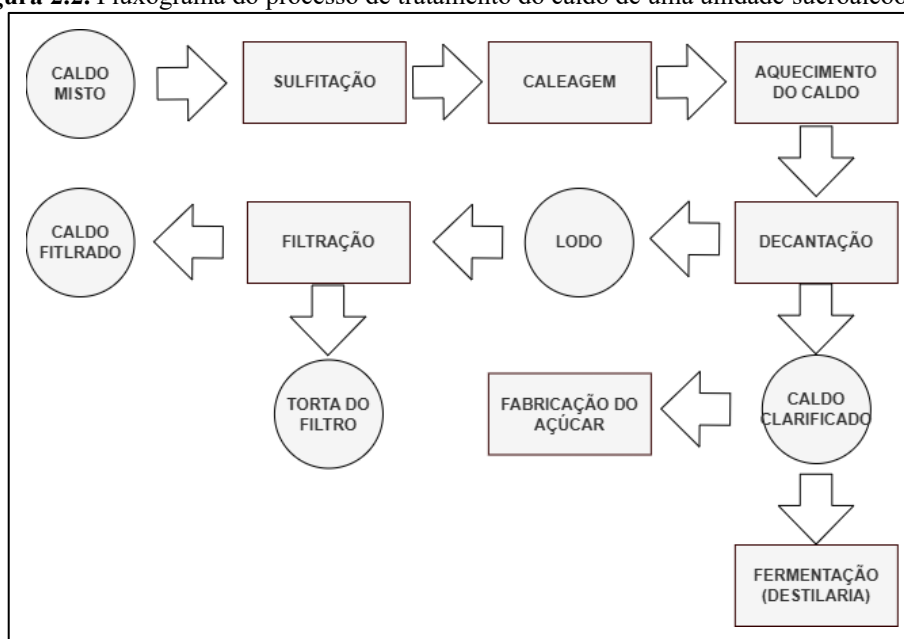
Na extração do caldo da cana, usualmente separa-se em dois tipos: o primário e o misto. O caldo primário é extraído no 1º terno da moenda (isto é, primeiro conjunto de três rolos formando um “terno”, como é comumente chamado), com maior concentração de

açúcares e preferivelmente destinado à evaporação para produzir xarope, destinado a fábrica de açúcar. Já o caldo misto, por conter menor concentração de açúcares, é geralmente destinado à destilaria para diluição do mel residual da fábrica (comumente chamado de “mel final”) e formação do mosto para fermentação. Ambos os caldos passam por uma série de operações unitárias no tratamento de caldo, de modo a purificar ao máximo o caldo para produção de açúcar de qualidade por meio da retirada de impurezas e a redução da turbidez e cor do caldo.

O caldo possui componentes como ceras, coloides, proteínas e impurezas que prejudicam a qualidade do açúcar podendo conferir coloração alta, viscosidade da massa ou má formação dos cristais. Diante disto, é necessário realizar alguns tratamentos no caldo a fim de eliminar totalmente ou parcialmente estes compostos indesejáveis, podendo variar em cada unidade sucroalcooleira dependendo do tipo de açúcar a ser produzido. Nas fábricas de açúcar branco, por exemplo, a sulfitação e a flotação do xarope são comuns para atender aos parâmetros de qualidade deste alimento, principalmente em questão de cor ICUMSA, cinzas condutimétricas e pontos pretos no açúcar (MAPA, 2018).

Porém, algumas etapas do tratamento de caldo são padrão entre as usinas sucroalcooleiras e existem em praticamente todas as unidades de produção açucareira. Na Figura 2.2 pode-se visualizar um fluxograma básico de tratamento contendo as etapas principais em uma unidade produtora de açúcar branco.

Figura 2.2. Fluxograma do processo de tratamento do caldo de uma unidade sucroalcooleira.



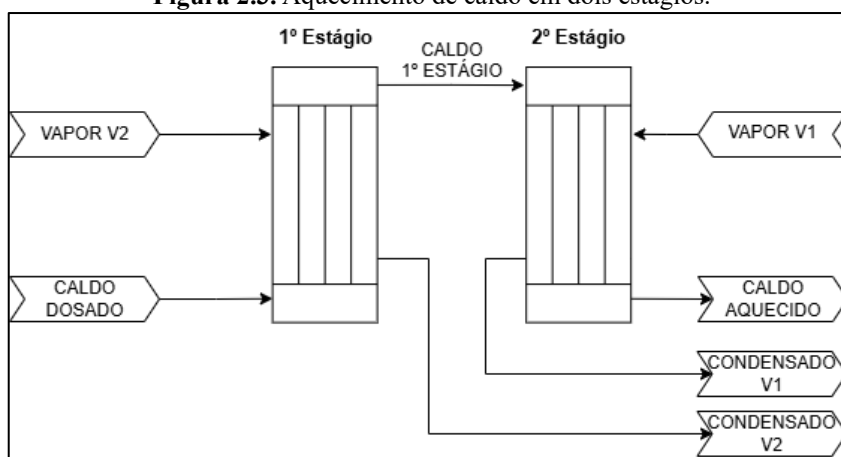
Fonte: Adaptado de Lopes (2013).

No caso de extração através de moenda, é comum utilizar-se de vinhaça como fluido quente (aproximadamente 110°C) para aquecer o caldo até 65°C através de trocadores de calor de placas, chamados de trocadores de calor regenerativos, de modo a aumentar a velocidade de reação das próximas etapas: sulfitação e caleação. A sulfitação é importante para produção de açúcar branco, já que o sulfito (SO_2) produzido é aderido ao caldo através de uma coluna de absorção, comumente do tipo multijato, e inibe uma das etapas da Reação de Maillard, responsável pelo aumento de cor da massa e, conseqüentemente, do açúcar. Já a caleação é responsável pela correção do pH, de modo a evitar reações de inversão de sacarose propiciadas sob altas temperaturas e pH baixo e, também, iniciar a floculação das impurezas ao formar sais insolúveis, como o CaSO_4 e o $\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$, propiciando a clarificação do caldo nos decantadores após o aquecimento do caldo. Após a caleação e a sulfitação, chama-se o caldo de “caldo dosado”.

A etapa de aquecimento do caldo é de suma importância para a intensificação das reações químicas, a assepsia térmica, a desidratação das proteínas favorecendo a floculação e a remoção dos gases através do “flasheamento” no balão de flash, logo na entrada do decantador, garantindo a decantação de grande parte das impurezas sólidas presentes no caldo (terra, cinzas, dentre outros).

O caldo dosado deve ser aquecido até uma temperatura de poucos graus acima do ponto de ebulição, no presente estudo, de 65 a 103°C. O caldo é geralmente aquecido em dois ou mais estágios, utilizando-se de vapor V2 (pressão mais baixa) no primeiro estágio para melhorar a economia de vapor e vapor V1 no segundo estágio (Figura 2.3), de modo a garantir o atingimento da temperatura por meio de um trocador de calor casco-tubo, respeitando o delta de temperatura de 10°C entre a temperatura do fluido quente na entrada (vapor) e a temperatura do fluido frio na saída (caldo) (Perlingeiro, 2005).

Figura 2.3. Aquecimento de caldo em dois estágios.



Fonte: Autoria própria.

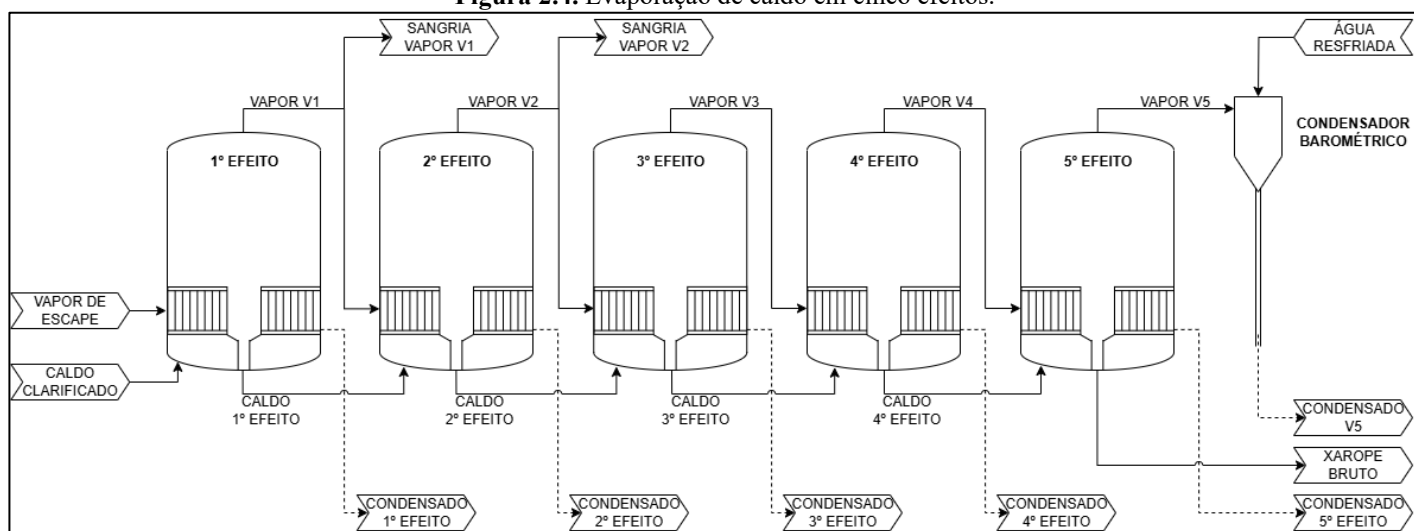
Após a decantação, o caldo clarificado é, então, direcionado às peneiras rotativas de modo a remover partículas insolúveis que não decantaram, geralmente bagacilho (fragmentos de bagaço pequenos). Assim, o caldo clarificado segue para a evaporação do caldo, de modo a concentrar até formar o xarope bruto.

2.4 EVAPORAÇÃO DO CALDO

A evaporação é uma operação unitária chave numa unidade sucroalcooleira, sendo o principal fator a determinar sua eficiência energética (Rein, 2013). O caldo clarificado deve ser concentrado de 15 para 62 °Brix, formando o xarope bruto utilizado para a cristalização do açúcar, sendo 72 °Brix o limite para o início da saturação da sacarose, a partir do qual inicia-se a cristalização espontânea e indesejada dos cristais nessa etapa (Rein, 2013). Porém, como necessita-se de um xarope ainda capaz de dissolver os cristais finos gerados no início do cozimento, recomenda-se cerca de 60 °Brix para produção do açúcar branco (Hugot, 1969).

A concentração do caldo é realizada por um sistema de evaporação de múltiplos efeitos utilizando-se de evaporadores do tipo Robert convencionais, geralmente envolvendo até seis efeitos. Os primeiros efeitos, também chamados de pré-evaporadores, produzem os vapores vegetais do primeiro e segundo efeito, V1 e V2, que também são direcionados para outras etapas do processo por meio de sangrias de vapor (Figura 2.4).

Figura 2.4. Evaporação de caldo em cinco efeitos.



Fonte: Autoria própria.

As sangrias de vapor garantem uma melhora na performance dos evaporadores e ajustam o balanço térmico da planta, pois sem uma sangria adequada ocorre o aumento da pressão e, conseqüentemente, da temperatura do vapor vegetal no corpo do evaporador. Tal

aumento de temperatura é prejudicial, pois diminui o delta de temperatura com relação ao vapor alimentado na calandra do evaporador, reduzindo a troca térmica e a eficiência da evaporação. Nas unidades sucroalcooleiras, tem-se o costume de acompanhar a evaporação com a pressão manométrica do vapor produzido, tendo como base os valores do Quadro 2.1, desde o vapor de escape até o vapor do último efeito da evaporação.

Considerando cada vapor como sendo saturado, calcula-se sua temperatura pela equação (7.1). Certamente que a capacidade da evaporação do caldo e da geração de vapor vegetal é diretamente dependente da pressão do vapor de escape, a qual é comum operar com pressões manométricas de até 1,5 kgf/cm², dependendo do projeto e eficiência das caldeiras da planta industrial.

Quadro 2.1. Dados termodinâmicos dos vapores de escape e vegetais da usina.

Parâmetros	Vapor de Escape	Vapor V1	Vapor V2	Vapor V3	Vapor V4	Vapor V5
Pressão Manométrica [kgf/cm²]	0,98	0,65	0,15	-0,2	-0,5	-0,75
Pressão Absoluta [kgf/cm²]	1,98	1,65	1,15	0,80	0,50	0,25
Temperatura [°C]	119,3	113,7	103,0	93,0	80,8	64,5

Fonte: Dados internos.

Os últimos efeitos da evaporação, também chamados de “caixas”, são diferenciados por não haver sangria de vapor, ou seja, todo o vapor produzido em um efeito é direcionado ao próximo. O vapor do último efeito é direcionado a um condensador barométrico, geralmente condensadores de contato direto com ejetores de água resfriada, também conhecidos como condensadores multijatos. O condensador garante a formação de um vácuo parcial nas “caixas”, ou seja, com pressão no corpo abaixo da atmosférica conforme demonstrado no Quadro 2.1, garantindo assim a possibilidade de utilizar o vapor produzido no corpo de um evaporador no próximo efeito por conta da redução da temperatura de ebulição ocasionada pela redução da pressão, seguindo o conceito de Norbert Rillieux patenteado na Louisiana nos anos 1840 (Rillieux, 1846).

A operação em pressões negativas nos últimos efeitos, de modo geral, facilita a hidrodinâmica do caldo e permite continuar a evaporação com temperaturas menos prejudiciais sob o ponto de vista da inversão e da coloração do caldo, favorecidas sob altas temperaturas, à medida que o caldo se torna mais concentrado e viscoso (Hugot, 1969). O vapor condensado no último efeito é então resfriado em torres de resfriamento ou lagoas *spray* (*spray ponds*) e retorna ao processo como água resfriada. A água condensada na

calandra do 1º efeito, proveniente do vapor de escape, pode ser direcionada às caldeiras por conta da baixa contaminação, enquanto a dos outros efeitos são utilizadas em outros processos da usina: embebição de bagaço e torta (filtração do lodo), diluição de cristais durante o cozimento (comumente chamada de “lavagem de massa”), lavagens de tela de centrífuga, dentre outros.

Além disso, o caldo concentrado que sai de um efeito e entra no próximo encontra-se a uma temperatura mais alta por conta da queda de temperatura de um efeito para o outro. Por isso, ao entrar no corpo do próximo efeito, o caldo sofre uma queda de pressão e expansão brusca, resultando em uma evaporação *flash* de parte de seu volume (Hugot, 1969). Após a evaporação e a formação do xarope bruto, ele é então direcionado ao flotor (ou clarificador) para maior purificação, formando-se o xarope flotado que será, por fim, utilizado na cristalização.

2.5 CRISTALIZAÇÃO DO AÇÚCAR

Na cristalização, com a evaporação e concentração do caldo, sua viscosidade aumenta juntamente com o Brix e, quando este alcança 78 a 80 °Brix, os cristais começam a se formar e a constituição da massa se transforma, passando progressivamente do estado líquido para um estado meio sólido, meio líquido, perdendo cada vez mais sua fluidez e modificando sua manipulação, tornando-se o que se chama de "massa cozida" (Hugot, 1969). A massa cozida é constituída de cristais de açúcar envoltos pelo licor-mãe, uma solução contendo majoritariamente sacarose não cristalizada e impurezas.

Com isso, sua consistência não permite mais sua evaporação em tubos estreitos ou seu escoamento de um corpo ao outro como na evaporação do caldo, sendo agora necessário um evaporador de simples efeito operando sob vácuo, comumente chamado de cozedor, “tacho” ou simplesmente “vácuo”. A concentração do xarope com a cristalização do açúcar é conduzida através do “cozimento”, que contempla uma série de etapas para cristalizar toda a sacarose possível que entra na fábrica e esgotar ao máximo o mel final, enviando para a destilaria o menor volume de ART (Açúcares Redutores Totais) possível quando há prioridade para a produção de açúcar.

2.5.1 Supersaturação da Sacarose durante o Cozimento

A solubilidade da sacarose na água aumenta consideravelmente com a temperatura e, quando uma solução contém a quantidade total de açúcar que é capaz de dissolver, chama-se de solução saturada. O caldo da cana-de-açúcar trata-se de uma solução impura, ou seja,

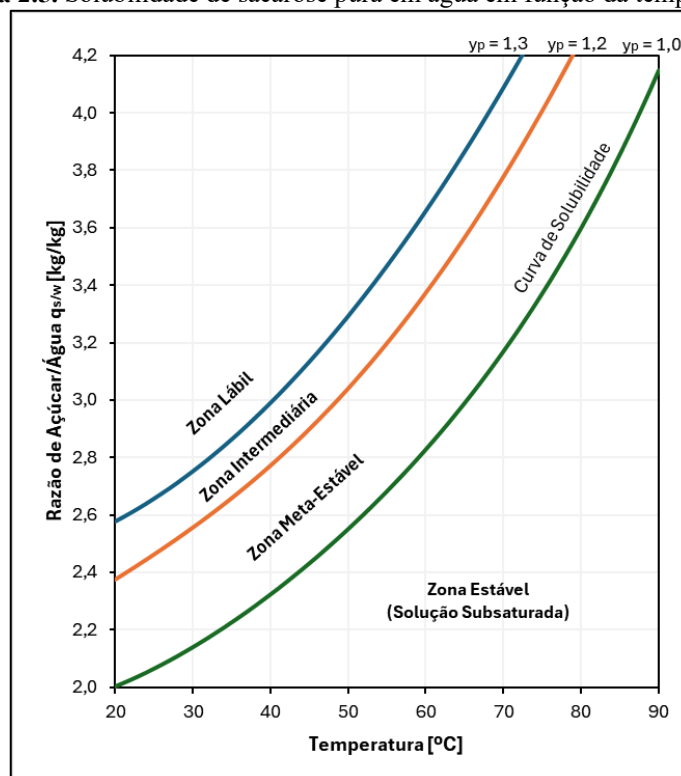
também contém açúcares redutores (glicose e frutose), sais orgânicos ou minerais e outras impurezas (cinzas, amido, dextrana, dentre outros). Estes componentes além da sacarose alteram a solubilidade do açúcar que, no caso do caldo da cana-de-açúcar, diminui na mesma proporção que sua pureza principalmente por conta dos açúcares redutores (Hugot, 1969).

Assim, a saturação é um estado de equilíbrio estável que, para as soluções de açúcar, não é alcançado rápida e nem facilmente. Concentrando uma solução pela evaporação, os cristais não aparecem imediata ou obrigatoriamente na massa e, mesmo assim, o açúcar continua em solução e diz que a solução é "supersaturada" (Hugot, 1969). O grau de supersaturação de uma solução é expresso pelo coeficiente de supersaturação "y", calculado dividindo-se a relação sacarose/água da solução supersaturada pela relação sacarose/água de uma solução saturada sob as mesmas condições de temperatura e pureza (Rein, 2013). O coeficiente de supersaturação indica se a solução está insaturada ($y < 1$), saturada ($y = 1$) ou supersaturada ($y > 1$), dado pela seguinte equação:

$$y = \frac{w_s/w_w}{(w_s/w_w)_{sat}} \quad (2.1)$$

A solubilidade de soluções puras de sacarose é mostrada na Figura 2.5 relacionando a razão de açúcar/água ($q_{s/w}$) com a temperatura, na qual a saturação é indicada para $y_p = 1,0$, havendo também grande influência da temperatura e do teor de sólidos dissolvidos (°Brix) na solubilidade. As curvas de y_p iguais a 1,2 e 1,3 mostradas na Figura 6 delimitam diferentes regiões de supersaturação: zona metaestável ($1,0 < y_p < 1,2$), intermediária ($1,2 < y_p < 1,3$) e lábil ($y_p > 1,3$). Na zona metaestável, os cristais de açúcar existentes crescerão, mas núcleos novos de açúcar não se formarão, sendo a região na qual a cristalização deve ser controlada para a produção de açúcar de qualidade com baixo Coeficiente de Variação (CV) relacionado ao tamanho do cristal. Na região intermediária, os cristais continuarão a crescer, mas núcleos novos se formarão na presença de cristais de açúcar, formando a chamada "poeira" de açúcar, cristais finos que passam pela tela das centrífugas durante a centrifugação comprometendo a recuperação de açúcar da fábrica (Recuperação SJM, explicada adiante), além de aumentar o CV do açúcar produzido. Já na região lábil a nucleação ocorrerá espontaneamente, ou seja, também haverá formação de núcleos de cristais instáveis e indesejáveis durante a cristalização da sacarose.

Figura 2.5. Solubilidade de sacarose pura em água em função da temperatura.



Fonte: Adaptado de Rein (2013).

De modo geral, a cristalização ocorre com a mudança de estado da sacarose que está em solução para um estado cristalino sólido devido ao aumento da concentração do meio (supersaturação), conduzido com uma gradual evaporação da massa cozida nos cozedores sob vácuo parcial, chamada de “cozimento”. O vácuo parcial, geralmente em torno de 22 a 25 inHg, é necessário para manter a temperatura num nível suficientemente baixo para minimizar a formação de cor e a inversão ou degradação de sacarose no processo (Rein, 2013). Além disso, durante o cozimento, é indispensável manter a massa cozida sob uma supersaturação adequada dentro da zona metaestável, sendo conveniente manter o licor-mãe o mais perto possível do limite superior da zona metaestável (Hugot, 1969), de modo a formar cristais de açúcar de qualidade e CV baixo. As demais zonas, conforme supracitadas, formam núcleos cristalinos instáveis e facilmente dissolvidos, prejudicando o processo de cozimento. À medida que os cristais se formam e aumentam, a supersaturação do licor-mãe diminui e, para manter a supersaturação, é preciso haver evaporação de água e alimentação de matéria açucarada (xarope ou méis).

Por fim, a velocidade de cristalização da massa cozida depende da viscosidade, temperatura, supersaturação e pureza do licor-mãe, sendo esta definida como o percentual de sacarose em relação ao total de sólidos dissolvidos (°Brix). Por conta do aumento da

viscosidade causado pela queda da pureza do licor-mãe e presença dos Açúcares Redutores (AR) a velocidade de cristalização cai muito depressa. Por este motivo, um cozimento de baixa pureza exige mais tempo para que os cristais atinjam o tamanho desejado do que uma massa cozida de primeira (Hugot, 1969).

2.5.2 Granagem ou Nucleação por Semeadura

Com isso, todo o processo de cozimento consiste no crescimento de cristais de açúcar até o tamanho adequado, com a transferência da sacarose em solução no licor-mãe para os núcleos de sacarose estáveis. Essa nucleação ocorre por meio da “granagem”, isto é, a primeira cristalização do cozimento utilizando xarope (e méis, dependendo do andamento do processo e da pureza da massa), que é concentrado até atingir a zona supersaturada metaestável sob uma pureza adequada. Após isso, adiciona-se os núcleos pré-estabelecidos de açúcar, chamados de “semente”, de modo que os cristais de nucleação cresçam e não haja formação de falsos cristais durante todas as etapas do cozimento. Atualmente nas fábricas de açúcar, é imprescindível a utilização de sondas de micro-ondas para acompanhamento do °Brix da massa cozida, facilitando o controle da operação via supervisorio ou, ainda, possibilitando o emprego de laços de controle de modo a operar o cozimento dentro da zona metaestável.

A semente consiste em cristais de açúcar em suspensão alcoólica de etanol anidro, de modo a evitar sua dissolução, que são moídos através de moinhos de bola e maturados por alguns dias para garantir a maior uniformidade possível de seu tamanho, que geralmente consiste em diâmetro médio de 10 μm . Antes da injeção, é comum utilizar-se de um microscópio para aferir a qualidade da semente, já que é um fator crucial para uma boa cristalização.

No momento de injeção da semente, em especial, a massa cozida precisa estar no ponto ideal para que não haja a dissolução dos cristais pré-nucleados. Na prática, para determinar a supersaturação em campo, utiliza-se ainda hoje o método do “ponto de fio”, pelo qual o operador retira uma amostra da solução via sonda e, pressionando-a entre os dedos e afastando-os lentamente, mede-se o tamanho do fio formado. Caso o fio se estique de 2 a 3 cm sem quebrar, isso indica que a massa está concentrada para a injeção de semente. Efetuando esta prova cedo demais, o fio se quebra assim que se separam os dedos, tarde demais, não se quebra (Hugot, 1969).

A injeção da semente é feita através de uma sonda cujo orifício deve estar abaixo do nível de xarope do cozedor e ter um diâmetro pequeno (comumente 1 in), para que a

quantidade de ar aspirada com a semente não a arraste juntamente na direção do condensador, através da massa, sob forma de gotículas. Após a injeção, fecha-se o vapor para evitar que os cristais muito finos não se dissolvam ao passar na proximidade da superfície de aquecimento e continua-se a concentração lentamente para os cristais crescerem, sempre com cautela de modo a evitar sua dissolução. Assim, somente cerca de 15 a 30 minutos depois da semeadura se introduz novamente xarope e se restabelece o vácuo. A fim de garantir uma taxa de evaporação alta, uma boa circulação da massa dentro do cozedor e impedir o aumento da supersaturação, também introduz-se água condensada de modo a controlar a razão de açúcar/água ($q_{s/w}$) dentro dos limites da zona metaestável (Figura 2.1), evitando a formação de cristais espontâneos na zona lábil (também chamados de “poeira”).

Assim que o cristal estiver grande o suficiente para ser observado sobre a placa (Figura 2.6), o cozinheiro experiente sabe se formou cristais em número suficiente ou não, sendo que quando há cristais em excesso, dissolve-se uma parte pela introdução de xarope ou água condensada. Não havendo cristais suficientes, é inevitável a formação de cristais grandes, levando a um esgotamento prejudicado na última massa (Hugot, 1969).

Nessa etapa, a capacidade dos cozedores e absorção do volume de massa das centrífugas da fábrica de açúcar são determinantes, por vezes sendo necessário realizar “cortes” na massa cozida para sementeiras, que são tanques para armazenar a massa quando não há capacidade de processamento imediato ou espaço suficiente para fazer crescer todos os cristais ao tamanho adequado. Posteriormente, a massa das sementeiras é novamente carregada ao cozedor para continuar o crescimento dos cristais e o esgotamento do licor-mãe. Porém, essas etapas variam consideravelmente de uma fábrica de açúcar para outra.

Figura 2.6. Amostra de massa cozida sobre uma placa para análise visual dos cristais.



Fonte: Autoria própria.

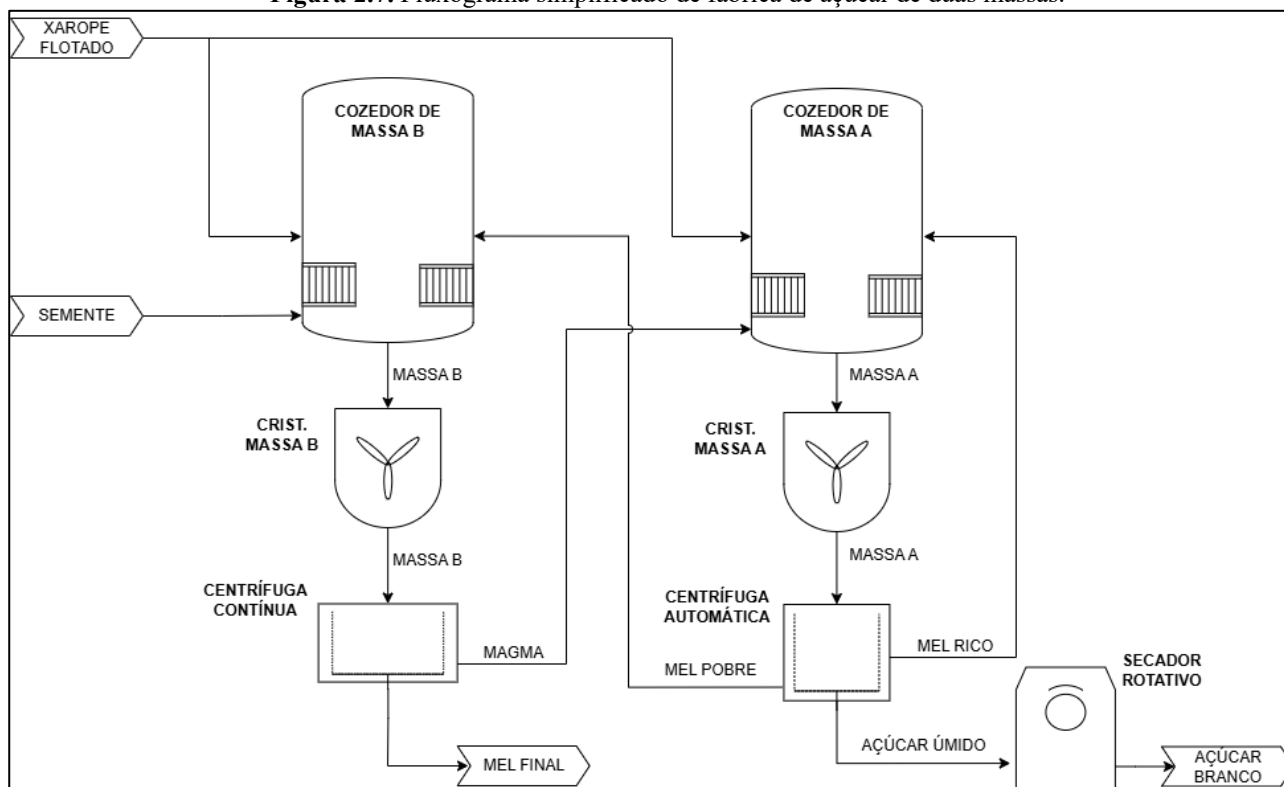
De modo geral, os cristais produzidos na massa B (no caso de sistema de duas massas) devem atingir um diâmetro médio de 0,3 mm para, então, descarregar nas centrífugas contínuas para separação da massa cozida em magma e mel final. O magma consiste em uma pasta de cristais de açúcar próxima de 93 °Brix, utilizada como núcleos pré-formados no início do próximo cozimento (no caso, de massa A) para continuar o crescimento dos cristais, até atingir um tamanho próximo a 0,54 mm no caso de fábricas de açúcar cristal branco.

2.5.3 Cozimento de Duas Massas

O sistema de cozimento para uma recuperação máxima de sacarose pela cristalização não pode ser alcançada num único estágio, já que o tamanho do cozedor pode limitar o crescimento dos cristais e o esgotamento do licor-mãe. Com isso, vários esquemas de cristalização podem ser empregados para se adequarem à pureza do xarope e à qualidade de açúcar a ser produzido, sendo que o sistema de cozimento de duas e três massas são os mais comuns no Brasil.

No caso do sistema de duas massas, a granagem é realizada no cozedor B que, ao final do processo, descarrega a Massa B nas centrífugas contínuas onde haverá separação em magma e mel final. O magma é utilizado como “pé” de cozimento nos cozedores de massa A, ou seja, os cristais de açúcar pré-formados crescerão até atingir o tamanho adequado. Ao final do cozimento da massa A, sua separação é feita através de centrífugas em batelada, também chamadas de centrífugas automáticas. Nesta etapa, a massa A é separada em açúcar úmido e seus respectivos méis que, como ainda contém uma pureza considerável, podem ser reaproveitados para aumentar a recuperação de sacarose na fábrica. Nas centrífugas automáticas é comum separar os méis em mel rico e mel pobre, diferenciando-se apenas na pureza. O mel rico pode ser direcionado para complementar o cozimento da massa A, enquanto o mel pobre é direcionado para o cozimento da massa B (Figura 2.7).

Figura 2.7. Fluxograma simplificado de fábrica de açúcar de duas massas.



Fonte: Autoria própria.

2.5.4 Esgotabilidade dos Méis

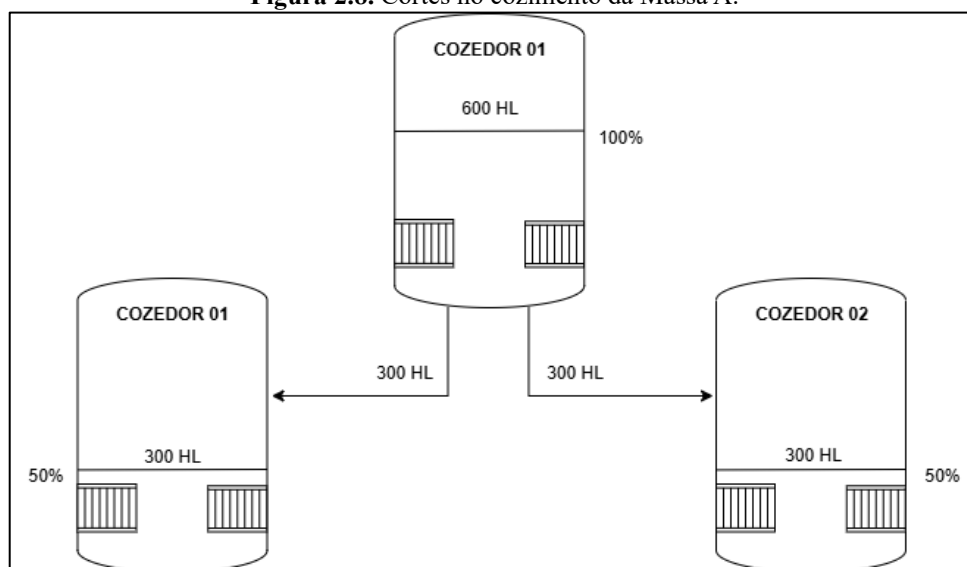
O reaproveitamento dos méis dentro da fábrica, na medida certa, é essencial para uma boa recuperação da sacarose, aumentando a eficiência na fabricação do açúcar. Porém, sua recirculação depende diretamente de suas purezas, combinadas com a pureza do xarope, além do tipo de açúcar a ser produzido. Tanto o mel rico quanto o mel pobre apresentam cor ICUMSA próximos a 17.000, enquanto um xarope flotado de qualidade encontra-se próximo de 10.000 e, portanto, a recirculação de méis favorece ao aumento da cor do açúcar. Assim, para a produção de açúcar branco, a cristalização da massa A com purezas mais baixas não é interessante mas, ao mesmo tempo, sua pureza não pode exceder 80-82 para garantir uma boa esgotabilidade, isto é, uma redução da pureza do licor-mãe nessa etapa (Rein, 2013).

Além disso, quanto menor a pureza da massa, mais demorado é o seu cozimento e a cristalização é dificultada por uma série de motivos, sendo o principal deles o aumento da viscosidade e redução na solubilidade da sacarose por conta das impurezas (Van Hook, 1948). Portanto, é necessário um controle preciso para a condução da cristalização, em que a recuperação da sacarose e a qualidade do açúcar produzido devem ser equilibradas para garantir a máxima eficiência do processo.

Além do esgotamento da massa, o grau de cristalização atingido também é medido pelo conteúdo de cristais na massa, também chamado de “teor de cristais”, que é o fator limitante no cozimento (Rein, 2013). Essa limitação está intimamente ligada com a pureza da massa já que, quanto maior a pureza, maior o teor de cristais possível (Broadfoot; Pennisi, 2001). Concomitante a isso, o volume do cozedor também limita o crescimento dos cristais, já que necessita-se de, além de pureza e condução do cozimento adequadas, espaço para seu crescimento. No caso da massa A, como a semeadura é feita através do “pé” de magma, o teor e tamanho dos cristais no final do cozimento depende diretamente do volume de magma utilizado no início do cozimento: quanto menor o volume de magma, menor a quantidade final de cristais, que tendem a ser maiores por conta do maior espaço disponível para crescerem.

Assim sendo, é comum a realização de cortes na massa de um cozedor para outros, conforme a Figura 2.8 de modo a garantir o crescimento adequado dos cristais, em que metade da massa A é descarregada para outro cozedor. Rein (2013) também definiu limites para o teor de cristais que devem ser alcançáveis com boas práticas de cozimento (Tabela 2.1). Kelly (1957) demonstrou que a viscosidade da massa aumenta subitamente quando o índice dos cristais alcança 44%, valor que impede a movimentação independente dos cristais, e que, com 48 %, a massa cozida perde toda fluidez. Sendo assim, o teor de cristais da Tabela 2.1 devem ser atingidos apenas ao final do cozimento, devendo ser evitado ao longo do cozimento. Além disso, Bauserman (1964) determinou que o volume dos espaços entre cristais de açúcar representa cerca de 75% do volume total dos cristais, sendo o ideal antes da centrifugação uma massa cozida com 46% de volume de cristais.

Figura 2.8. Cortes no cozimento da Massa A.



Fonte: Autoria própria.

Tabela 2.1. Teor de cristais para massas cozidas de purezas diferentes.

Tipo de Massa	Pureza [%]	Teor de cristais [% m_{Cristal}/m_{Massa}]
Massa Cozida A	85	52,5
Massa Cozida B	68	40,0

Fonte: Rein (2013).

Nas fábricas de açúcar, de modo geral, utiliza-se da Recuperação SJM (*Sugar, Juice and Molasse*), dado pela equação (2.2), para quantificar o desempenho do processo. O cálculo do SJM é um balanço de sacarose, que contempla as purezas de entrada e saída da fábrica, ou seja, a pureza do xarope (P_X), do mel final (P_M) e do açúcar, dado pela sua polarização ($Pol_{Aç.}$). Recorda-se que a pureza consiste no percentual de sacarose em relação ao total de sólidos dissolvidos (°Brix) de uma solução.

$$SJM = \frac{Pol_{Aç.} \cdot (P_X - P_M)}{P_X \cdot (Pol_{Aç.} - P_M)} \quad (2.2)$$

De modo geral, a Recuperação SJM demonstra a porcentagem de sacarose que entra na fábrica de açúcar que se transforma definitivamente em açúcar, enquanto o restante se mantém dissolvido no mel final e vai para a composição do mosto, na destilaria. Para uma fábrica com sistema de duas massas, uma Recuperação SJM deve ser maior do que 75%, sendo um indicador industrial de suma importância para o acompanhamento da eficiência da fabricação de açúcar.

2.6 CENTRIFUGAÇÃO E SECAGEM DE AÇÚCAR

De modo geral, a centrifugação consiste em separar os cristais de açúcar já formados do licor-mãe. A centrifugação da massa B ocorre em centrífugas de açúcar contínuas, de tela com orifícios com comprimento que pode variar entre 1,5 mm até 3,0 mm e uma largura entre 0,04 mm e 0,09 mm, na qual os cristais de açúcar ficam retidos e são “empastados”, formando o magma. Já o licor-mãe é purgado através da tela, formando o mel final que é destinado à destilaria.

A centrifugação da massa A ocorre nas centrífugas automáticas, em batelada. Do mesmo modo, os cristais de açúcar ficam retidos na tela, com orifícios circulares de cerca de 0,5 mm de diâmetro ou ranhuras de cerca de 0,4 mm de largura e 5 mm de comprimento, e o licor-mãe purgado na forma de mel pode ser classificado em mel rico e pobre ou, simplesmente, chamado de mel misto. O mel pobre é gerado no início da centrifugação, após

carregar a massa e a rotação aumentar, enquanto o mel rico é formado ao final da centrifugação no momento da lavagem da massa.

A lavagem da massa auxilia na retirada do lícor-mãe aderido aos cristais de açúcar, garantindo a remoção de cor do açúcar, sendo de suma importância para a produção do açúcar branco. No entanto, a lavagem da massa também dissolve uma parte do açúcar, o que acaba elevando a pureza do mel produzido, chamado de mel rico e, conseqüentemente, reduzindo a Recuperação SJM da fábrica. Segundo Rein (2013), a água de lavagem deve ser utilizada com cuidado, pois tem capacidade para dissolver de 7 a 21 kg por 100 kg de cristal no cesto, sendo uma perda mais elevada em fábricas de açúcar branco, em que há necessidade de lavar ao máximo o lícor-mãe retido no cristal.

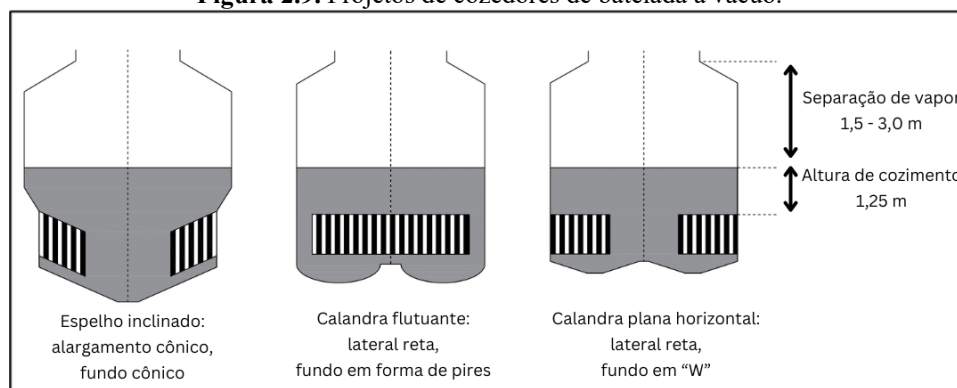
2.7 PROJETO DE COZEDORES À VÁCUO

Nas usinas de açúcar ao redor do mundo, há uma grande variedade de tipos de cozedores, tanto contínuos quanto em batelada. No Brasil, originalmente utilizava-se quase que exclusivamente de cozedores do tipo batelada por conta do funcionamento e manutenção mais simples, porém os cozedores contínuos vem se popularizando nas fábricas de açúcar mais modernas. No presente estudo, o cozedor a ser projetado é do tipo batelada à vácuo, conforme os existentes na usina sucroalcooleira em estudo.

2.7.1 Tipos de Cozedores

Os cozedores evoluíram através dos tempos por uma mistura de experiência, senso comum e científico, levando a uma geometria relativamente padrão, na forma de um vaso cilíndrico vertical, empregando calandras de tubos verticais, com vapor condensando no lado externo dos tubos. As principais variações presentes nas usinas sucroalcooleiras diferem-se entre si por conta da calandra, podendo ser: calandra com espelho inclinado, calandra flutuante ou calandra plana horizontal (Figura 2.9).

Figura 2.9. Projetos de cozedores de batelada à vácuo.



Fonte: Adaptado de Rein (2013).

Alguns cozedores mais antigos utilizam um espelho inclinado, com um ângulo entre 10 e 25° em relação à horizontal, sendo uma construção mais cara (Rein, 2013). O cozedor de calandra flutuante tem a zona descendente de massa localizada na região anelar externa, ao invés da central. Apesar de ter sido desenvolvido numa tentativa de melhorar as características de circulação, medições envolvendo o uso de um traçador radioativo demonstraram que a tomada descendente central tem um desempenho mais satisfatório (Wright, 1966).

Por fim, o projeto de cozedor mais comum consiste em uma calandra de espelho plano horizontal, com um tubo central único de descida de massa, normalmente rodeado de tubos verticais, sendo um projeto eficiente de construção simples e baixa manutenção. O diâmetro da tomada descendente é 30 a 50 % do diâmetro da calandra, usualmente ao redor de 40 % para cozedores de circulação natural, enquanto tubos centrais de diâmetro menor podem ser usados quando um agitador estiver instalado (Rein, 2013).

Alguns projetistas adotaram um alargamento cônico do corpo acima da calandra, para aumentar a capacidade do vaso sem aumentar a altura do cozimento e proporcionar uma relação menor entre o volume de granagem e o volume final do cozimento. No entanto, estes cozedores alargados foram desacreditados em função de seu efeito negativo na circulação (Van Der Poel et al., 1998), também confirmada via modelagem computadorizada (Rein et al., 2004). Por fim, Tippens (1972) demonstrou que cozedores de paredes retas funcionam melhor do que os alargados sendo mesmo capazes de alcançar uma relação aceitável de volume de granagem/volume final de massa cozida menor que 33%.

Já o fundo do cozedor deve garantir a distribuição uniforme da massa cozida, evitando áreas de estagnação e permitindo descarga eficiente. O fundo em "W" tem se tornado comum por proporcionar bom escoamento, circulação adequada e volume reduzido de granagem, com tempos de cozimento satisfatórios (Rein, 2013).

2.7.2 Circulação da Massa Cozida

A velocidade na qual a massa cozida circula num cozedor é de suma importância, visto que sua viscosidade aumenta consideravelmente no decorrer do cozimento, com o desenvolvimento dos cristais. Como a maioria dos cozedores utiliza-se de circulação natural, a circulação e a transferência de calor estão intimamente associadas, pois, uma alta taxa proporciona maior revolvimento da massa por conta do aumento do vapor gerado, gerando o “borbulhamento” da massa. Assim, uma boa circulação da massa cozida garante uma homogeneidade no cozedor, favorecendo boas condições de cristalização.

Segundo Rein (2013), de modo geral, uma boa circulação é favorecida por projetos de cozedores que incorporam tubos mais curtos e de diâmetros maiores, com baixa altura de cozimento e grande diâmetro do tubo de descida da massa. Além disso, um mexedor mecânico também pode ser instalado, proporcionando uma melhora na circulação.

2.7.3 Estrutura do Cozedor

A calandra é, de certa forma, um trocador de calor casco-tubo, no qual o vapor condensa do lado casco e a massa cozida percorre no lado tubo. A área de troca, expressa por unidade de volume de massa cozida, está normalmente ao redor de 5 a 6 m²/m³ massa, podendo chegar a 4,5 para cozimentos de baixa pureza e 9 m²/m³ massa para os de alta pureza, já que as taxas de evaporação são maiores (Rein, 2013).

Os tubos são geralmente de 100 mm de diâmetros instalados num passo triangular de 120 mm (Rein, 2013), sendo que os diâmetros dos tubos podem ser maiores para massas de baixa pureza e menores para as de alta pureza. Hugot (1969), por sua vez, aconselha diâmetros de tubos variados de acordo com a capacidade do cozedor, sendo 104 x 108 mm (diâmetro interno x externo) para tubos em cozedores de 401 a 500 HL (ou 40,1 a 50 m³). De modo geral, tubos curtos resultam em melhor transferência de calor e, segundo Rein (2013), não há justificativa para o uso de tubos mais longos do que 900 mm, sendo quase universalmente de aço inoxidável, tipicamente escala 16, grau 304 ou 430. Anteriormente, o ferro fundido era mais comum para construção dos cozedores, porém atualmente utiliza-se de chapas de aço inox (Chen; Chou, 1993).

Os espelhos são normalmente de 25 mm de espessura e os tubos são mandrilados nos espelhos de modo que eles possam ser trocados se necessário. Os espelhos podem ser mais finos se os tubos forem soldados nos espelhos, sendo factível com tubos de aço inoxidável, os quais raramente precisam ser substituídos, tornando possível um projeto com perdas por atrito baixas na entrada e na saída do tubo (Rein, 2013). Com relação ao tubo de descida, este geralmente não apresenta diâmetro menor do que 0,4 vezes o diâmetro do cozedor, a menos que um agitador esteja montado, já que um diâmetro menor pode restringir a circulação (Tippens, 1972). A altura do cozimento, isto é, a altura máxima que a massa cozida atinge ao final do cozimento, pode variar conforme a pureza e impacta diretamente na taxa de evaporação e circulação da massa por conta da pressão hidrostática.

Perk (1973) considera 1,35 m acima da calandra ser a altura ótima de cozimento e 1,5 m o máximo absoluto, enquanto que Hugot (1969) recomenda até 1,5 m para cozedores com circulação natural e até 2 m com circulação mecânica, sem inconvenientes com a

homogeneização da massa. Assim, uma altura ao final do cozimento entre 1,2 e 1,6 m, usualmente promove o melhor balanço entre a qualidade, o desempenho e a capacidade do cozedor (Rein, 2013). Para limitar perdas por arraste, é necessário garantir uma certa altura entre o nível máximo da massa cozida e o domo do cozedor. Tromp (1965) aconselha um espaço correspondente a 85% da altura máxima da massa cozida acima do espelho superior, já Tippens (1972) recomenda uma altura entre 2,4 e 3,6 m. Rein (2013), por sua vez, determina uma margem de dois terços a 1 vez o volume da massa cozida como volume da área de separação acima do nível ao fim cozimento, servindo como boa referência para a separação requerida.

O sistema de alimentação do cozedor (xarope, méis, água condensada) deve ser projetado para misturar a alimentação no volume da massa cozida o mais rápido possível, de modo a garantir uma boa homogeneização e assegurar que não exista nenhuma área sob condições subsaturadas que possam levar à dissolução parcial de cristais. No caso de cozedores com agitação mecânica, a alimentação deve ser feita no tubo de descida na direção do mexedor. Caso contrário, ela deve ser direcionada uniformemente sob a calandra, particularmente se alimentação for quente e “flashear” na entrada, pois isto auxilia na circulação (Rein, 2013).

Já no interior da calandra, o lado “casco” no qual percorre o vapor a ser condensado, o sistema deve ser projetado para garantir distribuição uniforme em todas as partes da calandra. Para isso, a troca de transferência uniforme em toda a calandra deve ser alcançável desde que o condensado e os gases incondensáveis sejam adequadamente removidos. Assim como nos evaporadores de caldo, deve haver purgas para retirada da água condensada e de gases incondensáveis, de modo a evitar a perda de vapor. Pode-se direcionar os incondensáveis de volta ao corpo do cozedor ou à atmosfera, sendo este último preferível, pois os incondensáveis direcionados ao corpo prejudicam a performance dos condensadores barométricos pois não condensam. Existem diversos arranjos de fluxo de vapor na calandra, alguns com defletores ou até entrada dupla de vapor.

Rein (2013), por sua vez, recomenda um *layout* com cinturão de vapor ao redor da calandra com fluxo radial de vapor e tomadas de retirada de incondensáveis ao redor do tubo central, com defletor ranhurado para prevenir impacto direto de vapor nos tubos e auxiliar na distribuição de vapor ao redor da calandra.

A pressão do vapor vegetal a ser alimentado na calandra deve estar numa pressão suficientemente alta para alcançar uma diferença de temperatura apropriada para a transferência de calor, de modo a “borbulhar” a massa e garantir uma circulação adequada.

Em geral, os cozedores requerem um delta entre a temperatura de condensação do vapor e a massa cozida de 35 °C para um cozedor com agitador ou 45 a 50 °C para um sem agitador (Ziegler, 1978). Considerando uma temperatura média de 65°C no corpo do cozedor, seria necessário alimentação de vapor com V1 (113,7°C) ou V2 (103,0°C) para cozedor sem agitação e com agitação, respectivamente.

A forma da seção do fundo deve ser tal forma que mantenha o volume de granagem no mínimo, de modo que a seção vertical imediatamente abaixo do espelho inferior não deve ser mais do que 150 mm (Tippens, 1972). A fim de manter o volume de granagem e, ao mesmo tempo, permitir uma boa circulação sob a calandra, recomenda-se uma inclinação de 18° da seção de fundo para possibilitar a drenagem da massa cozida (Rein, 2013). Além disso, o uso de uma seção transversal em forma de "W" é útil a este respeito, o qual necessita de duas válvulas de descarga de massa diametralmente opostas (Figura 2.9).

O dimensionamento da saída de condensado é de suma importância para garantir um bom desempenho do cozedor, pois o acúmulo de condensado na calandra reduz a transferência de calor e pode danificar os tubos. Já os gases incondensáveis precisam ser purgados pelo fluxo de vapor e estão comumente localizados no ponto mais distante da entrada de vapor. No caso de calandra com sistema de fluxo de vapor radial, os arranjos de retirada de incondensáveis devem consistir em dois anéis ao redor do tubo de descida central, um no topo e um no fundo da calandra. Os dois anéis devem ter saídas independentes, em que a quantidade total a ser removida deve ser cerca de 1 % da vazão de vapor para a calandra, assim como nos evaporadores de caldo.

Os agitadores de cozedores, se corretamente projetados, podem aumentar significativamente o desempenho de um cozedor de batelada e melhorar a qualidade do açúcar de alta pureza produzido (Rein, 1988). No início do cozimento, o efeito da circulação mecânica é pequeno em comparação com a circulação induzida pelas bolhas de vapor. Conforme a altura de cozimento é elevada, a pressão hidrostática da massa cozida nos tubos da calandra aumenta a temperatura da massa cozida nos tubos levando a uma redução da diferença de temperatura entre a massa cozida e o vapor de aquecimento.

Nos últimos estágios do cozimento a taxa de evaporação é mínima resultando em menor geração de vapor e, portanto, o efeito da circulação forçada torna-se importante e é refletido em coeficientes de transferência de calor maiores comparados com cozedores a vácuo de circulação natural (Austmeyer, 1986). Comumente o agitador localiza-se no tubo de descida central se for um rotor de fluxo axial (turbina de palhetas espaçadas ou propulsor marinho), ou senão, logo abaixo do tubo de descida central no caso de um rotor de fluxo

radial (Rein, 2013). Por fim, Tippens (1972) relata que circuladores com uma potência instalada de 1,6 kW/m³ de massa deram bons resultados.

2.7.4 Separador de Arraste

O arraste se refere à condução de líquido com a corrente de vapor na saída de um vaso, resultando em uma perda de açúcar e precisando ser minimizado ao máximo através dos separadores de arraste. No caso dos cozedores, o arraste é mais intenso durante a partida e a parada do cozedor, nos quais a taxa de evaporação se alteram (Tabela 2.2), quando a expansão de espuma ou sucção de ar no cozedor pode ocorrer (Rein, 2013). O dimensionamento e projeto dos separadores de arraste, então, precisam ser conduzidos com base na taxa de evaporação máxima, de modo a não haver arraste em qualquer etapa do cozimento. Em geral, há diversos tipos de separadores de arraste, que baseiam-se em mudanças bruscas de velocidade ou de direção, força centrífuga, impacto sobre uma parede ou um obstáculo (Hugot, 1969).

Tabela 2.2. Taxas de evaporação médias em cozedores de bateladas.

Tipo de Cozimento	Partida do Cozimento [kg/(m².h)]	Final do Cozimento [kg/(m².h)]
Granagem/Semente	61	8,2
A	38	22
B	25	6,2

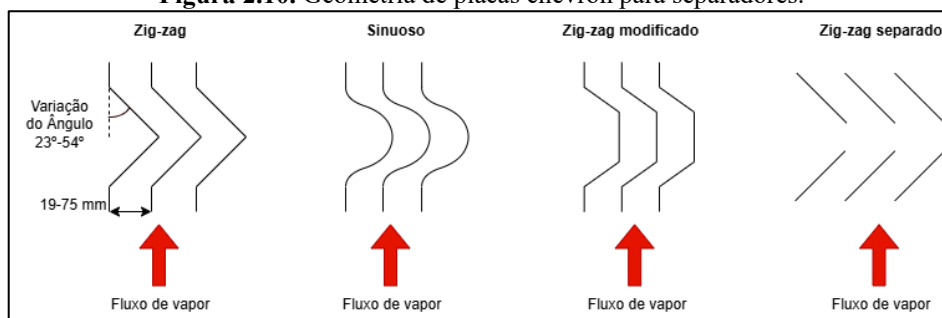
Fonte: Rein (2013)

Como separador de arraste interno, um modelo de simples funcionamento e de baixo custo é o separador de fluxo reverso, também chamado de separador guarda-chuva (Hugot, 1969). Com mudanças bruscas de direção, as gotas sofrem impacto no arco superior, caindo e retornado ao corpo do cozedor. No entanto, os separadores de arraste internos em cozedores ainda podem ser ineficientes, principalmente no início e no final do cozimento, gerando um arraste considerável de açúcar, sendo comum sua substituição por separadores de arraste externos.

Na indústria sucroalcooleira, tanto na evaporação de caldo quanto no cozimento, o separador de arraste externo frequentemente utilizado é o separador de placa chevron, pois são autolimpantes, de baixo custo e não necessitam de qualquer manutenção ou outra atenção (Rein, 2013). Estes separadores consistem em uma série de placas ou defletores através dos quais o vapor flui e, através de uma série de mudanças de direção, as gotas atingem as placas (Figura 2.10). O líquido separado retorna para baixo das placas, caindo no fundo dos pacotes

de placas em gotas grandes o suficiente para não serem re-arrastadas, podendo retornar ao corpo do cozedor ou, então, serem direcionados aos tanques de caldo.

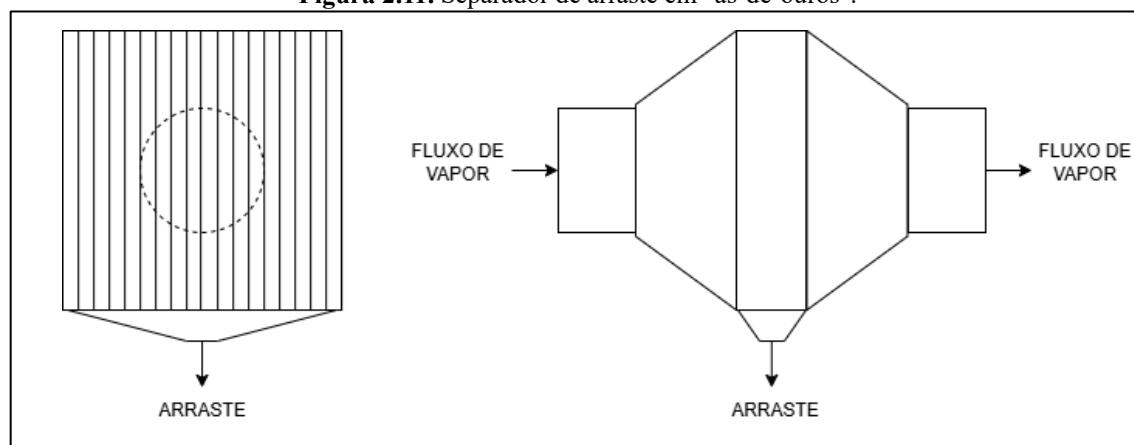
Figura 2.10. Geometria de placas chevron para separadores.



Fonte: Adaptado de McNulty et al. (1987).

No caso de instalação externa ao cozedor, a seção do separador de arraste deve ser, no mínimo, o triplo da seção da tubulação na qual é instalada (Hugot, 1969). Uma configuração comum para esta aplicação é chamado de “ás-de-ouros” (Figura 2.11), uma seção quadrada e comprimento achatado, constituído de placas chevron.

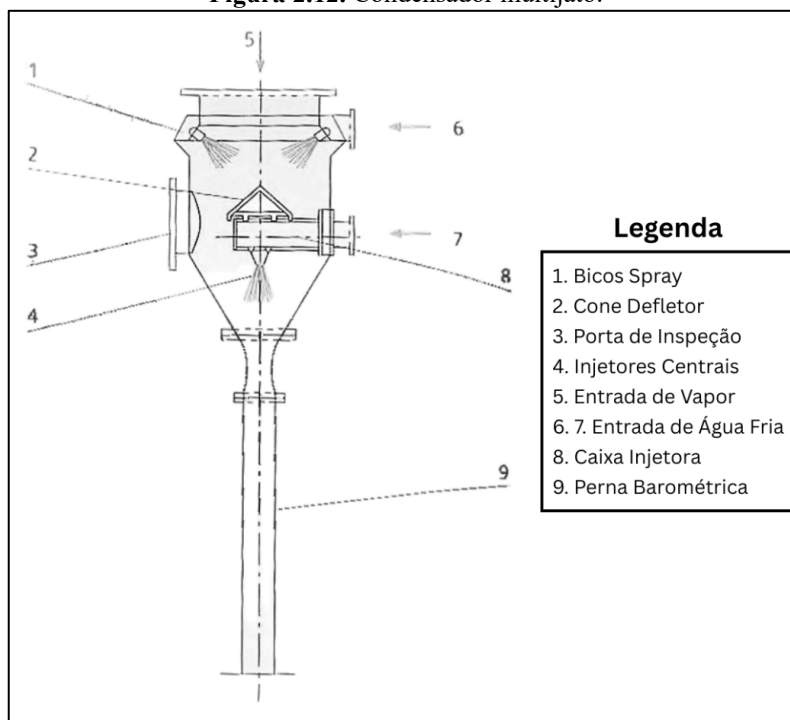
Figura 2.11. Separador de arraste em "ás-de-ouros".



Fonte: Adaptado de Hugot (1969).

2.7.5 Condensador Multijato

Os condensadores utilizados no último efeito da evaporação de caldo e em cada cozedor na fábrica de açúcar tem o mesmo princípio. Nas usinas sucroalcooleiras, é comum a utilização de condensador de contato direto, geralmente do tipo “multijato”, que introduz a água resfriada no condensador através de jatos de alta velocidade, conforme a Figura 2.12, na qual a entrada de vapor encontra-se acima do condensador, porém, é comum a entrada de vapor na lateral.

Figura 2.12. Condensador multijato.

Fonte: Adaptado de Rein (2013).

Como a água fria entra em contato direto com o vapor, ocorre a condensação e sua consequente contração. Essa redução de volume gera um vácuo constante no corpo do cozedor, desde que haja evaporação contínua e o bombeamento adequado de água resfriada para o multijato. Este sistema tem o efeito de arraste de gases incondensáveis com a água para baixo na tubulação final ou na linha de saída de água, o que elimina a necessidade de um sistema de vácuo, mas requer o uso de água significativamente maiores, particularmente em baixas vazões de vapor. Além da vazão de água mais alta, uma perda de carga maior através dos bicos é requerida, de modo que a potência de bombeamento é significativamente maior (Rein, 2013).

2.7.6 Instrumentação e Controle

O controle automático de processo dos cozedores leva a resultados consistentes e, quando ajustado corretamente, leva a bom esgotamento da massa, boa qualidade do açúcar e otimização da capacidade máxima do cozedor.

2.7.6.1 Transdutores de Medição

De modo geral, os métodos convencionais de medição de pressão, vazão e nível não criam problemas específicos. O controle da pressão absoluta requer um transmissor de pressão absoluta, em vez de um transmissor de vácuo (isto é, um transmissor de temperatura medindo a pressão relativa à pressão atmosférica). Isto garante que a temperatura de ebulição

do cozedor não seja afetada por alterações na pressão atmosférica. As medições empregadas num controle de cozedor são sensíveis às variações de temperatura e uma temperatura controlada é, portanto, de suma importância (Saska; Rein, 2001).

O principal desafio no controle do cozedor é o controle da concentração de sólidos dissolvidos (°Brix), o conteúdo de cristais e a consistência da massa cozida (Rein, 2013). Como não há instrumentos comerciais disponíveis que possam fazer isso diretamente, medições secundárias têm de ser usadas para inferir as quantidades de interesse. No início do cozimento e, particularmente durante a granagem, a supersaturação da solução precisa ser controlada para garantir uma massa cozida de cristais uniformes, conforme relatado na Seção 2.5.

Os dispositivos de medição devem estar distantes o suficiente da alimentação e de bolhas de vapor de modo que estes não afetem a medição. A melhor posição para um eletrodo de condutividade num cozedor de batelada é dentro da parte final do tubo de descida. Alternativamente ele deve ser localizado no fundo do cozedor numa região onde a massa cozida esteja movendo-se rapidamente, o mesmo conceito vale para sondas micro-ondas para aferição de °Brix (Rein, 2013). Dentre os principais transdutores utilizados, destaca-se o da condutividade elétrica, que mede a atividade das espécies iônicas, mas depende da concentração do licor-mãe e da consistência da massa cozida, que são afetados pela elevação do conteúdo de cristais. É um método empregado quase universalmente em massas cozidas B e C onde os teores de cinza são altos e relativamente consistentes (Rein, 2013). Além disso, a sonda micro-ondas também é muito utilizada nos cozedores em geral por conta da sua precisão na aferição do °Brix, pouca manutenção e resistência à incrustação.

2.7.6.2 Controle do cozedor de batelada

Os sistemas de controle fundamentais são quase os mesmos em todos os cozedores, com um arranjo típico em que há controle manual do fornecimento de vapor ao cozedor, já que na maioria das usinas de açúcar a pressão da calandra não é controlada automaticamente, pois depende diretamente de oscilações oriundas da caldeira e evaporação do caldo.

De modo geral, uma malha de controle é composta de um sensor, para detectar a variável de processo que se quer controlar, um transmissor, para converter o sinal do sensor em um sinal analógico (pneumático ou elétrico) ou digital equivalente, um controlador, que compara o sinal do processo com o *setpoint* e produz um sinal apropriado de controle, e um elemento final de controle, que altera a variável manipulada (Luyben; Luyben, 1997). Normalmente, o elemento final de controle é uma válvula operada através de um atuador

pneumático que abre e fecha a válvula de modo a alterar o fluxo da variável manipulada, geralmente seguindo a lógica de um controle *feedback* (Odloak; Kwong, 2019).

Assim, Rein (2013) destaca uma série de ações de controle em um cozedor, bem como o controle da pressão do corpo, do °Brix e do nível da massa cozida, podendo utilizar de um controlador seletivo para garantir maior segurança estabilidade operacional. O controlador seletivo, também chamado de controlador *override*, é uma forma de controle multivariável em que a variável manipulada pode ser ajustada em qualquer momento por uma variável, selecionada automaticamente entre diversas variáveis controladas diferentes. Assim, tendo-se duas ou mais variáveis medidas, aquela que estiver em seu valor crítico assume o controle do processo (Campos; Teixeira, 2010).

3 METODOLOGIA

A fim de dimensionar o cozedor de massa B e desenvolver toda a modelagem da evaporação e aquecimento de caldo, bem como o balanço de massa cozida durante o cozimento para aferir o aumento da produção de açúcar, parte-se de alguns dados preliminares da unidade sucroalcooleira em estudo no cenário hodierno em uma safra (Quadro 3.1).

Quadro 3.1. Dados base da usina sucroalcooleira em uma safra.

Moagem de Cana [ton]	3.068.763,91
Produção de Açúcar (Média Diária) [ton]	1.212,73
Produção de Etanol Hidratado (Média Diária) [m³]	369,03
Produção de Etanol Anidro (Média Diária) [m³]	215,10
Mix Açúcar [%]	56,33
ATR para Açúcar [ton]	256.623,584
ATR para Etanol Hidratado [m³]	123.706,672
ATR para Etanol Anidro [m³]	75.250,236
Capacidade Prod. Vapor de Escape [ton/h]	300,00
Dias Safra Efetivos [dias]	200

Fonte: Dados internos.

3.1 CONTEXTUALIZAÇÃO DO PROBLEMA

O ideal para um cozimento de massa A de qualidade, de modo geral, é iniciar com um pé de magma em torno de 33% do volume do cozedor ou até cobrir a calandra. No entanto, na fábrica de açúcar em estudo, não há produção de magma o suficiente para um pé

de magma completo em todos os cozimentos de massa A. No caso, como o volume do pé de magma é menor, em torno de 29%, o número de cristais iniciais no cozimento é menor, logo, o teor de cristais da massa cozida ao final do cozimento tende a reduzir e necessita-se de um maior número de cozimentos para atingir determinada produção. Com relação ao tempo de cozimento, não há mudanças significativas com a mudança no volume inicial de magma. Assim, tem-se um gargalo e uma oportunidade de melhoria, em que uma produção maior de magma possibilitaria um cozimento de massa A com maior teor de cristais e de esgotamento do licor-mãe, aumentando a produção de açúcar.

3.2 PREMISSAS DO PROJETO

Para o desenvolvimento do projeto, é imprescindível traçar uma série de premissas e definir o escopo do estudo. Com relação à moagem de cana, considera-se que não haverá mudanças na capacidade de processamento da usina, o projeto limita-se a projetar um cozedor de massa B para aumentar a vazão de caldo clarificado para a evaporação, ou seja, aumentar a produção de xarope destinada à produção do açúcar. Todo o caldo clarificado não enviado para a evaporação segue para a destilaria, de modo a compor o mosto da fermentação.

Assim, com o objetivo de aumentar o *Mix* açucareiro, também busca-se avaliar as etapas de aquecimento e evaporação de caldo, de modo a estimar seus consumos de vapor por meio de balanços de energia pois, quanto maior a vazão de caldo para a evaporação, maior será a demanda de vapor de escape no 1º efeito e, conseqüentemente, maior será produção de vapor vegetal. Por outro lado, quanto maior for a vazão de xarope para a fábrica, maior será a demanda de vapor para o cozimento, sendo necessário avaliar e equilibrar o balanço de vapor da planta também com a demanda de vapor necessária para a produção de etanol, tanto anidro quanto hidratado. Por fim, com relação a produção de vapor, considera-se que as caldeiras da unidade tenham capacidade para suportar o aumento da demanda de vapor de escape em até 300 ton/h e que o sistema de evaporação de caldo mantenha o seu desempenho de troca térmica suficiente para o aumento da vazão e para produzir xarope bruto com 62,4 °Brix, apenas com limite de condensação de 35 ton/h de vapor no último efeito.

Com relação ao tratamento de caldo, considera-se que não há diferenças significativas com relação ao consumo de insumos, visto que as vazões de caldo primário e secundário não se alteram, de modo que o tratamento para ambos é semelhante e apenas uma parte do caldo secundário é desviado para a destilaria. Com relação aos decantadores, considera-se que

mantenham a performance atual, produzindo caldo clarificado em torno de 15 °Brix destinados à evaporação.

3.3 BALANÇOS DE MASSA E ENERGIA

3.3.1 Aquecimento de Caldo e Xarope

O aquecimento de caldo ocorre por meio de trocadores de calor casco-tubo, no qual o caldo percorre no interior dos tubos e o vapor pelo lado casco, podendo permanecer na vertical ou horizontal. De modo a aumentar a eficiência do aquecimento e melhorar a economia de vapor, é comum a operação em dois estágios: o primeiro aquecido com vapor de pressão mais baixa, no caso o V2 (103,02 °C), e o segundo com V1 (113,65 °C), conforme a Figura 2.3. Com relação ao balanço de energia, considera-se o calor de troca por condensação total do vapor, dado pela equação (3.1).

$$\dot{m}_C \cdot c_P \cdot (t_2 - t_1) = \dot{m}_V \cdot \Delta h_{LV} = \dot{Q} \quad (3.1)$$

Em que \dot{m}_C é a vazão de caldo em kg/s, c_P a capacidade de calor específico do caldo em kJ/(kg.K), t_1 e t_2 as temperaturas do caldo na entrada e saída do aquecedor em °C, respectivamente, \dot{m}_V a vazão de vapor útil, em kg/s, e Δh_{LV} o calor específico da condensação do vapor, em kJ/kg. Visando um flasheamento de caldo adequado, necessita-se aquecer o caldo de 65°C até uma temperatura acima da sua saturação, em torno de 103°C. Respeitando-se o delta de temperatura conforme determinado por Perlingeiro (2005), o caldo na saída de cada estágio de aquecimento encontra-se 10°C abaixo da temperatura de condensação do vapor alimentado no lado casco.

Após a flotação, o xarope encontra-se a uma temperatura próxima de 65°C e deve ser aquecido em um aquecedor casco-tubo até 80°C, para então ser direcionado para o cozimento na fábrica. Considera-se a troca térmica por meio da condensação total de vapor V1, utilizando a mesma equação (3.1). Pelas equações (7.2) e (7.4) calcula-se c_P e Δh_{LV} , respectivamente.

3.3.2 Evaporação de Caldo

A fim de determinar a capacidade do sistema de evaporação de caldo para avaliar o aumento da produção de xarope, a modelagem de todo o sistema deve ser feita a fim de quantificar as sangrias de vapor, atualmente desconhecidas, para realizar o novo balanço de vapor na usina.

Para os cálculos da evaporação, baseia-se no método rigoroso proposto por Rein (2013) de cálculos iterativos feitos em uma planilha para convergência das variáveis por meio de balanços de massa e energia. Considera-se que, na calandra de cada efeito, há 1,0% de gases incondensáveis sobre a vazão mássica de vapor alimentado. Não são reportadas medições na prática de perdas de calor abrangentes pois dependem do grau de isolamento térmico dos vasos e tubulações, porém a *Fives Cail* recomenda uma perda próxima de 1,0% de calor trocado na calandra para cada efeito (Journet, 2005; Rein, 2013). Com relação a troca térmica, também considera-se a apenas a entalpia de condensação do vapor saturado na calandra.

O caldo clarificado encontra-se a uma temperatura de 96°C na entrada do 1º efeito, consideravelmente abaixo da temperatura de saturação do V1, igual a 113,7 °C (Quadro 2.1). Sendo assim, uma parte da energia trocada no 1º efeito vai aquecer o caldo até a sua temperatura de ebulição para, então, evaporar. Devido à alta concentração de sólidos dissolvidos (°Brix) em todos os efeitos considera-se uma Elevação do Ponto de Ebulição (EPE) em função do °Brix do caldo na saída do efeito considerando uma mistura homogênea, estimado pela seguinte equação dada por Hugot (1969), calculado pela equação (3.2).

$$EPE = \frac{2 \cdot Brix}{100 - Brix} \quad (3.2)$$

Com isso, apesar do vapor no corpo do vaso encontrar-se na temperatura de saturação, o caldo apresenta uma temperatura mais elevada, dado pelo EPE. O calor trocado através da calandra (\dot{Q}_C) de cada efeito é calculado pela equação (3.3), considerando a perda de calor e presença de gases incondensáveis de 1% cada.

$$\dot{Q}_C = \dot{m}_{VT} \cdot \Delta h_{LV} \cdot 0,99 \cdot 0,99 = \dot{m}_{VT} \cdot \Delta h_{LV} \cdot 0,9801 \quad (3.3)$$

Em que \dot{m}_{VT} é a vazão total de vapor, em kg/s, na entrada da calandra. No corpo do vaso do 1º efeito, o calor trocado para aquecimento do caldo ($\dot{Q}_{Aquec.}$) é calculado pela equação (3.4).

$$\dot{Q}_{Aquec.} = m_{C_{clar.}} \cdot c_{P_{clar.}} \cdot (t_{VS_1} - t_{C_{clar.}}) \quad (3.4)$$

No qual $m_{C_{clar}}$ é a vazão de caldo na entrada do 1º efeito, em kg/s, c_p a capacidade de calor específico do caldo, em kJ/(kg.K), t_{VS_1} e t_{C_1} a temperatura de saturação do vapor V1 e a temperatura do caldo na entrada do 1º efeito, respectivamente, ambas em °C. Com isso, o restante da energia responsável pela evaporação do caldo no 1º efeito (Q_1) é calculado pela equação (3.5).

$$Q_1 = \dot{Q}_{C_1} - \dot{Q}_{Aquec.} \quad (3.5)$$

Assim, por método iterativo, calcula-se o °Brix do caldo na saída e sua temperatura. A sangria de V1, por sua vez, também é uma variável calculada via iteração, já que a vazão de V1 que alimenta a calandra do próximo efeito (\dot{m}_{V1C}) é a vazão de V1 produzida (\dot{m}_{V1}) subtraída de sua sangria ($\dot{m}_{V1Sangria}$), calculada pela equação (3.6).

$$\dot{m}_{V1C} = \dot{m}_{V1} - \dot{m}_{V1Sangria} \quad (3.6)$$

No restante dos efeitos, não há necessidade de aquecimento do caldo e, ainda, por conta da queda de pressão e temperatura, o caldo passa por uma evaporação *flash* ao entrar de um efeito para o outro. Assim, calcula-se a produção de vapor por “flasheamento” em cada efeito pelo balanço de energia da equação (3.7).

$$\dot{m}_{V2Flash} = m_{C_1} \cdot c_{P_1} \cdot \frac{(t_{C_1} - t_{C_2})}{h_{V_2}} \quad (3.7)$$

Em que m_{C_1} é a vazão de caldo oriunda do 1º efeito, em kg/s, e c_{P_1} a capacidade de calor específico do caldo, em kJ/(kg.K), t_{C_1} e t_{C_2} a temperatura do caldo na saída do 1º efeito e na saída do 2º efeito, respectivamente, ambas em °C, enquanto h_{V_2} é a entalpia do vapor V2, em kJ/kg. Já a produção de vapor por evaporação via aquecimento é calculado conforme a equação (3.8), dividindo-se o calor útil trocado na calandra pela entalpia de vaporização do vapor V2.

$$\dot{m}_{V2Evap.} = \frac{\dot{Q}_{C_2}}{\Delta h_{LV_2}} \quad (3.8)$$

Assim, a produção de V2 decorre da soma do vapor produzido via flasheamento e evaporação via aquecimento, pela equação (3.9).

$$\dot{m}_{V2} = \dot{m}_{V2Flash} + \dot{m}_{V2Evap.} \quad (3.9)$$

Com os cálculos iterativos, da mesma forma, calcula-se o °Brix do caldo na saída, a sua temperatura e a sangria de V2. Com isso, a mesma lógica segue para todos os seguintes efeitos, com a diferença de que não há sangria de vapor do 3º efeito em diante, com todo o vapor produzido seguindo para a calandra do próximo efeito, conforme Figura 2.4. Para todos os cálculos, utiliza-se das equações (7.1) a (7.4) para os cálculos das propriedades termodinâmicas.

Além disso, Rein (2013) também calcula o coeficiente de transferência de calor (k) para cada efeito, através da equação (3.10).

$$\dot{Q}_{C_1} = k \cdot A \cdot (t_V - t_C) \quad (3.10)$$

Em que A é a área de troca térmica, em m², t_V e t_C a temperatura do vapor alimentado na calandra e a de saída do caldo, respectivamente, em °C. As áreas de troca térmica em cada efeito são dadas pela Tabela 3.1. O coeficiente de transferência de calor (k) deve diminuir em cada efeito da evaporação, sendo uma das restrições impostas no cálculo iterativo via *Solver*, na planilha de cálculos. Outra restrição aos cálculos é a de produção e, conseqüentemente, de condensação do vapor V5 no último efeito, limitada a 35 ton/h por conta da capacidade do condensador.

Tabela 3.1. Áreas de troca térmica em cada efeito.

Efeito	Área de Troca Térmica [m²]
1º Efeito	12.400
2º Efeito	5.000
3º Efeito	1.500
4º Efeito	1.500
5º Efeito	1.500

Fonte: Dados internos.

Com isso, toda a modelagem da evaporação de caldo é feita com base nos cálculos acima e com base nos chutes iniciais do °Brix de caldo na entrada e saída de cada efeito (Tabela 3.2), determinados via análise laboratorial no cenário atual da planta, já que as vazões de vapores vegetais e suas sangrias são desconhecidas. Com os chutes iniciais, os cálculos iterativos são feitos de modo a aproximá-los ao máximo dos valores reais, visando uma modelagem mais próxima ao real.

Tabela 3.2. Concentração de Sólidos Solúveis (°Brix) do caldo clarificado e em cada efeito da evaporação, no cenário atual.

Tipo de Caldo	Concentração de Sólidos
	Solúveis [°Brix]
Caldo Clarificado	15,04
1º Efeito	25,08
2º Efeito	36,26
3º Efeito	41,66
4º Efeito	47,56
Xarope Bruto	62,41

Fonte: Dados internos.

Após a modelagem da evaporação no cenário atual, utiliza-se dos novos valores calculados para o °Brix do caldo na saída de cada efeito como chute inicial na nova simulação. A vazão de caldo clarificado é ajustada para a nova demanda de xarope destinada à cristalização, conforme detalhamento na Seção 3.3.3, e os balanços de massa e energia da evaporação são calculados iterativamente, obtendo-se novos valores de sangrias de vapor.

3.3.3 Cristalização

Com relação ao balanço de massa nas etapas de cozimento, a alimentação nos cozedores varia consideravelmente com o decorrer do processo, utilizando-se de água condensada, xarope, mel rico e mel pobre. Além disso, a pureza de cada massa também é um fator determinante, que por si também varia ao longo da safra e com as condições da matéria-prima. Concomitante a isso, o balanço de vapor na fábrica também torna-se igualmente complexo por conta da adição de água condensada ao longo do cozimento, em que necessita-se de uma planilha de cálculos complexa ou um software para modelagem fenomenológica de toda a etapa de cozimento. Na literatura, já foram reportadas simulações nesse sentido utilizando o *software* EMSO (Castro et al., 2019) e o Aspen Plus® (Guest et al., 2019). Nas usinas sucroalcooleiras, é muito comum a utilização de softwares específicos

para simulação de balanços de massa e energia, modelados conforme cada unidade produtora, como os desenvolvidos pela empresa Pentagro®.

Com isso, para os fins deste projeto, os balanços serão simplificados com algumas considerações. Com relação ao balanço de massa, a vazão de xarope para a fábrica pode ser determinada através da Recuperação SJM, pela equação (2.1), realizando-se o balanço a partir da produção de açúcar. Também considera-se que, tanto o mel rico quanto o mel pobre serão totalmente utilizados dentro da fábrica, sem qualquer desvio para compor o mel final.

Já para o balanço de vapor, pode-se estimar a partir da vazão de caldo clarificado (ou de xarope) para a cristalização. Payne (1989) estima um consumo de vapor durante o cozimento de 14 unidades para cada 100 unidades de caldo clarificado destinados à fábrica pela equação (3.11). Broadfoot (2001), por sua vez, estimou um consumo de vapor vegetal na faixa de 0,9 a 1,1 ton/ton de Substância Seca (°Brix) no xarope alimentado aos cozedores no esquema de cozimento australiano, servindo também como referência para o cálculo pela equação (3.12). Assim, o consumo de vapor no cozimento ($CVap_{Coz.}$), em ton/h, foi estimado a partir da média das equações (3.11) e (3.12).

$$CVap_{Coz.} = 0,14 \cdot \dot{m}_{Caldo\ cl.} \quad (3.11)$$

$$CVap_{Coz.} = 1,0 \cdot \dot{m}_X \cdot {}^\circ Brix_X \quad (3.12)$$

A cristalização do açúcar também pode ser modelada fenomenologicamente, conforme já evidenciado na literatura (Castro et al., 2019; Chorão, 1995; Georgieva et al., 2003). No entanto, para os objetivos deste projeto, considera-se apenas o tempo de cada etapa do cozimento compilado junto a fábrica de açúcar em estudo, considerando que a velocidade da cristalização mantém-se constante. Segundo Rein (2013), se for assumido que nenhum cristal é formado ou destruído no cozedor com o princípio da nucleação por semeadura (granagem), que o diâmetro característico do cristal é “ d_c ” e seu fator de forma é inalterável, pode-se utilizar a equação (3.13) para determinar o diâmetro do cristal ao final de cada etapa do cozimento.

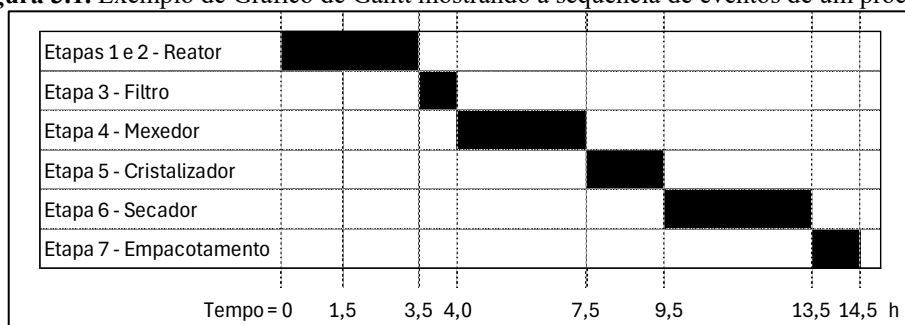
$$\frac{V_{Inicial}}{V_{Final}} = \left(\frac{d_{c_{Inicial}}}{d_{c_{Final}}} \right)^3 \quad (3.13)$$

Em que “V” representa o volume total dos cristais de açúcar, aplicável tanto na granagem, para o cálculo do volume de semente necessário para atingir o diâmetro de cristais

desejado, quanto para os cozimentos de massa A em que os cristais iniciais estão contidos no volume de magma. Sendo assim, a equação (3.13) pode ser utilizada para acompanhar o crescimento dos cristais ao longo do cozimento.

Para visualizar as bateladas do cozimento, contemplando os cortes e os descarregamentos da massa para os cristalizadores, utiliza-se dos Diagramas de Gantt apresentados por Turton et al. (2018) para visualização dos processos em batelada, como por exemplo o da Figura 3.1.

Figura 3.1. Exemplo de Gráfico de Gantt mostrando a sequência de eventos de um processo.



Fonte: Adaptado de Turton et al. (2018).

Com o aumento do “pé” de magma nos cozedores de massa A — desde que haja volume disponível para isso — ocorre uma tendência ao maior esgotamento do licor-mãe, favorecendo um acréscimo no teor de cristais da massa cozida. Considerando que o tamanho final dos cristais permanece constante entre os cenários (pé de magma incompleto e completo), é possível estimar esse aumento no teor de cristais com base na variação do volume inicial de magma.

Partindo do teor atual de cristais da massa (Tc_1), igual a 41,67% ($m_{\text{Cristais}}/m_{\text{Massa}}$), e utilizando a equação (3.13), pode-se estimar o impacto no volume de cristais a partir de uma variação no volume do “pé” de magma de 29% para 33%, mantendo-se fixo o tamanho médio dos cristais (0,54 mm). Como o teor de cristais é proporcional ao volume ocupado por eles e assumindo cristalização completa em ambos os casos, a nova estimativa do teor de cristais (Tc_2), correspondente ao cenário com pé de magma completo, pode ser obtida pela relação direta entre o volume de cristais formados em cada condição.

$$Tc_2 = Tc_1 \left(\frac{V_2}{V_1} \right) \quad (3.14)$$

Em que Tc_1 e Tc_2 são os teores de cristais da massa nos cenários de pé de magma incompleto e completo, respectivamente, e V_1 e V_2 são os volumes de cristais formados na massa em cada condição.

Para fins de simplificação, a Recuperação SJM foi mantida igual em ambos os cenários, apesar de haver um considerável aumento com a maior esgotabilidade do lícor-mãe e a maior formação de cristais de açúcar. Assim, a vazão de xarope na entrada da fábrica de açúcar pode ser estimada a partir da nova produção de açúcar e da Recuperação SJM, a partir de um balanço de sacarose na fábrica, de início calculando-se a vazão de sacarose na entrada (Pol) pela equação (3.15).

$$Pol\ Entrada\ Fábrica\ (ton) = \frac{Prod.Açúcar\ (ton) \cdot Pol\ Açúcar\ (°Z)}{Recuperação\ SJM\ (\%)} \quad (3.15)$$

Com isso, calcula-se a vazão de xarope para a fábrica (\dot{m}_X), levando em conta sua pureza, pela equação (3.16).

$$\dot{m}_X\ (ton) = \frac{Pol\ Entrada\ Fábrica\ (ton)}{°Brix_X\ (\%) \cdot Pz_X\ (\%)} \quad (3.16)$$

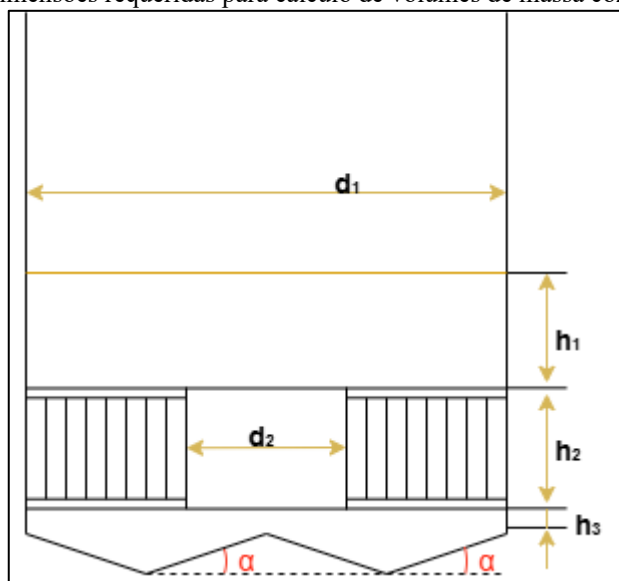
Além disso, a vazão de caldo clarificado na entrada da evaporação também pode ser calculada através de um balanço de sacarose, considerando que não há queda de pureza considerável por inversão ao longo da evaporação, conforme a equação (3.17).

$$\dot{m}_{Clarif.}\ (ton) = \frac{Pol\ Entrada\ Fábrica\ (ton)}{°Brix_{Clarif.}\ (\%) \cdot Pz_{Clarif.}\ (\%)} \quad (3.17)$$

3.3.4 Dimensionamento do Cozedor

Conforme a revisão bibliográfica, há uma série de heurísticas e considerações determinadas pela literatura para o dimensionamento de cozedores de batelada à vácuo, como a Figura 3.2 que define d_1 como diâmetro do cozedor, d_2 o diâmetro do tubo de descida, h_1 a altura da massa cozida acima da calandra, h_2 a altura da calandra, h_3 a altura abaixo da calandra e α a inclinação da seção de fundo, de modo a facilitar a descida de massa.

Figura 3.2. Dimensões requeridas para cálculo de volumes de massa cozida do cozedor.



Fonte: Adaptado de Rein (2013).

Conforme recomendado por Rein (2013), o volume de granagem (V_i), ou seja, o volume de massa necessário para cobrir a calandra do cozedor deve ser igual a 35% do volume total do cozedor (V_{Total}), sendo ambos calculados pelas equações (3.18) e (3.19). Além disso, o volume acima do nível máximo da massa cozida (V_{Acima}) deve ser igual ao volume total de massa (Rein, 2013).

Assim, utiliza-se dos dados da Tabela 3.3 que, juntamente com as equações (3.18) a (3.23), consegue-se obter todas as dimensões de projeto, bem como número de tubos na calandra, área de troca térmica e dimensões do cozedor.

Tabela 3.3. Dados de projeto de um cozedor de batelada.

Variável	Valor Considerado	Referência
Área de Troca [m ² /m ³ de massa]	5,50	Rein (2013)
d_i [mm]	104	Hugot (1969)
d_e [mm]	108	Hugot (1969)
Passo [mm]	(1,5 x d_e)	Rein (2013)
d_2	(0,4 x d_i)	Rein (2013)
α [°]	18	Rein (2013)
h_1 [m]	≤ 1,60	Perk (1973); Rein (2013)
h_2 [m]	0,90	Rein (2013)
h_3 [m]	≤ 0,15	Tippens (1972)
h_{Acima} [m]	≥ 2,23	Rein (2013); Tromp (1965)

Em que d_i e d_e são os diâmetros interno e externo dos tubos da calandra e h_{Acima} a distância mínima entre o nível máximo da massa cozida e o teto do cozedor.

Para a estimativa do número de tubos a partir do passo triangular, utiliza-se da equação (3.20). Após os cálculos, atingidas as restrições da Tabela 3.3, o percentual do volume de granagem (35%) e o volume para separação de arraste acima da massa (45 m³), desenhou-se a calandra e os tubos no *software* AutoCAD[®], seguindo as dimensões dos tubos e o passo triangular pré-definidos, de modo a contabilizar o número exato de tubos com os diâmetros do cozedor (d_1) e do tubo de descida de massa (d_2) calculados.

Com o número de tubos real, calcula-se a área de troca térmica pelas equações (3.21) a (3.23) e, caso esteja abaixo de 5,0 ou acima de 6,0 m²/m³ de massa (Rein, 2013), o cálculo deve ser refeito até esta condição ser atingida.

$$V_i = \frac{3\pi}{96} \cdot d_1^3 \cdot \tan \alpha + \frac{\pi}{4} \cdot d_1^2 \cdot h_3 + N_{Tubos} \cdot \frac{\pi}{4} d_i^2 \cdot h_2 + \frac{\pi}{4} \cdot d_2^2 \cdot h_2 \quad (3.18)$$

$$V_{Total} = V_i + h_1 \cdot \frac{\pi}{4} \cdot d_1^2 \quad (3.19)$$

$$N_{Tubos}(Chute) = \frac{\left(\frac{\pi \cdot d_1^2}{4}\right)}{\frac{Passo^2 \cdot \sqrt{3}}{2}} - \frac{\left(\frac{\pi \cdot d_2^2}{4}\right)}{\frac{Passo^2 \cdot \sqrt{3}}{2}} \quad (3.20)$$

$$A_{Troca} = A_{Espelhos} + A_{Tubos} \quad (3.21)$$

$$A_{Espelhos} = 2 \cdot \left(\pi \cdot \frac{d_1^2}{4} - N_{Tubos} \cdot \pi \cdot \frac{d_i^2}{4} - \pi \cdot \frac{d_2^2}{4} \right) + \pi \cdot d_2 \cdot h_2 \quad (3.22)$$

$$A_{Tubos} = N_{Tubos} \cdot \pi \cdot d_e \cdot h_2 \quad (3.23)$$

3.3.5 Centrifugação e Secagem

Para averiguar a capacidade de aumento de produção de açúcar com o novo cozedor de massa B, avaliou-se as capacidades nominais das centrífugas de Massa A e do secador rotativo de açúcar (Tabela 3.4), com base em estimativas e dados internos.

Tabela 3.4. Capacidades de processamento das centrífugas e secadores.

Equipamentos	Capacidade de Produção de Açúcar [ton/dia]
Centrífugas de Massa A	1870,18
Secadores Rotativos	2000,00

Fonte: Dados internos.

A dissolução de uma parte dos cristais de açúcar durante a lavagem de massa nas centrífugas de massa A é inevitável, de modo que os cristais se dissolvem e reduzam de tamanho. Para fins de projeto, considera-se uma dissolução dos cristais, em massa, igual a 10%.

Para os balanços de massa, considera-se que o teor de cristais da massa B já corresponde ao magma empastado nas centrífugas, calculando-se sua massa pela equação (3.24), considerando-se que não há dissolução ou quebra considerável dos cristais durante a centrifugação nas centrífugas contínuas. Com relação à massa A, o teor de cristais multiplicado pela massa A corresponde ao açúcar úmido retido nas centrífugas, com umidade igual a 0,2%, que é parcialmente dissolvido durante a lavagem de massa (10%). Para determinar a massa de açúcar seco com umidade igual a 0,04%, após passar pelo secador, realiza-se um balanço de sólidos pela equação (3.25). Com ambas as equações, pode-se calcular a massa de magma e de açúcar seco produzidas em cada descarregamento de massa B e A, respectivamente.

$$m_{Magma} = T_{C_{MB}} \cdot V_{MB} \cdot \rho_{MB} \quad (3.24)$$

$$m_{Açúcar} = T_{C_{MA}} \cdot V_{MA} \cdot \rho_{MA} \cdot (1 - 10\%) \cdot \frac{(1-0,2\%)}{(1-0,04\%)} \quad (3.25)$$

Pode-se estimar o tamanho dos cristais de açúcar na saída da centrífuga, que reduzem de tamanho por conta da diluição. Considerando que o cristal de açúcar tem o formato de um cubo, pode-se calcular a perda de volume a partir da perda de massa e determinar o novo tamanho do cristal pela equação (3.26).

$$d_{C_2} = \sqrt[3]{(d_{C_1})^3 \cdot (1 - 10\%)} \quad (3.26)$$

Além disso, vale ressaltar que o radiador dos secadores rotativos, responsável por aumentar a temperatura do ar de secagem, apresenta um consumo de vapor V1 igual a 2 ton/h, considerado inalterável com o aumento da produção. Com relação às capacidades das centrífugas contínuas de Massa B, dos cristalizadores e das sementeiras, considera-se que atualmente há capacidade suficiente para absorver o aumento na massa cozida produzida.

3.4 AVALIAÇÃO ECONÔMICA

Conforme as premissas definidas para o projeto, a capacidade de processamento de cana da unidade não se altera. Assim, com o aumento da vazão de caldo para a evaporação, para formação do xarope, conseqüentemente haverá menos caldo destinado a fermentação, para produção de etanol.

3.4.1 Ganho de Receita

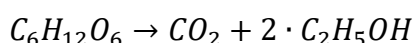
Com isso, o cálculo do ganho financeiro do projeto é desenvolvido com base no aumento da produção de açúcar, necessitando calcular a massa de Açúcares Redutores Totais (ART) equivalente deste aumento para determinar a redução direta da produção de etanol. Para isso, utiliza-se a equação (3.27), que converte a produção adicional de açúcar em ART equivalente, considerando o fator estequiométrico da reação de inversão da sacarose em glicose e frutose (Açúcares Redutores), igual a 0,95, e a polarização do açúcar ($^{\circ}Z$), que reflete sua pureza.

$$ART_{Eq.} = \frac{Prod.Açúcar \cdot ^{\circ}Z_{Ac}}{0,95} \quad (3.27)$$

Após o cálculo do ART equivalente, calcula-se a produção equivalente de etanol, em m^3 , a partir da equação (3.28).

$$Prod. Etanol = ART_{Eq.} \cdot Ef_{Ferm.} \cdot Y_{Esteq.} \cdot Ef_{Dest.} \cdot \frac{1}{d_{Etanol}} \quad (3.28)$$

Em que $Ef_{Ferm.}$ e $Ef_{Dest.}$ são as eficiências da fermentação e destilação, respectivamente, e $Y_{Esteq.}$ o rendimento estequiométrico do ART em etanol conforme a reação de fermentação a seguir:



Com isso, calcula-se o rendimento estequiométrico a partir da equação (3.29).

$$Y_{Esteq.} = \frac{2 \cdot MM_{Etanol}}{MM_{ART}} \quad (3.29)$$

Por fim, para converter toneladas de etanol em metros cúbicos, divide-se pela densidade (d_{Etanol}), equivalente a 0,7915 e 0,8110 ton/m^3 para o etanol anidro e hidratado, respectivamente. A partir dos indicadores semanais da CEPEA da USP/Esalq, calculou-se a média dos preços do açúcar cristal, etanol anidro e hidratado desde o início do ano (Tabela 3.5). O câmbio para conversão do dólar americano em real brasileiro foi definido com base na projeção do Relatório de Mercado do Banco Central que, em junho de 2026, projetou o agregado do câmbio em 2025 igual a 5,72 R\$/US\$ (BCB, 2025).

Tabela 3.5. Preços de mercado do açúcar cristal, etanol anidro e hidratado.

Produto	Preço	Unidade
Açúcar Cristal	491,67	US\$/ton
Açúcar Cristal	2812,35	R\$/ton
Etanol Anidro	2735,74	R\$/m ³
Etanol Hidratado	3128,12	R\$/m ³

Fonte: Adaptado de CEPEA (2025).

Para os cálculos de produção de etanol anidro e hidratado equivalente, utiliza-se as eficiências da destilaria (fermentação e destilação) e proporção de ART aproximado para cada tipo de etanol do Quadro 3.2.

Quadro 3.2. Eficiências e proporções para o cálculo da produção de etanol equivalente.

Eficiência Fermentação	93,05%
Eficiência Destilação	99,91%
Proporção ART Et. Anidro	37,81%
Proporção ART Et. Hidratado	62,19%

Fonte: Dados internos.

Já para o balanço de vapor, utiliza-se dos Consumos Específicos de Vapor (CEV) estimados para a produção de cada etanol (Tabela 3.6).

Tabela 3.6. Consumo Específico de Vapor (CEV) para cada etanol.

Etanol	Consumo Específico de Vapor [ton. Vapor/m³ Et.]
Anidro	4,5
Hidratado	3,5

Fonte: Dados internos.

3.4.2 Custo dos Equipamentos

Com relação ao custo do cozedor, considera-se a correlação de custo dada por Woods (2007) para um evaporador de calandra interna e tubo vertical, incluindo tubulação de vapor, condensador barométrico, sistema de vácuo, tubulação integrada e recipientes de condensado. Calcula-se o custo do equipamento (FOB), sem custos de instalação pela equação (3.30).

$$FOB = FOB_{Ref} \cdot \left(\frac{Size}{Size_{Ref}} \right)^n \quad (3.30)$$

Em que FOB_{Ref} é o custo de referência do equipamento para determinado tamanho $Size_{Ref}$, e “n” é um parâmetro adimensional. Para o cozedor considera-se o evaporador supracitado por Woods (2007), em que o FOB de referência é US\$ 220.000 para área de troca de 45 m² e “n” igual a 0,55 para o intervalo de 10 a 600 m². Assim, a partir do custo FOB, utiliza-se o método do *Bare Module* (BM), em que multiplica-se o custo FOB por L+M* (*Labor and Material Costs*), um fator que leva em conta todos os itens auxiliares necessários na instalação, como concreto, tubulações, sistemas elétricos, isolamento térmico, pintura e suportes estruturais. Além disso, o fator L+M* inclui o custo FOB do equipamento em aço carbono e exclui impostos, frete, entrega, taxas aduaneiras e instrumentação. Assim, o FOB pode ter seu valor aumentado multiplicando pelo fator de liga, ou *alloy factor*, quando o material for diferente de aço carbono. No caso do cozedor, o *alloy factor* para construção em aço inox é igual a 2,3 (Woods, 2007).

O custo FOB de referência baseia-se no *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI), definido regularmente pelo portal *Chemical Engineering*, fixado em 1000 como uma base de cálculo hipotética feita por Woods (2007), e atualmente o CEPCI estima-se em torno de 800. Com todas as considerações, calcula-se o custo total do equipamento (BM) corrigido pelo CEPCI pela equação (3.31).

$$BM = FOB \cdot (L + M^*) \cdot Alloy Factor \cdot \left(\frac{CEPCI}{CEPCI_{Ref}} \right) \quad (3.31)$$

O custo FOB e BM do mexedor do cozedor pode ser estimado com base em sua potência através da planilha CapCost 2017, de autoria de Turton (2018). Neste caso, considera-se um CEPCI de 542.

Por fim, o separador de arraste externo teve seu custo estimado com base em contato direto com fornecedores, com modelo chevron de forma de zig-zag (Figura 2.10) semelhante aos já existentes na usina em estudo. O custo FOB do controle e instrumentação do cozedor também foram contabilizados a partir da equação (3.31), partindo de US\$25.000 para evaporadores, dado por Woods (2007).

Para fins de investimento, calcula-se o Capital Fixo de Investimento, somando ao custo total do equipamento (BM) o valor de gasto com empreiteiros, contingência para

atrasos inesperados e contingência para mudanças de escopo, com valores sugeridos por Woods (2007), baseados no BM (Tabela 3.7).

Tabela 3.7. Adicionais para Capital Fixo de Investimento.

Adicional de Investimento	Percentual do BM
Empreiteiros/Terceiros	4,0%
Contingência para Atrasos Inesperados	12,5%
Contingência para Mudanças de Escopo	20,0%

Fonte: Adaptado de Woods (2007).

Por fim, para o cálculo do Ganho Financeiro em uma safra, subtrai-se o Ganho de Receita pelo Capital Fixo de Investimento, através da equação (3.32).

$$\text{Ganho Financeiro} = \text{Ganho de Receita} - \text{Capital Fixo de Investimento} \quad (3.32)$$

3.5 GANHO DE PRODUÇÃO E MIX DO AÇÚCAR

Com o ART equivalente do ganho de açúcar, calculado pela equação (3.27), pode-se definir o novo *Mix* do açúcar da planta industrial, partindo dos ATRs destinados ao açúcar e etanol no cenário base (Quadro 3.1), pela equação (3.33). Para fins de simplificação, aproximou-se o ATR (Açúcar Total Recuperável) ao ART equivalente.

$$Mix_{Açúcar} = \frac{ATR_{Açúcar}}{ATR_{Açúcar} + ATR_{Etanol}} \quad (3.33)$$

4 RESULTADOS E DISCUSSÕES

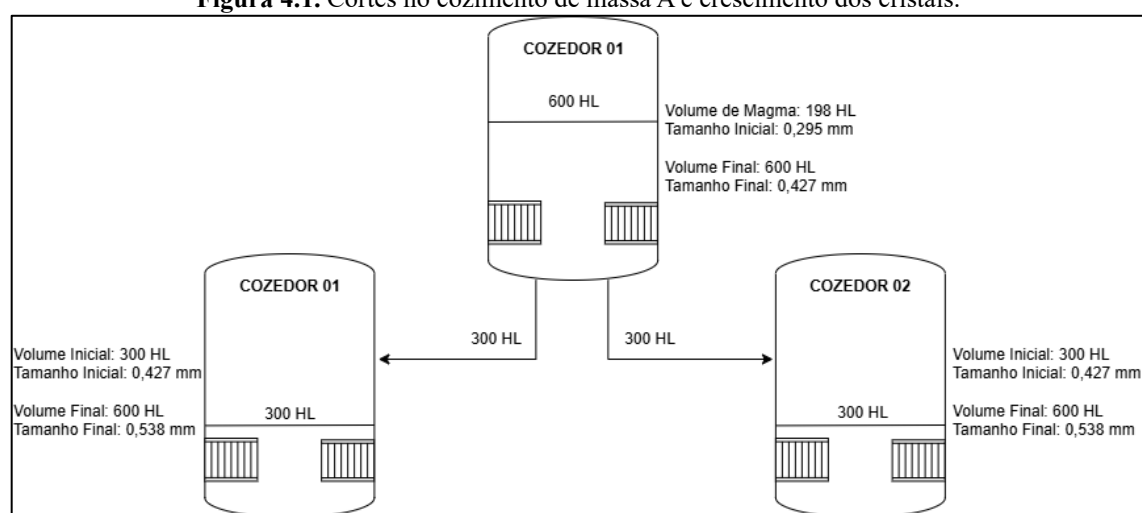
De início, definiu-se o perfil do cozimento e, através dos balanços de massa, estimou-se o aumento da demanda de xarope para a cristalização, para modelagem da evaporação e aquecimento de caldo.

4.1 PERFIL DO COZIMENTO

Conforme discutido na Seção 3.3.3, a modelagem satisfatória de um sistema de cozimento é dificultada por uma série de motivos, dentre eles: oscilação na qualidade e oferta de matéria-prima, alterando as vazões do processo, bem como desvios operacionais e quebras de equipamentos que, inevitavelmente, ocorrem ao longo da safra e podem afetar o modelo predito. Com isso, de início compilou-se os tempos de cozimento de massa A e B no cenário atual (Tabela 4.1).

No cozimento da massa A, o pé de magma é carregado ao cozedor que, ao completar seu volume, tem metade da sua carga descarregada para outro cozedor, de modo a continuar o crescimento dos cristais conforme a equação (3.13), já que considera-se que não há formação nem destruição de cristais – condução do cozimento na zona de supersaturação metaestável (Figura 2.5). Assim, os cortes da massa A comportam-se conforme o exemplo da Figura 4.1, em que os cristais do magma ($T_C = 0,295$ mm) crescem até um tamanho adequado ($T_C = 0,54$ mm). Através da equação (3.26), pode-se estimar o tamanho do cristal de açúcar na saída da centrífuga, saindo de 0,538 para 0,519 mm, o ideal para comercialização de açúcar cristal branco.

Figura 4.1. Cortes no cozimento de massa A e crescimento dos cristais.



Fonte: Autoria própria.

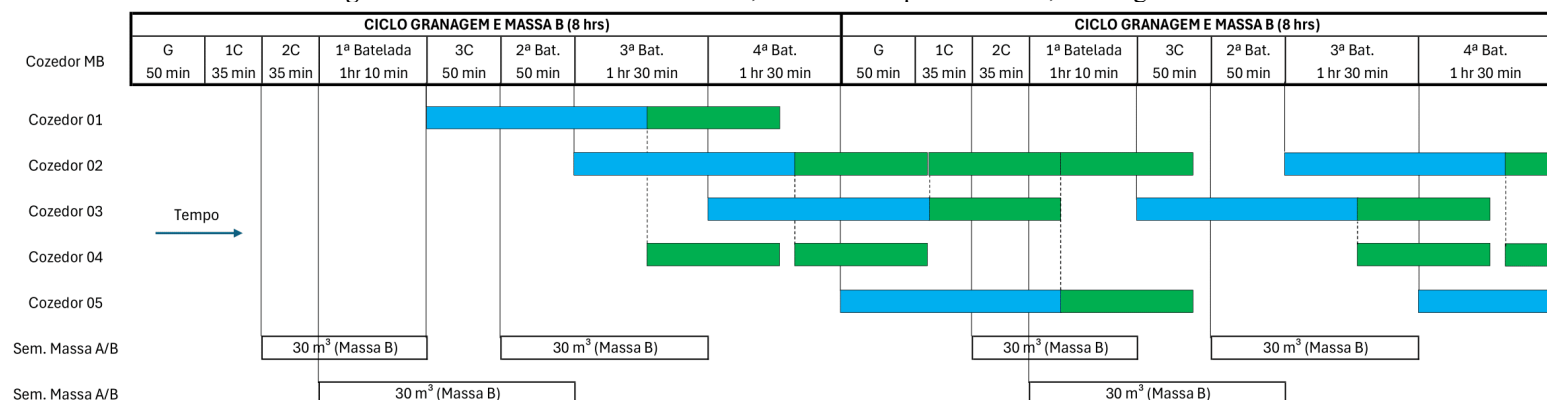
No caso do cozimento da massa B, as etapas de corte e carregamento de massa envolvem etapas mais complexas, conforme fluxograma utilizando a equação (3.13) para acompanhamento do crescimento dos cristais em cada etapa no APÊNDICE D – Cortes e Crescimento dos Cristais no Cozedor de Massa B. De modo geral, após a granagem, há três cortes da massa B para as sementeiras, tanques que armazenam a massa para que, em momento oportuno, possa ser carregada novamente ao cozedor de massa B para continuar o crescimento dos cristais. Assim, em todo o ciclo do cozimento da massa B, há quatro descarregamentos de 60 m³ de massa para os cristalizadores, para posterior formação de magma nas centrífugas contínuas.

Tabela 4.1. Tempo de cada etapa do cozimento de massa A e B.

Tipo de Cozimento	Etapa	Tempo [h]
Massa B	Granagem	0,83
	1º Corte	0,58
	2º Corte	0,58
	1º Batelada	1,17
	3º Corte	0,83
	2º Batelada	0,83
	3º Batelada	1,50
	4º Batelada	1,50
Total	7,83	
Massa A	1º Estágio	2,50
	2º Estágio	1,50
	Total	4,00

Fonte: Dados internos.

Partindo da premissa de aumentar o pé de magma de 29 para 33% nos cozimentos de massa A, tanto o teor de cristais quanto a produção de açúcar em cada cozimento tende a aumentar. Assim, parte-se de um cenário hipotético visando aproximar-se do cenário atual. Dados os tempos de cada etapa do cozimento (Tabela 4.1), utilizou-se de um Gráfico de Gantt conforme exemplo da Figura 3.1 para visualizar o perfil de cozimento neste cenário com a partida do cozimento, com os volumes de processo vazios, iniciando-se pela granagem (Figura 4.2).

Figura 4.2. Gráfico Gantt do cozimento, no cenário hipotético atual, com legenda abaixo.



Fonte: Autoria própria.

De início, nota-se algumas lacunas em branco após a primeira batelada, ou seja, o primeiro descarregamento de massa B para os cristalizadores. Estas lacunas indicam que, neste cenário, o cozedor de massa A ficaria em espera, aguardando o carregamento de magma para iniciar outro cozimento, o que se aproximaria da performance real, já que não há magma suficiente para completar um pé de magma “completo” em todos os cozimentos de massa A. Assim, busca-se dimensionar o novo cozedor de massa B de modo a suprir a demanda de magma nos cozimentos cabíveis neste cenário, visando uma aproximação com a performance real.

Além disso, utiliza-se da equação (3.13) para calcular o tamanho final dos cristais ao longo do cozimento, tanto no momento do corte quanto no final, considerando um cristal inicial no magma igual a 0,295 mm (Tabela 4.2). Nota-se que, caso o lícor-mãe seja esgotado e os cristais formados em sua totalidade, quanto menor o pé de magma, maior é o tamanho dos cristais, já que haverá maior volume disponível para os cristais se desenvolverem.

Tabela 4.2. Tamanho dos cristais variando o volume de pé de magma.

Volume Pé de Magma (%)	Tamanho Inicial [mm]	Tamanho no Corte [mm]	Tamanho Final [mm]
29	0,295	0,451	0,568
33	0,295	0,427	0,538

No entanto, na prática, o tamanho dos cristais de açúcar ao final deve estar limitado a 0,54 mm para atender às normas de qualidade e comercialização do açúcar branco, de modo que o crescimento dos cristais na massa A obedeçam à equação (3.13).

Por isso, o cozimento deve ser finalizado assim que o cristal atinja o tamanho adequado, apesar de o lícor-mãe ainda conter sacarose passível de cristalização. Assim, utilizando a mesma equação (3.13), pode-se calcular o volume final teórico para um pé de magma igual a 29% com o tamanho final dos cristais igual a 0,538 mm, sendo menor que o

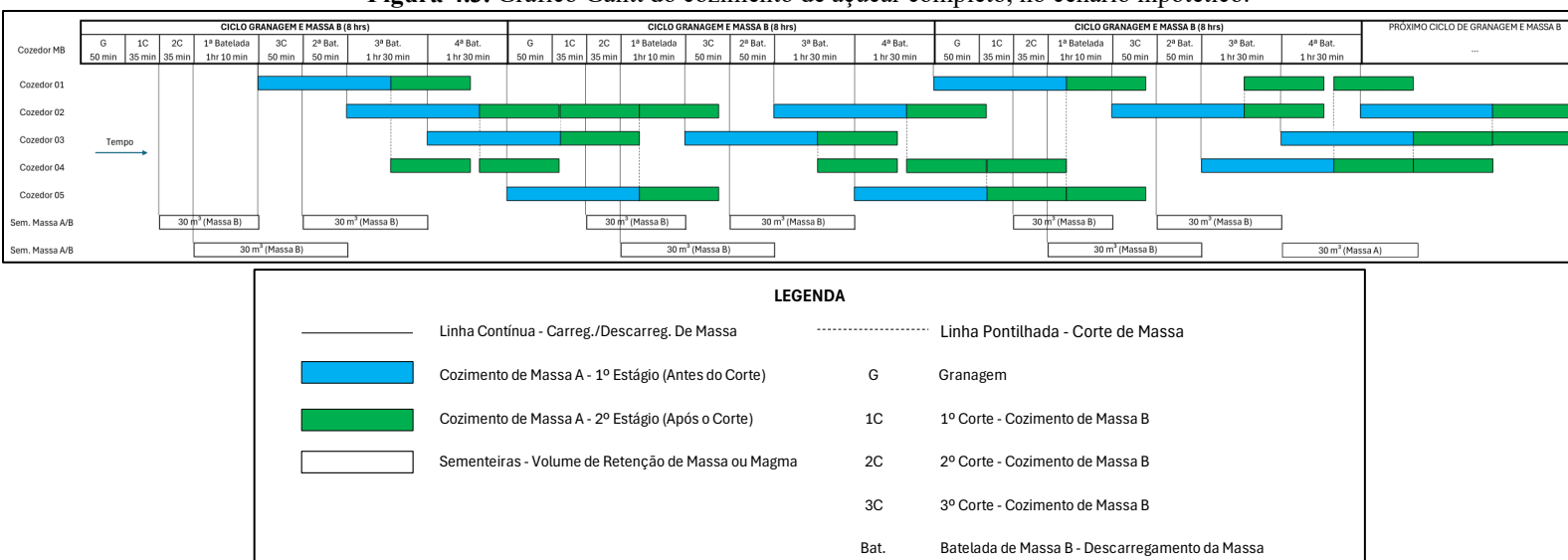
volume total do cozedor (Tabela 4.3). Assim, a partir da equação (3.14), o novo teor de cristais pode ser estimado para a realização dos cálculos de balanço de massa no cozimento.

Tabela 4.3. Estimativa do teor de cristais com aumento de pé de magma.

Volume Pé de Magma (%)	Volume Final (Teórico) [m ³]	Tamanho Final [mm]	Teor de Cristais [% m _{Cristais} /m _{Massa}]
29	52,75	0,538	41,67
33	60,00	0,538	47,40

Como o ciclo completo de granagem e massa B dura 7,83 horas, esta duração foi aproximada para 8,00 horas, de modo que três ciclos completos seriam realizados por dia. Assim, pode-se estimar os descarregamentos de massa A produzida por dia através do Gráfico Gantt do cozimento completo, com os três ciclos de granagem e massa B, simplificado na Figura 4.3, com legenda e mais detalhes no APÊNDICE C – Gráfico Gantt do Cozimento.

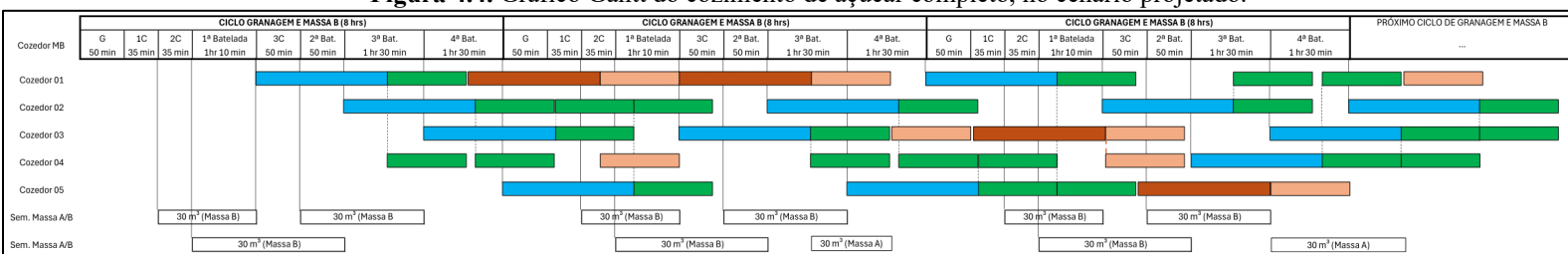
Figura 4.3. Gráfico Gantt do cozimento de açúcar completo, no cenário hipotético.



Fonte: Autoria própria.

Assim, a partir da Figura 4.3 e dos tempos de cada cozimento (Tabela 4.1), obteve-se o número de bateladas de massa A atingível em um dia, preenchendo-se as lacunas, conforme a Figura 4.4. Nota-se que, no cenário hipotético atual, há 24 descarregamentos de 60 m³ de massa A para os cristalizadores e, conseqüentemente, para as centrífugas automáticas que separarão o lícor-mãe dos cristais de açúcar. Preenchendo-se as lacunas, haveria mais 12 descarregamentos de 60 m³ de massa A, totalizando 36 bateladas completas diárias.

Figura 4.4. Gráfico Gantt do cozimento de açúcar completo, no cenário projetado.



LEGENDA			
—	Linha Contínua - Carreg./Descarreg. De Massa	Linha Pontilhada - Corte de Massa
■	Cozimento de Massa A - 1º Estágio (Antes do Corte)	G	Granagem
■	Cozimento de Massa A - 2º Estágio (Após o Corte)	1C	1º Corte - Cozimento de Massa B
	Sementeiras - Volume de Retenção de Massa ou Magma	2C	2º Corte - Cozimento de Massa B
■	Cozimento de Massa A c/ Cozedor Novo (1º Estágio)	3C	3º Corte - Cozimento de Massa B
■	Cozimento de Massa A c/ Cozedor Novo (2º Estágio)	Bat.	Batelada de Massa B - Descarregamento da Massa

Fonte: Autoria própria.

De modo a validar o modelo com o cenário atual, calculou-se a produção de açúcar em cada batelada de massa A considerando uma dissolução parcial dos cristais nas centrífugas pela equação (3.25), com teor de cristais igual a 41,67%. Considerando as 36 bateladas completas, ao comparar com a produção de açúcar diária real, nota-se que o modelo predito se aproximou satisfatoriamente (Quadro 4.1), igualando-se a 1.234,99 ton com delta de apenas 22,26 ton com relação a produção real, sendo então utilizado para a projeção da produção.

Quadro 4.1. Produção de açúcar seco para cada descarregamento de massa A, no cenário real.

Volume de Massa A [m³]	60,0
Teor de Cristais [%]	41,67
Massa de Massa A [ton]	91,62
Massa Açúcar Seco [ton]	34,31
Produção de Açúcar Atual^[1] [ton/dia]	1.212,73
Produção de Açúcar Modelo [ton/dia]	1.234,99

Fonte: ^[1] Dados internos.

Completando-se o pé de magma completo (33%) obtém-se os teores de cristais na massa iguais a 35 e 47,40% para massa B e massa A, respectivamente. Assim, calcula-se a massa de cristais produzida em cada batelada de massa A pela equação (3.25) no cenário projetado (Quadro 4.2), bem como o volume de magma necessário para suprir o aumento da produção.

Quadro 4.2. Produção de açúcar seco para cada descarregamento de massa A, no cenário projetado.

Volume de Massa A [m³]	60,0
Teor de Cristais	47,40
Pé de Magma Inicial [m³]	19,8
Massa de Massa A [ton]	91,62
Massa Açúcar Seco [ton]	39,02

Para suprir a demanda de magma necessária de modo a produzir mais 12 bateladas completas de massa A, ou seja, 6 pés de magma completos por dia, calcula-se a massa de magma produzida a partir da massa B pela equação (3.24) e seu volume por meio da sua densidade (Quadro 4.3).

Quadro 4.3. Produção de magma para cada descarregamento de massa B.

Volume de Massa B [m³]	60
Massa de Massa B [ton]	91,62
Taxa de Cristais [%]	35
Massa de Magma [ton]	32,07
Volume de Magma [m³]	21

Assim, calcula-se a produção diária de açúcar cristal produzido considerando 36 bateladas por dia e em uma safra, comparando com os valores reais no cenário atual, com apenas um cozedor de massa B. Além disso, também determina-se o volume de magma necessário e, conseqüentemente, de massa B (Quadro 4.4).

Quadro 4.4. Produção de açúcar projetada e demandas extras de magma e massa B.

Produção de Açúcar Atual ^[1] [ton/dia]	1.212,73
Produção de Açúcar Projetada [ton/dia]	1.404,81
Ganho de Produção de Açúcar [ton/dia]	192,08
Demanda Extra de Magma [m³/dia]	118,8
Produção de Massa B Requerida [m³/dia]	339,4

Fonte: ^[1] Dados internos.

O novo cozedor de massa B deve, então, ser capaz de produzir pelo menos 340 m³ de massa B por dia. Considerando que a velocidade de cristalização não se altera independentemente do tamanho do cozedor, os tempos de cozimento da Tabela 4.1 ainda são válidos. Assim, considerando três ciclos de granagem e massa B por dia, o novo cozedor

deve produzir 113 m³ de massa B por ciclo. Como são quatro bateladas completas de massa B por ciclo, cada volume de massa B descarregada deve ser de, no mínimo, 28 m³ de modo a produzir 9,8 m³ de magma por vez, suficientes para suprir a demanda de magma extra. Considerando as flutuações do processo, bem como na taxa de cristais da massa B, o volume do cozedor deve ser maior do que 28 m³.

Em cenários em que há um excedente de magma, por conta da sua alta pureza (95%), este pode ser diluído e incorporado na massa cozida de modo a aumentar a sua pureza, sendo uma medida ideal para épocas de baixa pureza do xarope e auxilia na produtividade e melhora a formação dos cristais, já que purezas baixas resultam em cozimentos demorados e dificulta o crescimento dos cristais (conforme detalhado na Seção 2.5). Com isso, definiu-se o novo cozedor de massa B com capacidade total de 450 HL (45 m³), de modo a suprir a demanda de magma atual e, ainda, proporcionar um excedente de magma quando necessário.

Com relação ao aumento da vazão de xarope para a fábrica de açúcar, partiu-se da Recuperação SJM para realizar o balanço de massa da sacarose na fábrica a partir da equação (3.15) e definir a vazão de xarope e de caldo clarificado, em ton/h, pelas equações (3.16) e (3.17), respectivamente (Quadro 4.5).

Quadro 4.5. Vazão de xarope a partir da Recuperação SJM.

Prod. Açúcar Diária [ton/dia]	1.404,81
Recuperação SJM^[1] [%]	75,55
Polarização Açúcar^[1] [°Z]	99,82
Pol de Entrada Fábrica [ton/dia]	1.856,10
Pureza Xarope^[1] [%]	82,25
Vazão Xarope [ton/h]	150,66
Pureza Caldo Clarificado^[1] [%]	83,50
Vazão Caldo Clarificado [ton/h]	615,82

Fonte: ^[1]Dados internos.

Assim, parte-se para os cálculos da evaporação de caldo para avaliar o equilíbrio de vapor na planta industrial.

4.2 EVAPORAÇÃO DE CALDO

A modelagem da evaporação de caldo, no cenário atual, foi calculada através dos balanços de massa e energia citados na Seção 3.3.2 e dos dados da Tabela 3.2. O cálculo foi

realizado em uma planilha, utilizando-se o *Solver* como ferramenta para resolver as iterações com uma série de restrições, obtendo-se os valores do Quadro 4.6.

Quadro 4.6. Modelagem da evaporação de caldo no cenário atual.

Estágio da Evaporação	Variável [Unidade]	Resultado
Entrada	Vazão Vapor Escape [ton/h]	238,86
	Vazão Caldo Clarificado [ton/h]	539,70
	Brix Caldo Clarificado [°Brix]	15,04
1º Efeito	Produção V1 [ton/h]	215,02
	<u>Sangria V1 [ton/h]</u>	<u>114,34</u>
	Vazão Caldo 1º Efeito [ton/h]	324,68
	Brix Caldo 1º Efeito [°Brix]	25,00
2º Efeito	Produção V2 [ton/h]	102,00
	<u>Sangria V2 [ton/h]</u>	<u>74,98</u>
	Vazão Caldo 2º Efeito [ton/h]	222,69
	Brix Caldo 2º Efeito [°Brix]	36,45
3º Efeito	Produção V3 [ton/h]	29,02
	Sangria V3 [ton/h]	0,00
	Vazão Caldo 3º Efeito [ton/h]	193,66
	Brix Caldo 3º Efeito [°Brix]	41,91
4º Efeito	Produção V4 [ton/h]	30,91
	Sangria V4 [ton/h]	0,00
	Vazão Caldo 4º Efeito [ton/h]	162,75
	Brix Caldo 4º Efeito [°Brix]	49,87
5º Efeito	Produção V5 [ton/h]	32,69
	Sangria V5 [ton/h]	0,00
	Vazão Xarope [ton/h]	130,06
	Brix Xarope [°Brix]	62,41

Comparando os chutes iniciais do °Brix do caldo em cada efeito (Tabela 3.2), partindo dos dados reais, com os valores calculados após a efetuação dos cálculos (Quadro 4.6), nota-se que a modelagem foi satisfatória, igualando-se o °Brix do xarope bruto e obtendo valores de delta relativamente baixos, principalmente no 1º e 2º efeito em que há sangrias de vapor (Tabela 4.4). Com isso, as sangrias de vapor puderam ser estimadas com relativa eficácia (Quadro 2.1).

Tabela 4.4. Comparação do calculado com a Concentração de Sólidos Solúveis (°Brix) real em cada efeito.

Efeito	Concentração de Sólidos	Concentração de Sólidos	Delta [°Brix]
	Solúveis [°Brix] – Dados reais	Solúveis [°Brix] – Calculados	
Entrada	15,04	15,04	0,00
1º Efeito	25,08	25,00	0,08
2º Efeito	36,26	36,45	0,19
3º Efeito	41,66	41,91	0,25
4º Efeito	47,56	49,87	2,31
5º Efeito	62,41	62,41	0,00

Conforme recomendado por Rein (2013), também calculou-se o Coeficiente de Transferência de Calor (k) por meio da equação (3.10) para cada efeito (Tabela 4.5).

Tabela 4.5. Coeficientes de transferência de calor em cada efeito, no cenário atual.

Efeito	Coeficiente de Transferência de Calor [kW/(m ² .K)]
1º Efeito	2,33
2º Efeito	1,28
3º Efeito	1,28
4º Efeito	1,18
5º Efeito	1,00

Com o cenário modelado, o °Brix do caldo na saída de cada efeito (Tabela 4.4) foi utilizado como chute inicial para o cenário projetado, com a nova vazão estimada de caldo clarificado e xarope (Quadro 4.5), com o objetivo de atingir a mesma concentração de sólidos do xarope bruto, igual a 62,41 °Brix. Assim, utilizando-se do mesmo modelo, calculou-se as vazões e o °Brix do caldo em cada efeito, bem como as produções de vapor e suas sangrias (Quadro 4.7), além dos coeficientes de transferência de calor (k) (Tabela 4.6).

Quadro 4.7. Modelagem da evaporação de caldo no cenário projetado.

Estágio da Evaporação	Variável [Unidade]	Resultado
Entrada	Vazão Vapor Escape [ton/h]	276,69
	Vazão Caldo Clarificado [ton/h]	625,18
	Brix Caldo Clarificado [°Brix]	15,04
1º Efeito	Produção V1 [ton/h]	249,07
	<u>Sangria V1 [ton/h]</u>	119,21
	Vazão Caldo 1º Efeito [ton/h]	376,11
	Brix Caldo 1º Efeito [°Brix]	25,00
2º Efeito	Produção V2 [ton/h]	130,91
	<u>Sangria V2 [ton/h]</u>	103,81
	Vazão Caldo 2º Efeito [ton/h]	245,20
	Brix Caldo 2º Efeito [°Brix]	38,35
3º Efeito	Produção V3 [ton/h]	29,35
	Sangria V3 [ton/h]	0,00
	Vazão Caldo 3º Efeito [ton/h]	215,85
	Brix Caldo 3º Efeito [°Brix]	43,56
4º Efeito	Produção V4 [ton/h]	31,52
	Sangria V4 [ton/h]	0,00
	Vazão Caldo 4º Efeito [ton/h]	184,33
	Brix Caldo 4º Efeito [°Brix]	51,01
5º Efeito	Produção V5 [ton/h]	33,67
	Sangria V5 [ton/h]	0,00
	Vazão Xarope [ton/h]	150,66
	Brix Xarope [°Brix]	62,41

Comparando os coeficientes de transferência de calor da literatura de um sistema de evaporação de caldo de cinco efeitos (Love et al., 1999) com os calculados, nota-se a mesma tendência, de diminuição do coeficiente conforme o avanço dos efeitos.

Tabela 4.6. Coeficientes de transferência de calor em cada efeito, no cenário projetado.

Efeito	Coefficiente de Transferência de Calor	
	[kW/(m².K)]	
	Calculado	Love et al. (1999)
1º Efeito	2,51	2,50
2º Efeito	1,45	2,50
3º Efeito	1,37	2,00
4º Efeito	1,26	1,50
5º Efeito	1,07	0,70

4.3 BALANÇO DE VAPOR

Com as novas vazões de caldo clarificado e xarope, o consumo de vapor nos aquecedores de caldo, em cada estágio, e no aquecedor de xarope pode ser realizado pela equação (3.1) (Quadro 4.8), considerando que a vazão de caldo clarificado é aproximadamente igual a de caldo dosado, na entrada dos aquecedores.

Quadro 4.8. Consumo de vapor e temperaturas em cada estágio do aquecimento de caldo e xarope.

Aquecedor		Vazão de Caldo Dosado [ton/h]	625,18
Caldo (1º Estágio)	Lado Tubo (Caldo)	Temperatura de Entrada [°C]	65,00
		Temperatura de Saída [°C]	93,02
	Lado Casco (Vapor)	Temperatura Vapor V2 [°C]	103,02
		Vazão de Vapor V2 [ton/h]	30,28
Caldo (2º Estágio)	Lado Tubo (Caldo)	Temperatura de Entrada [°C]	93,02
		Temperatura de Saída [°C]	103,65
	Lado Casco (Vapor)	Temperatura Vapor V1 [°C]	113,65
		Vazão de Vapor V1 [ton/h]	11,71
Xarope	Lado Tubo (Xarope)	Temperatura de Entrada [°C]	65,00
		Temperatura de Saída [°C]	80,00
	Lado Casco (Vapor)	Temperatura Vapor V1 [°C]	113,65
		Vazão de Vapor V1 [ton/h]	2,97

Além disso, o consumo de vapor nos cozedores pode ser estimado a partir da média simples das equações (3.11) e (3.12), utilizando-se preferivelmente de vapor V2. O consumo de vapor na destilaria se restringe ao vapor V1, e pode ser estimado a partir dos dados da Tabela 3.6 com as novas produções de etanol anidro e hidratado.

Por fim, analisando-se as sangrias de vapor no cenário projetado (Quadro 4.7), pode-se realizar um balanço de vapor na planta industrial (Quadro 4.9).

Quadro 4.9. Consumo de sangrias de vapor no cenário projetado.

Operação	Vapor Total [ton/h]	Vapor V1 [ton/h]	Vapor V2 [ton/h]
Aquecedores de Caldo	41,99	30,28	11,71
Aquecedor de Xarope	2,97	2,97	-
Radiador Secador	2,00	2,00	-
Cozimento (Broadfoot, 2001)	94,03	-	-
Cozimento (Payne, 1989)	87,53	-	-
Média do Cozimento	90,78		90,78
Aparelhos Etanol Hidratado	43,07	43,07	-
Aparelhos Etanol Anidro	31,72	31,72	-
Total	212,52	110,03	102,49

Para o consumo de vapor no cozimento, também pode-se utilizar vapor V1, caso seja necessário equilibrar o balanço de vapor na planta. Com as sangrias de vapor vegetal produzidas na evaporação de caldo e com os consumos em cada operação, pode-se estabelecer o balanço global das sangrias de vapor (Tabela 4.7), em que há um leve excedente tanto de V1 quanto de V2. Esse excedente pode ocorrer em função das variações no controle da evaporação, sendo eventualmente liberado para a atmosfera. Tal comportamento indica que, no cenário projetado, a geração de vapor é suficiente para atender à demanda do processo, com margem de segurança operacional.

Tabela 4.7. Consumo e alívio das sangrias de vapor vegetal.

Sangria de Vapor	Produção [ton/h]	Consumo [ton/h]	Alívio [ton/h]
V1	119,21	110,03	9,18
V2	103,81	102,49	1,33

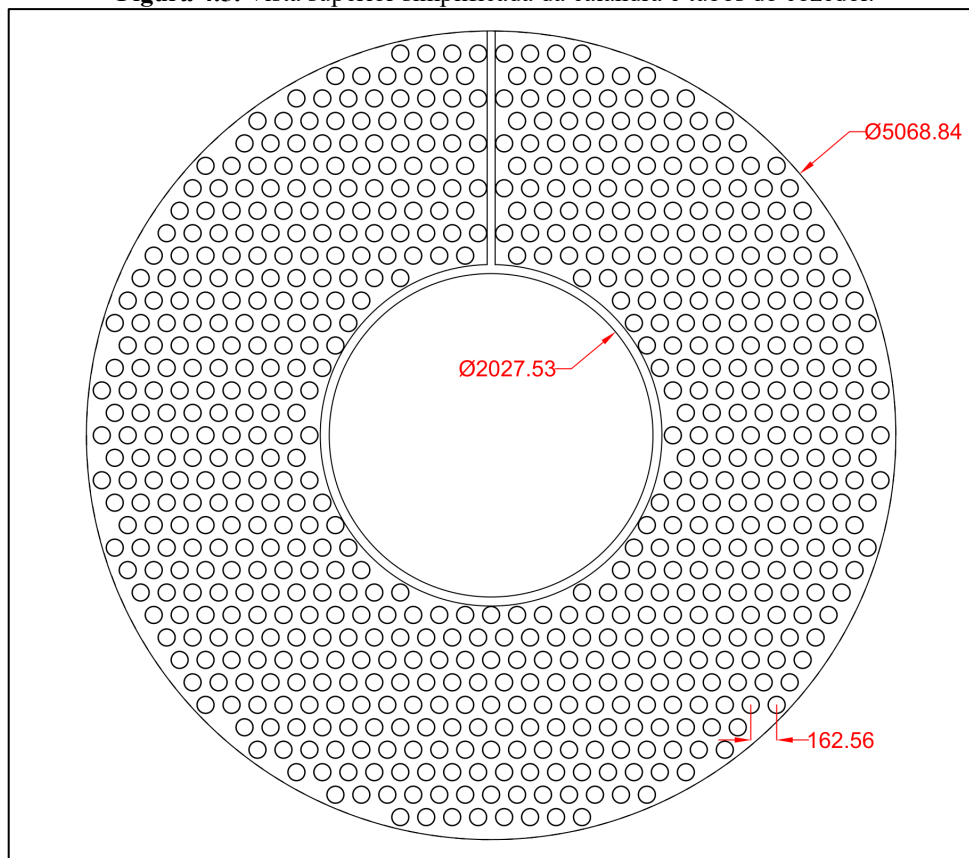
4.4 PROJETO DO COZEDOR DE MASSA B

Com os cálculos de balanço de massa no cenário de cozimento projetado, o novo cozedor de massa B deve ser projetado com volume de massa total igual a 450 HL (45 m³) e construído em Aço Inox 304, de modo a garantir boa vida útil e evitar troca de tubos da calandra. Assim, partindo-se das heurísticas da Tabela 3.3, amplamente detalhadas na Seção 2.7, realizou-se todos os cálculos das dimensões do cozedor através das equações (3.18) a (3.23) por meio de uma planilha de cálculos. Atingidas as restrições e heurísticas (Tabela 5),

a calandra e os tubos foram desenhados no *software* AutoCAD, já considerando o espaço ocupado pela tirada de gases incondensáveis (Figura 23), e o número de tubos foi contado a partir da função *COUNT* do *software*.

Com o número de tubos real (N_{Tubos}), a área de troca térmica foi calculada com as equações (3.21) a (3.23). Assim, compilou-se os dados finais das dimensões gerais do cozedor (Tabela 18).

Figura 4.5. Vista superior simplificada da calandra e tubos do cozedor.



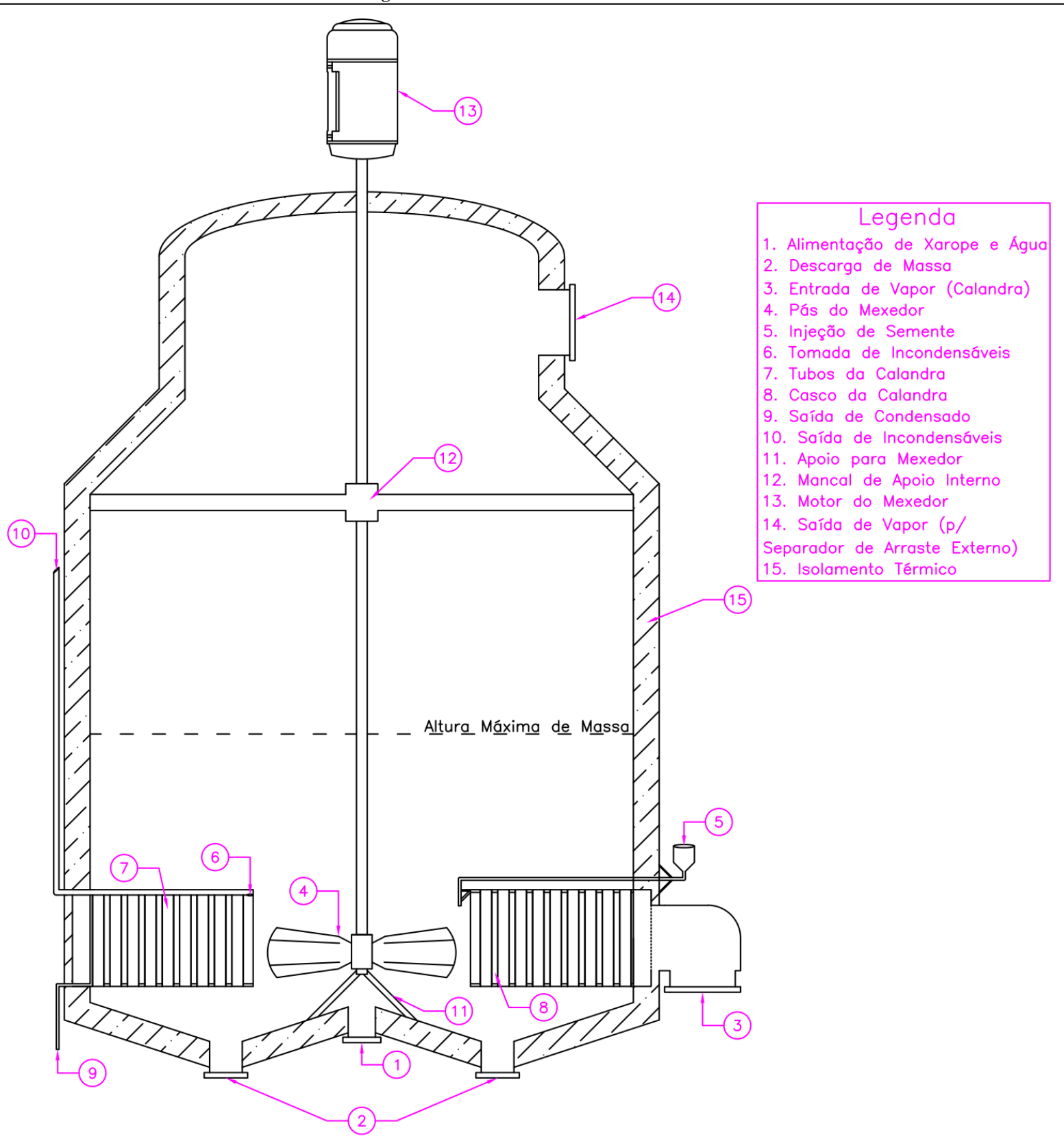
Fonte: Autoria própria.

Tabela 4.8. Dados finais das dimensões do cozedor.

Variável	Valor Final
Nº Tubos	679
Área de Troca [m ²]	235,44
Área de Troca [m ² /m ³ massa]	5,23
d ₁ [m]	5,069
d ₂ [m]	2,028
h ₁ [m]	1,45
h ₂ [m]	0,90
h ₃ [m]	0,15

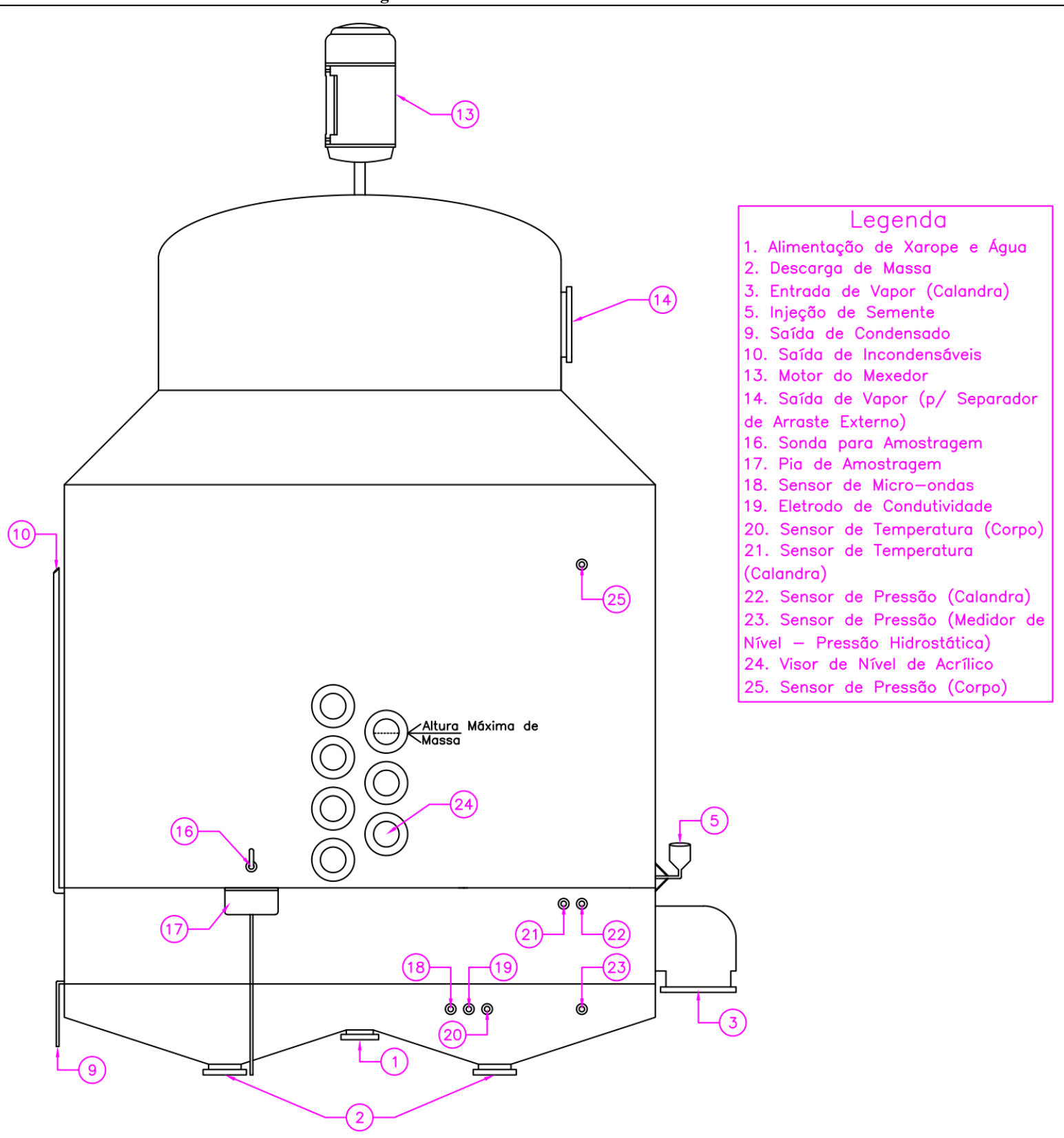
Com as dimensões finais, desenhou-se o cozedor por completo no *software* AutoCad® (Figura 4.6 e Figura 4.7), incluindo os acessórios adicionais, detalhados abaixo. Optou-se pela instalação de um separador de arraste externo, de placas chevron de forma zig-zag, tipicamente utilizadas para esta aplicação, como o da Figura 2.11. Do mesmo modo, o condensador barométrico optado também é do tipo multijato de contato direto, semelhante ao da Figura 2.12, com entrada de vapor pela lateral. O mexedor a ser instalado segue a recomendação de Tippens (1972), de potência igual a $1,6 \text{ kW/m}^3$ de massa que, com volume de cozedor igual a 45 m^3 , equivale a 72 kW.

Figura 4.6. Vista interna do cozedor de massa B.



Fonte: Autoria própria.

Figura 4.7. Vista frontal do cozedor de massa B.



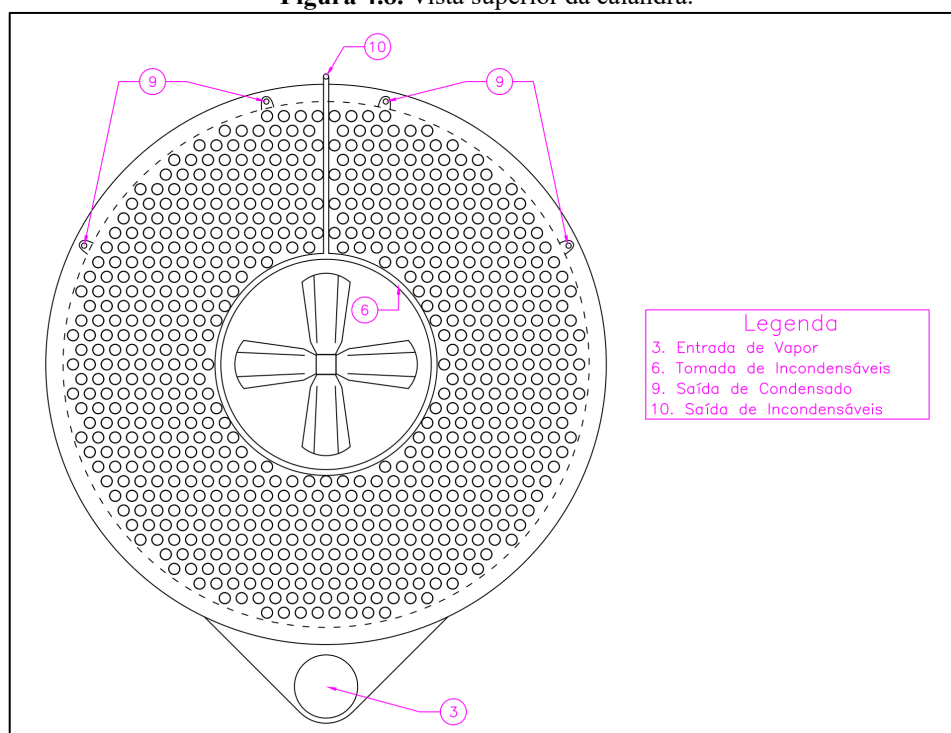
Fonte: Autoria própria.

A alimentação de xarope, água e méis é instalada na parte inferior do cozedor, de modo a carregar a massa em direção ao mexedor, propiciando a homogeneização da massa. As descargas de massa, por sua vez, seguem o padrão de cozedores com fundo “W”, auxiliando no seu escoamento em duas saídas. A injeção da semente ocorre por um funil externo ao cozedor, de modo a direcionar a semente para o centro do tubo de descida, favorecendo sua dispersão e crescimento, e, ao mesmo tempo, prevenindo sua incrustação ou estagnação e dissolução em áreas menos homogeneizadas. A amostragem para visualização dos cristais, como na Figura 2.6, é feita através de uma sonda.

Com relação ao mexedor de pás, baseou-se no mexedor *Kaplan* de Purdham e Cox (1990), e adicionou-se um mancal interno para estabilização do eixo e um apoio mais próximo às pás do mexedor, visando maior sustentação a fim de não forçar as engrenagens do redutor do motor, especialmente importante ao final do cozimento, quando a massa cozida encontra-se bem viscosa e densa. Por fim, o isolamento térmico do cozedor pode ser feito com lã de rocha, um componente isolante, não inflamável e comum para aplicação em cozedores e evaporadores de caldo.

A calandra, por sua vez, baseia-se na configuração recomendada por Rein (2013), com fluxo de vapor radial e tomada de gases incondensáveis ao centro (Figura 4.8), próximo ao tubo de descida de massa, e a retirada de gases incondensáveis com quatro saídas distintas, evitando o empoçamento de água no interior da calandra, prejudicial à troca térmica.

Figura 4.8. Vista superior da calandra.

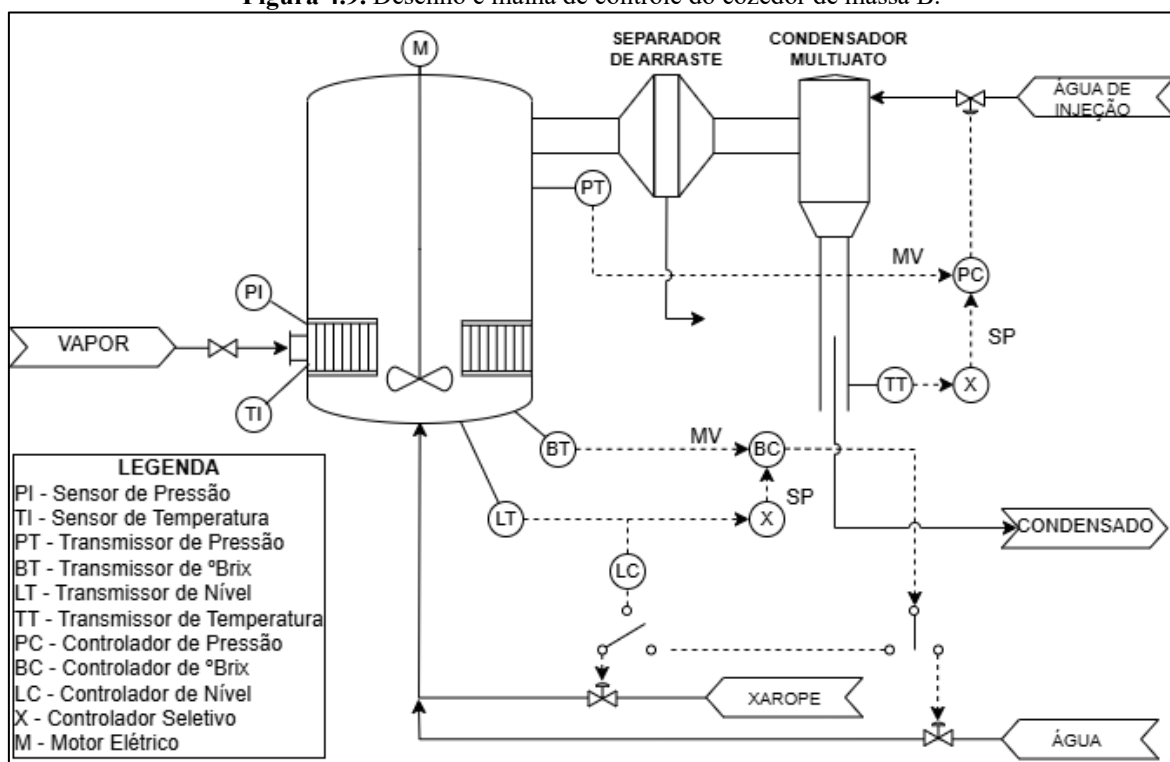


Fonte: Autorial própria.

Com relação aos instrumentos do cozedor, destaca-se os sensores de condutividade e de micro-ondas instaladas no corpo do cozedor, logo abaixo do tubo de descida de massa para melhor precisão por conta da homogeneização da massa nestes pontos. A sonda de micro-ondas mede o °Brix da massa cozida com precisão, enquanto o eletrodo de condutividade mede a condutividade elétrica da massa, que varia com a quantidade de sais, íons e água, importante para detectar o ponto final do cozimento. Com relação ao nível, projetou-se dois sensores de pressão, um no corpo acima da massa e outro próximo a tubulação de saída de massa, de modo a medir o nível da massa através de pressão hidrostática. Para acompanhamento da alimentação de vapor na calandra, também instalou-se um sensor de temperatura e pressão na calandra, e um sensor de temperatura para aferição da massa. Além disso, o sensor de temperatura na saída do condensador multijato instalado também é importante para controlar a temperatura no corpo do cozedor, conforme demonstrado no arranjo de controle da Figura 4.9.

Com relação aos laços de controle, utiliza-se dos arranjos típicos detalhados por Rein (2013) na Seção 2.7.6. Assim, o sistema de controle automático do cozedor é demonstrado na Figura 4.9, que demonstra o desenho simplificado do cozedor e seus acessórios externos (separador de arraste e condensador multijato).

Figura 4.9. Desenho e malha de controle do cozedor de massa B.



Fonte: Autoria própria.

Para o cozedor, projetou-se três laços de controle automático principais, de pressão do corpo, do °Brix e do nível da massa cozida, conforme demonstrado na Figura 4.9. A pressão do cozedor pode ser controlada indiretamente pela válvula de água de injeção ao condensador multijato, porém seu controle de duas variáveis: a pressão do corpo e a temperatura da água condensada na saída do multijato. O controlador seletivo (X) compara os dois sinais e decide qual deve ser enviado à válvula de controle com base na prioridade previamente programada.

O controle de nível, por sua vez, é operativo durante o enchimento e enquanto controlando o nível durante o período de concentração anterior à granagem, pela regulagem da válvula de alimentação. O transmissor de nível também detecta quando o nível máximo do cozedor foi atingido e inicia a fase final de concentração.

Já o controle da concentração de sólidos (°Brix) controla a concentração antes, durante e após a granagem, regulando a válvula de adição de água já que, uma vez estabelecido o grão, o crescimento de cristal se inicia com alimentação de mel ou xarope. Por fim, assim que o cozedor completa seu volume, a condutividade é reduzida progressivamente ao valor final de cozimento e o controlador admitirá água via válvula de controle de água se necessário durante este período.

4.5 AVALIAÇÃO ECONÔMICA

De início, baseando-se no aumento de produção de açúcar igual 192,08 ton/dia, calcula-se o ART Equivalente para sua produção pela equação (3.27) (Quadro 4.10). Assim, partindo das proporções de ART definidas no Quadro 3.2, define-se a quantidade de ART equivalente destinada a produção de cada etanol, tendo seus volumes calculados pela equação (3.28) e sua receita pelos preços de mercado da Tabela 3.5 (Quadro 4.11).

Quadro 4.10. Ganho de produção de açúcar e seu ART Equivalente.

Ganho de Produção de Açúcar [ton/dia]	192,08
Ganho de Produção de Açúcar [ton/safra]	38.416,37
ART Equivalente [ton/safra]	40.438,29

Quadro 4.11. Produções equivalentes de etanol e suas respectivas receitas de venda.

Etanol	ART Equivalente [ton]	Volume Equivalente [m³]	Receita
Anidro	15.288,15	9.183,57	R\$ 28.727.258,82
Hidratado	25.150,13	14.744,39	R\$ 40.336.748,62

Para determinar o ganho na receita com a produção de açúcar cristal branco, ao invés do etanol, utiliza-se o preço do açúcar da Tabela 3.5 e calcula-se a diferença (Quadro 4.12). Nota-se um ganho na receita considerável com a produção de açúcar ao invés do etanol.

Quadro 4.12. Receitas de cada produto, para cálculo de ganho.

Perda do Etanol Total	- R\$ 69.064.007,44
Ganho do Açúcar Cristal	R\$ 108.040.264,18
Ganho Receita	R\$ 38.976.256,74

Com relação aos custos do projeto, conforme definido nas premissas, não há alteração de custos relevantes ao longo de toda a planta. Portanto, os custos do projeto limitam-se aos custos relacionados ao novo cozedor de massa B e sua instalação. Com base na equação (3.30), calcula-se o custo total de cada equipamento, com o valor já corrigido segundo o CEPCI e com a conversão cambial considerada, de 5,72 R\$/US\$ (Tabela 4.9). Os cálculos de custos dos equipamentos com mais detalhes encontra-se no APÊNDICE E – Custos dos Equipamentos.

Tabela 4.9. Custo total dos equipamentos do projeto.

Equipamento	Custo Total Equipamento
Cozedor e Condensador	R\$ 10.067.951,33
Mexedor	R\$ 2.354.335,11
Sensores Temperatura	R\$ 131.788,80
Sensores Pressão	R\$ 90.604,80
Alarme de Nível	R\$ 7.550,40
Válvula de Controle (Semente)	R\$ 11.952,87
Válvulas de Controle (Alimentação)	R\$ 379.650,84
Válvula de Controle (Água Multijato)	R\$ 24.161,28
Instrumentação	R\$ 114.400,00
Separador de Arraste Externo	R\$ 150.000,00
TOTAL	R\$ 13.332.395,43

Além disso, com as considerações de projeto dada por Woods (2007), pode-se calcular o custo fixo de investimento pela equação (3.31), considerando gastos de instalação com empreiteiras, terceiros e contingências (Tabela 4.10). Assim, considera-se que todos os equipamentos auxiliares que por algum motivo possam não estar inclusos nos custos da

Tabela 4.9, são irrelevantes perto do custo total do cozedor completo (sonda micro-ondas, eletrodo de condutividade, isolamento térmico, dentre outros).

Tabela 4.10. Valores adicionais de projeto e custo fixo de investimento.

Adicionais de Projeto	Valor
Custo Total do Equipamento (Valor Base)	R\$ 13.332.395,43
Empreiteiro/Terceiros	R\$ 533.295,82
Contingência para Atrasos Inesperados	R\$ 1.666.549,43
Contingência para Mudanças de Escopo	R\$ 2.666.479,09
Capital Fixo de Investimento (Total)	R\$ 18.198.719,77

Por fim, o ganho financeiro global do projeto ao final da safra pode ser calculado pela (3.32), apresentando um potencial lucro líquido igual a R\$ 20,78 milhões (Quadro 4.13).

Quadro 4.13. Avaliação econômica do projeto.

Ganho Receita (Safra)	R\$ 38.976.256,74
Capital Fixo de Investimento (Total)	R\$ 18.198.719,77
Lucro do Projeto (Safra)	R\$ 20.777.536,97

4.6 CENÁRIO DE PRODUÇÃO E MIX DO AÇÚCAR

Com os ganhos de produção do açúcar e a consequente redução do etanol, faz-se um comparativo com as produções no cenário base do Quadro 3.1, e utiliza-se da equação (3.33) para o cálculo do Mix do Açúcar projetado, saindo de 56,33 para 65,20%.

Tabela 4.11. Cenários de produção e ganho de Mix do açúcar.

Acumulados na Safra	Cenário Atual	Cenário Projetado
Produção de Açúcar [ton]	242.545,85	280.962,22
ATR para Açúcar [ton]	256.623,584	297.061,87
Produção de Etanol Total [m ³]	240.532,74	216.604,77
ATR para Etanol Total [ton]	198.956,908	158.518,618
Mix do Açúcar [%]	56,33	65,20

5 CONCLUSÕES

O presente trabalho teve como objetivo propor e avaliar tecnicamente o projeto de um novo cozedor de massa B em uma usina sucroalcooleira, com o intuito de suprir a demanda de magma dos cozedores de massa A e, assim, aumentar o *Mix* açucareiro da unidade. Por meio da modelagem do processo de cozimento e da realização de balanços de massa nos setores da fábrica de açúcar, bem como da modelagem do sistema de evaporação e da elaboração de um balanço de vapor com base nas sangrias que alimentam os diversos setores da usina, foi possível verificar a viabilidade técnica da proposta.

Os resultados obtidos demonstraram que o *Mix* açucareiro da usina pôde ser elevado de 56,33% para 65,20%, representando um incremento na produção de açúcar cristal branco da ordem de 192,08 toneladas por dia. Além disso, confirmou-se a viabilidade econômica do projeto, com um ganho estimado de R\$ 20,78 milhões ao final de uma safra, já considerados os custos com aquisição e instalação dos equipamentos necessários.

Concluiu-se, portanto, que a proposta é viável tanto do ponto de vista técnico quanto econômico, com potencial direto de aplicação prática. O projeto elaborado pode servir como referência sólida para a implementação real de um novo cozedor de massa B na usina de estudo, viabilizando melhorias significativas no processo produtivo e contribuindo para a competitividade da unidade no setor açucareiro.

6 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- AEB. Há três décadas na liderança, Brasil pode ser fornecedor mundial de açúcar de cana**, 2024. Disponível em: <<https://www.aeb.org.br/assuntos-de-interesse/2024/10/ha-tres-decadas-na-lideranca-brasil-pode-ser-fornecedor-mundial-de-acucar-de-cana/>>. Acesso em: 15 jun. 2025
- ASADI, Mosen. **Beet-Sugar Handbook**. 1. ed. New York: John Wiley & Sons, 2006.
- AUSTMEYER, K. E. Analysis of sugar boiling and its technical consequences: Part II. Heat transfer during sugar boiling. **International Sugar Journal**, v. 88, n. 1046, p. 23–29, 1986.
- BAUSERMAN, H. M. A continuous rapid crystallizer. **Sugar y Azúcar**, v. 59, n. 4, p. 58–60, 1964.
- BCB. Focus - Relatório de Mercado**, 2025. Disponível em: <<https://www.bcb.gov.br/publicacoes/focus>>. Acesso em: 29 jun. 2025
- BROADFOOT, R. Planning changes to the process sections of raw sugar factories for increased cogeneration. **Proceedings of the Australian Society of Sugar Cane Technology**, v. 23, p. 395–402, 2001.
- BROADFOOT, R.; PENNISI, S. N. Pan/fugal station modeling for planning factory upgrades. **Proceedings of the Australian Society of Sugar Cane Technology**, v. 23, p. 351–360, 2001.
- BUBNIK, Z.; KADLEC, P.; BRUHNS, M. **Sugar Technologists Manual**. 8. ed. Berlin, Germany: Verlag Dr. Albert Bartens, 1995.
- CAMPOS, M. C. M. M.; TEIXEIRA, H. C. G. **Controles Típicos de Equipamentos e Processos Industriais**. 2. ed. São Paulo, Brasil: Blucher, 2010.
- CASTRO, Bruno J. C. De *et al.* Sucrose crystallization: modeling and evaluation of production responses to typical process fluctuations. **Brazilian Journal of Chemical Engineering**, v. 36, n. 3, p. 1237–1253, jul. 2019.
- CEPEA. Crystal Sugar Price Index**, 2025. Disponível em: <<https://www.cepea.org.br/en>>. Acesso em: 29 jun. 2025
- CHEN, James C. P.; CHOU, Chung-Chi. **Cane sugar handbook: a manual for cane sugar manufacturers and their chemists**. 12. ed. New York: John Wiley and Sons, 1993.
- CHORÃO, J. M. M. N. **Operação assistida por computador de um cristalizador evaporativo industrial de açúcar**. Tese de Doutorado—Porto, Portugal: Faculdade de Engenharia da Universidade do Porto, 1995.
- GEORGIEVA, P.; MEIRELES, M. J.; FEYO DE AZEVEDO, S. Knowledge-based hybrid modelling of a batch crystallisation when accounting for nucleation, growth and agglomeration phenomena. **Chemical Engineering Science**, v. 58, n. 16, p. 3699–3713, 1 ago. 2003.
- GUEST, K.; STARK, A.; STARZAK, M. Development and verification of an Aspen Plus® model of a sugarcane biorefinery. **South African Sugar Technologists Association**, v. 92, p. 254–273, 2019.
- HUGOT, Émile. **Manual da Engenharia Açucareira**. Tradução: Irmtrud Miocque. São Paulo, Brasil: Mestre Jou, 1969.
- JornalCana. Setor sucroenergético representa 2% do PIB brasileiro, afirma diretor do ITC**, 2019. Disponível em: <<https://jornalcana.com.br/mercado/setor-sucroenergetico-representa-2-do-pib-brasileiro-afirma-diretor-do-itc/>>. Acesso em: 15 jun. 2025
- JOURNET, G. Falling film evaporators in cane sugar mills. **Proceedings of International Society of Sugar Cane Technologists**, v. 25, p. 200–211, 2005.
- KELLY, F. H. C. The maximum viscosity of massecuites. **International Sugar Journal**, v. 59, p. 93, 1957.

- LOPES, Cláudio Hartkopf. **Tecnologia de Produção de Açúcar de Cana**. São Carlos, Brasil: EdUFSCar, 2013.
- LOVE, D. J.; MEADOWS, D. M.; HOEKSTRA, R. G. Robust design of an evaporator station as applied to the Xinavane rehabilitation project. **Proceedings of South African Sugar Technologists Association**, v. 73, p. 211–217, 1999.
- LUYBEN, W. L.; LUYBEN, M. L. **Essentials of process control**. New York: McGraw-Hill, 1997.
- MAPA. IN 47/2019. Instrução Normativa 47/2018. . 6 set. 2018.
- MCNULTY, K. J.; MONAT, J. P.; HANSEN, O. V. Performance of commercial chevron mist eliminators. **Chemical Engineering Progress**, v. 83, n. 5, p. 48–55, 1987.
- NovaCana. Na Tereos, o açúcar é quem manda – e o “complicado” etanol fica fora do radar**, 2024. Disponível em: <<https://www.novacana.com/noticias/tereos-acucar-manda-complicado-etanol-fica-fora-radar-240624>>. Acesso em: 15 jun. 2025
- ODLOAK, Darci; KWONG, Wu Hong. **Controle de Processos com Scilab**. São Carlos, Brasil: EdUFSCar, 2019.
- PAYNE, John Howard. **Operações Unitárias na Produção de Açúcar de Cana**. Tradução: Florenal Zarpelon. São Paulo, Brasil: Nobel: STAB, 1989.
- PERK, C. G. M. **The Manufacture of Sugar from Sugarcane**. Durban, South Africa: Hayne and Gibson, 1973.
- PERLINGEIRO, Carlos Augusto G. **Engenharia de Processos: Análise, simulação, otimização e síntese de processos químicos**. 1. ed. São Paulo, Brasil: Blucher, 2005.
- PURDHAM, P. R.; COX, M. G. S. Design and evaluation of a pan stirrer. **International Sugar Journal**, v. 92, n. 1100, p. 160–167, 1990.
- REIN, Peter. The effect of pan design and operation on white sugar quality. *In*: WORKSHOP ON WHITE SUGAR QUALITY. **Sugar Processing Research Conference**. 1988.
- REIN, Peter. **Engenharia do Açúcar de Cana**. Berlim, Alemanha: Verlag Dr. Albert Bartens, 2013.
- REIN, Peter; ECHEVERRI, L. F.; ACHARYA, S. Circulation in vacuum pans. **Journal of American Society of Sugar Cane Technologists**, v. 24, p. 1–17, 2004.
- RILLIEUX, Norbert. **Improvement in sugar-making**. New Orleans, Louisiana, 10 dez. 1846. Disponível em: <[https://patents.google.com/patent/US4879A/en?q=\(Norbert+Rillieux\)&oq=Norbert+Rillieux](https://patents.google.com/patent/US4879A/en?q=(Norbert+Rillieux)&oq=Norbert+Rillieux)>. Acesso em: 15 jun. 2025
- SASKA, M.; REIN, P. Supersaturation and crystal content control in vacuum pans. **Sugar Industry Technologists**, v. 60, p. 251–261, 2001.
- TIPPENS, D. E. Modern calandria vacuum pan design criteria. **Proceedings of Sugar Industry Technologists**, v. 31, p. 81–97, 1972.
- TROMP, L. A. Integral catch-alls. **International Sugar Journal**, v. 67, 1965.
- TURTON, Richard *et al.* **Analysis Synthesis And Design Of Chemical Processes**. 5. ed. London, England: Pearson Education, 2018.
- UNICA. Safra 24/25 é a segunda maior da história no CS**, 2025a. Disponível em: <<https://unica.com.br/noticias/safra-24-25-e-a-segunda-maior-da-historia-no-cs/>>. Acesso em: 15 jun. 2025
- UNICA. Etanol atinge maior oferta da história em 2024**, 2025b. Disponível em: <<https://unica.com.br/noticias/etanol-atinge-maior-oferta-da-historia-em-2024/>>. Acesso em: 15 jun. 2025
- VAN DER POEL, P. W.; SCHIWECK, H.; SCHWARTZ, T. **Sugar Technology**. Berlin, Germany: Verlag Dr. Albert Bartens, 1998.
- VAN HOOK, Andrew. Kinetics of Sucrose Crystallization. **Industrial & Engineering Chemistry**, v. 40, n. 1, p. 85–89, jan. 1948.

- WOODS, D. R. Appendix D: Capital Cost Guidelines. *In: Rules of Thumb in Engineering Practice*. New York: John Wiley & Sons, 2007. p. 376–436.
- WRIGHT, P. G. Circulation movements in sugar vacuum pans. *Proceedings of the Australian Society of Sugar Cane Technologists*, v. 33, p. 179–184, 1966.
- ZIEGLER, John. Sugar Boiling: Some Useful Strategies. *International Sugar Journal*, v. 40, n. 8, p. 8–15, 1978.

7 APÊNDICE A – Correlações e Equações

A equação de Antoine é a mais adequada para as relações entre a temperatura de saturação do vapor (t_{VS}), em °C, e a pressão correspondente (P_V), em kPa:

$$t_{VS} = -227,03 + \frac{3816,44}{18,3036 - \ln(7,5 \cdot P_V)} \quad (7.1)$$

Esta equação prevê a temperatura com precisão de 0,01 °C na faixa de 10 a 200 kPa e com 0,05 °C de precisão até 600 kPa. Segundo Rein (2013), o calor específico de vaporização (Δh_{VL}), em kJ/kg, é bem representado pela equação (7.2), a qual apresenta menor de 0,03% de erro na faixa de temperatura de 40 a 140 °C:

$$\Delta h_{VL} = 2492,9 - 2,0523 \cdot T - 0,0030752 \cdot T^2 \quad (7.2)$$

Do mesmo modo, a entalpia do vapor saturado (h_V), em kJ/kg, pode ser calculado pela equação (7.3), sendo precisa na faixa de 40 a 140°C.

$$h_V = 2502,04 + 1,8125 \cdot t + 2,585 \cdot 10^{-4} \cdot t^2 - 9,8 \cdot 10^{-6} \cdot t^3 \quad (7.3)$$

O calor específico c_p , em kJ/(kg · K), pode ser estimado pela equação (7.4) dada por Bubnik et al. (1995) para uma solução de pureza aparente P, sendo T a temperatura da solução em °C.

$$c_p = 4,1868 - \text{°Brix} \cdot (0,0297 - 4,6 \cdot 10^{-5} \cdot P) + 7,5 \cdot 10^{-5} \cdot \text{°Brix} \cdot T \quad (7.4)$$

8 APÊNDICE B – Dados Adicionais

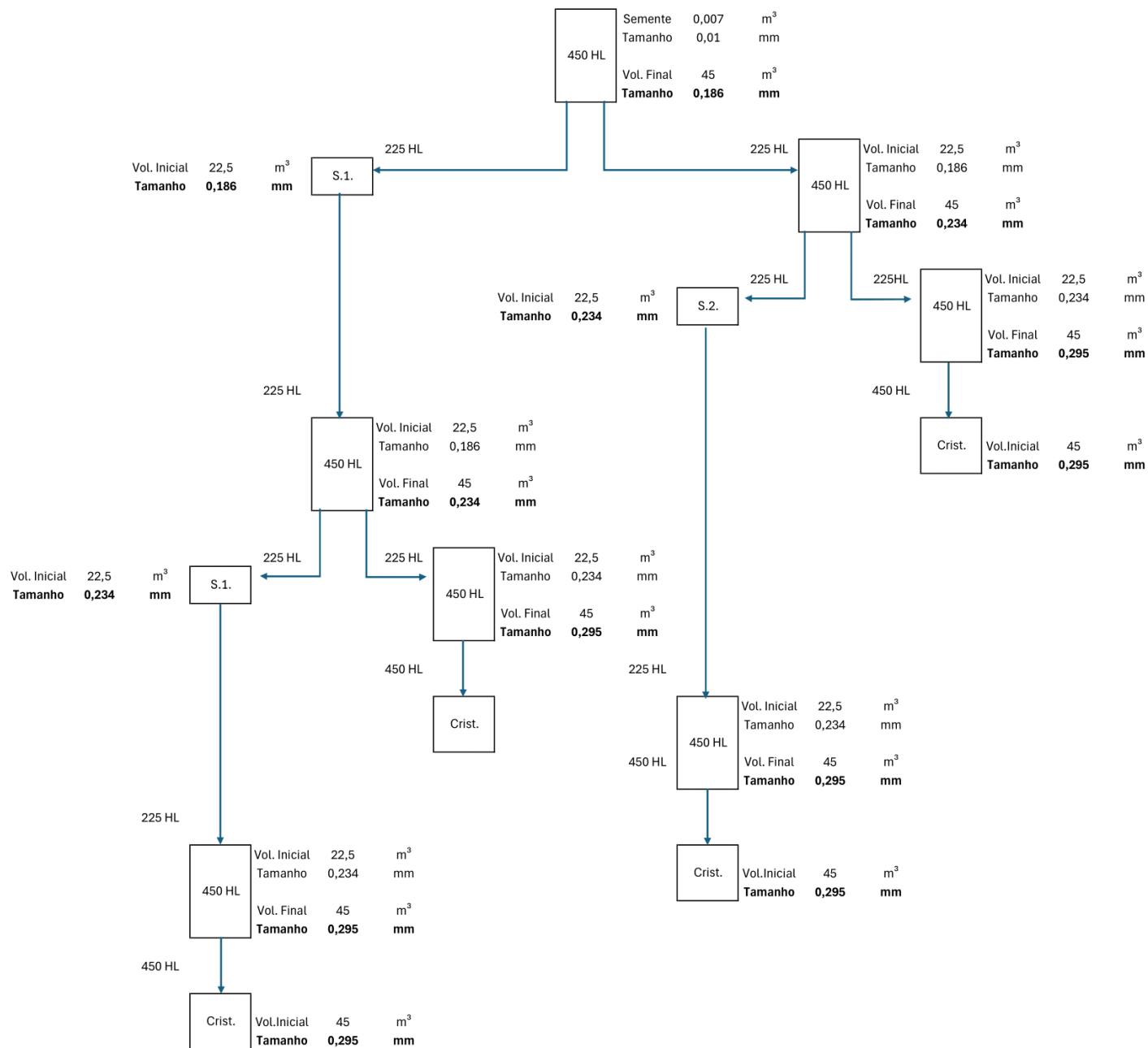
Tabela 8.1. Características das correntes na fábrica de açúcar.

Dados	°Brix ^[1]	Pureza ^[1] (%)	Densidade (ton/m ³)
Xarope	62,41	82,25	1,320 ^[2]
Mel Rico	82	76,00	1,440 ^[2]
Mel Pobre	82	70,00	1,440 ^[2]
Mel Final	85	53,27	1,460 ^[2]
Massa A	93	84,00	1,527 ^[2]
Massa B	93	70,00	1,527 ^[2]
Magma	93	95,00	1,527 ^[2]
Açúcar Cristal	-	99,82	1,586 ^[3]

Fonte: ^[1] Dados internos, ^[2] Asadi (2006), ^[3] Bubnik et al. (1995).

10 APÊNDICE D – Cortes e Crescimento dos Cristais no Cozedor de Massa B

COZEDOR DE MB NOVO (450 HL)



11 APÊNDICE E – Custos dos Equipamentos

Quadro 11.1. Custos detalhados de cada equipamento, com as correções e conversões monetárias.

Equipamento	FOB	Cost Bare Module (BM)	CEPCI	Cost Bare Corrigido (CEPCI)	Custo Total Equipamento	Fonte
Cozedor e Condensador	\$ 546.624,64	\$ 956.593,13	1000	\$ 765.274,50	R\$ 10.067.951,33	Woods (2007)
Mexedor	\$ 202.070,00	\$ 278.857,00	542	\$ 411.597,05	R\$ 2.354.335,11	CapCost (2017)
Sensores Temperatura	\$ 24.000,00	\$28.800,00	1000	\$ 23.040,00	R\$ 131.788,80	Woods (2007)
Sensores Pressão	\$ 8.000,00	\$ 13.200,00	1000	\$ 10.560,00	R\$ 90.604,80	Woods (2007)
Alarme de Nível	\$ 1.000,00	\$ 1.650,00	1000	\$ 1.320,00	R\$ 7.550,40	Woods (2007)
Válvula de Controle (Semente)	\$ 2.374,62	\$ 2.612,08	1000	\$ 2.089,66	R\$ 11.952,87	Woods (2007)
Válvulas de Controle (Alimentação)	\$ 75.423,32	\$ 82.965,66	1000	\$ 66.372,53	R\$ 379.650,84	Woods (2007)
Válvula de Controle (Água Multijato)	\$ 4.800,00	\$ 5.280,00	1000	\$ 4.224,00	R\$ 24.161,28	Woods (2007)
Instrumentação	\$ 25.000,00	\$ 25.000,00	1000	\$ 20.000,00	R\$ 114.400,00	Woods (2007)
Separador de Arraste	R\$ 100.000,00	R\$ 150.000,00	N. A	R\$ 150.000,00	R\$ 150.000,00	Dados Internos
Custo Total					R\$ 13.332.395,43	