

UNIVERSIDADE FEDERAL DE UBERLÂNDIA
FACULDADE DE ENGENHARIA QUÍMICA

JOÃO VITOR ROLANDI CHRUSCIAK

ETAPAS DE NUCLEAÇÃO E CRISTALIZAÇÃO E AVALIAÇÃO DE PARÂMETROS
DE PROCESSO NA FABRICAÇÃO DE AÇÚCAR

UBERLÂNDIA
2025

JOÃO VITOR ROLANDI CHRUSCIAK

ETAPAS DE NUCLEAÇÃO E CRISTALIZAÇÃO E AVALIAÇÃO DE PARÂMETROS
DE PROCESSO NA FABRICAÇÃO DE AÇÚCAR

Trabalho de Conclusão de Curso apresentado à
Faculdade de Engenharia Química da
Universidade Federal de Uberlândia como
requisito parcial para obtenção do título de
bacharel em Engenharia Química

Área de concentração: Processos,
Termodinâmica Química

Orientadora: Prof^a Dra. Miria Hespanhol
Miranda Reis

UBERLÂNDIA

2025

JOÃO VITOR ROLANDI CHRUSCIAK

ETAPAS DE NUCLEAÇÃO E CRISTALIZAÇÃO E AVALIAÇÃO DE PARÂMETROS
DE PROCESSO NA FABRICAÇÃO DE AÇÚCAR

Trabalho de Conclusão de Curso apresentado à
Faculdade de Engenharia Química da
Universidade Federal de Uberlândia como
requisito parcial para obtenção do título de
bacharel em Engenharia Química

Uberlândia

Banca Examinadora:

Prof^a. Dr^a. Miria Hespanhol Miranda Reis - UFU

Prof^a. Dr^a. Lidiane Pereira Bessa – UnB

Eng.^a Karolyna Barros Miguel – PPGEQ UFU

AGRADECIMENTOS

Em primeiro lugar, demonstro meu agradecimento pela oportunidade de ter sido orientado pela Prof^a. Dr^a. Miria, tanto em minha iniciação científica quanto em meu trabalho de conclusão de curso, os quais foram importantes para o meu desenvolvimento acadêmico e pessoal.

Em segundo lugar, expresso minha eterna gratidão aos meus pais, Orlando Chrusciak e Hercilia Claudia dos Santos e a minha irmã, Bartira, por todo o apoio durante a graduação e ensinamentos, pois, também, sem eles não seria possível o início e conclusão desse grande evento em minha vida. Agradeço pela minha família, em especial meus tios João, Maria Antônia, Paula e Gilmar, por todo o apoio e assistência que foi dada a mim e a meus pais.

Sou grato pela companhia e por todos os momentos vivenciados juntos com a Sarah, que esteve do meu lado me apoiando, tanto em momentos bons quanto em momentos críticos. Também sou muito grato pelos meus amigos, os quais fizeram parte da minha vida acadêmica e pessoal.

RESUMO

O presente trabalho possui como objetivos a apresentação do processo de fabricação de açúcar a partir da cana-de-açúcar, com ênfase nas etapas de nucleação e cristalização da sacarose, consideradas fundamentais para a eficiência da fábrica de açúcar e a qualidade do produto final. Inicialmente, serão discutidos os conceitos relacionados à matéria-prima e às principais etapas do processamento, como extração, tratamento de caldo e evaporação, até a obtenção do xarope. O foco principal do trabalho recairá sobre os mecanismos físico-químicos envolvidos na nucleação, definida como a organização inicial das moléculas de sacarose em estruturas estáveis, e na cristalização, em que ocorre o crescimento desses núcleos. Será verificado que a supersaturação atuará como força motriz desses fenômenos, sendo influenciada por variáveis como temperatura, pureza do licor, viscosidade da massa e presença de impurezas. Entre tais impurezas, a dextransa será analisada quanto ao seu papel duplo: favorece simultaneamente a nucleação pela redução da água livre, compromete o crescimento dos cristais ao aumentar a viscosidade e dificultar a difusão. Também serão descritas as zonas de solubilidade (insaturada, metaestável, intermediária e lábil), sendo evidenciado que a cristalização ideal ocorre na região metaestável, por permitir o crescimento sem formação excessiva de núcleos. Haverá o desenvolvimento de modelos matemáticos para quantificar a taxa de crescimento dos cristais e a energia livre envolvida na nucleação, permitindo verificar como o controle operacional adequado pode evitar a formação de cristais pequenos e heterogêneos, que dificultam a centrifugação e reduzem a recuperação da sacarose. Além disso, serão analisados esquemas industriais de cozimento e centrifugação, destacando-se estratégias que assegurem boa esgotabilidade do licor mãe e distribuição uniforme dos cristais. Será verificado que o controle preciso dos parâmetros de processo é essencial para otimizar a produção, elevar a recuperação e garantir a uniformidade e a qualidade do açúcar.

Palavras-chave: SACAROSE; CRISTALIZAÇÃO; NUCLEAÇÃO; AÇÚCAR; PROCESSOS.

ABSTRACT

This study aims to present the sugar manufacturing process from sugarcane, with an emphasis on the nucleation and crystallization stages of sucrose, which are considered fundamental to the efficiency of the sugar mill and the quality of the final product. Initially, concepts related to the raw material and the main processing steps—such as extraction, juice treatment, and evaporation until syrup formation—will be discussed. The main focus of the study will be on the physicochemical mechanisms involved in nucleation, defined as the initial organization of sucrose molecules into stable structures, and in crystallization, where the growth of these nuclei occurs. It will be shown that supersaturation acts as the driving force behind these phenomena, being influenced by variables such as temperature, liquor purity, massecuite viscosity, and the presence of impurities. Among these impurities, dextran will be analyzed for its dual role: while it promotes nucleation by reducing free water, it hinders crystal growth by increasing viscosity and restricting diffusion. The solubility zones (unsaturated, metastable, intermediate, and labile) will also be described, highlighting that ideal crystallization occurs in the metastable region, as it allows crystal growth without excessive nucleation. Mathematical models will be developed to quantify the crystal growth rate and the free energy involved in nucleation, enabling an assessment of how proper operational control can prevent the formation of small and heterogeneous crystals, which impair centrifugation and reduce sucrose recovery. Furthermore, industrial schemes for boiling and centrifugation will be analyzed, emphasizing strategies that ensure effective exhaustion of the mother liquor and uniform crystal distribution. It will be verified that precise control of process parameters is essential to optimize production, increase recovery, and ensure the uniformity and quality of the sugar.

Keywords: SUCROSE; CRYSTALLIZATION; NUCLEATION; SUGAR; PROCESSES

LISTA DE FIGURAS

FIGURA 1: PREÇO DO AÇÚCAR CRISTAL NOS ESTADOS DE SÃO PAULO, PERNAMBUCO, ALAGOAS E PARAÍBA.....	7
FIGURA 2: PROJEÇÃO DE CONSUMO, EXPORTAÇÃO E PRODUÇÃO DE AÇÚCAR (MILHÕES DE TONELADAS).....	8
FIGURA 3: COMPORTAMENTO DO PREÇO MÉDIO FRENTE AO ESTOQUE MUNDIAL DE AÇÚCAR.....	9
FIGURA 4: ROTAÇÃO ESPECÍFICA DAS MOLÉCULAS DE SACAROSE, FRUTOSE E GLICOSE.....	12
FIGURA 5: FLUXOGRAMA SIMPLIFICADO DE PRODUÇÃO DE AÇÚCAR E ÁLCOOL.....	13
FIGURA 6: FLUXOGRAMA BÁSICO DE TRATAMENTO DE CALDO.....	14
FIGURA 7: SISTEMA DE MÚLTIPLOS EFEITOS NA ETAPA DE EVAPORAÇÃO DO CALDO CLARIFICADO.....	15
FIGURA 8: SOLUBILIDADE DA SACAROSE EM ÁGUA PURA EM FUNÇÃO DA TEMPERATURA.....	18
FIGURA 9: REPRESENTAÇÃO DA DIFUSÃO E REAÇÃO SUPERFICIAL NA CRYSTALIZAÇÃO.....	19
FIGURA 10: VARIAÇÃO DA TAXA DE CRYSTALIZAÇÃO EM FUNÇÃO DA PUREZA E SUPERSATURAÇÃO A 70°C.....	20
FIGURA 11: DIAGRAMA DA ENERGIA LIVRE PARA NUCLEAÇÃO TRI-DIMENSIONAL.....	24
FIGURA 12: EFEITO DA SUPERSATURAÇÃO NA TAXA DE NUCLEAÇÃO.....	27
FIGURA 13: SETUP INDUSTRIAL DE UM COZEDOR DE BATELADA.....	28
FIGURA 14: ESQUEMA DE COZIMENTO DE 3 MASSAS POR MAGMA DUPLO.....	30
FIGURA 15: APLICAÇÃO DO DIAGRAMA DE COBENZE.....	32

LISTA DE TABELAS

TABELA 1: PARÂMETROS CINÉTICOS DA TAXA DE CRISTALIZAÇÃO NA PRESENÇA OU NÃO DE DEXTRANA.....	23
TABELA 2: PARÂMETRO ESTIMADOS DA ETAPA DE NUCLEAÇÃO NA PRESENÇA OU NÃO DE DEXTRANA.....	23
TABELA 3 RELAÇÃO DE PUREZA DAS MASSAS E MÉIS PARA CADA ESQUEMA DE COZIMENTO.....	32

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO	7
1.1	MOTIVAÇÃO	7
1.2	OBJETIVOS GERAIS.....	10
1.3	OBJETIVOS ESPECÍFICOS.....	10
2	REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	11
2.1	COMPOSIÇÃO DA CANA-DE-AÇÚCAR	11
2.2	VISÃO GLOBAL DO PROCESSO DE FABRICAÇÃO DE AÇÚCAR.....	13
2.3	PROCESSO DE CRISTALIZAÇÃO	16
2.4	PROCESSO DE NUCLEAÇÃO.....	23
2.5	PROCESSO DA FÁBRICA DE AÇÚCAR.....	28
3	CONCLUSÃO	34
	REFERÊNCIAS	35

1 INTRODUÇÃO

1.1 MOTIVAÇÃO

Historicamente, o açúcar é um produto agroindustrial essencial e consumido a nível mundial, podendo ser obtido por meio de diferentes fontes de matéria prima, dentre as quais se destacam a cana-de-açúcar, beterraba e milho. Nesta contribuição, tem-se como objeto de estudo o açúcar proveniente da cana-de-açúcar, dada a sua utilização em larga escala pelas usinas sucroalcooleiras, representando cerca de 80% da produção mundial de açúcar, sendo utilizada, predominantemente, pelas regiões da América Latina e Ásia (Rumánková et al, 2013).

Por mais que a indústria de refino de açúcar no Brasil tenha se iniciado somente nos primeiros anos do século XX, isto é, tardio (Rodrigues; Moraes, 2007), será identificada uma grande participação na produção e exportação do produto pelo Brasil no mercado global.

A título de conhecimento, é demonstrado, pela Figura 1, o histórico dos preços (US\$ à vista) do açúcar cristal nos estados de Alagoas, São Paulo, Pernambuco e Paraíba entre o período de abril/2016 e abril/2019.

Figura 1: Preço do açúcar cristal nos estados de São Paulo, Pernambuco, Alagoas e Paraíba.



Fonte: Vidal, 2021.

É nítido o decaimento do preço do açúcar durante o período de fevereiro de 2016 e agosto de 2018, momento marcado pelos baixos preços internacionais, dado pelo baixo volume de importação pelos países da União Europeia, Indonésia e China. A partir disso, os preços médios do mercado interno foram superiores às cotações do mercado externo, impactando em uma desestimulação e consequentemente redução de exportação (Vidal, 2021).

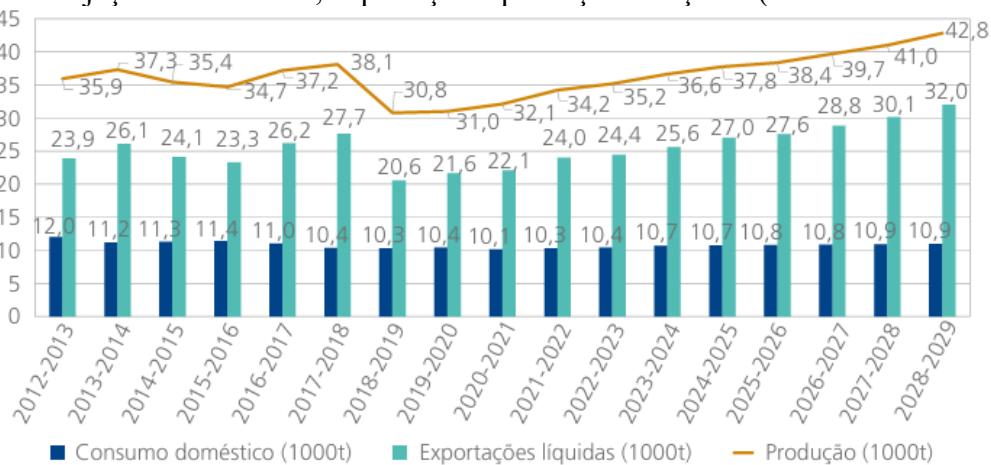
Ainda pela Figura 1, percebe-se uma tendência de aumento dos preços do açúcar a partir do período de outubro/2018, devido a uma escassez do produto no mercado global, dado por fatores como condições climáticas adversas na Índia e Tailândia, que prejudicaram sua produção (Vidal, 2021).

Atualmente, identifica-se uma perspectiva positiva referente ao mercado global de açúcar, apresentando um ótimo cenário de rentabilidade para os próximos anos, isto é, um aumento de preços, sendo o Brasil o maior produtor e exportador de tal *commodity* agícola, dada a sua condição geográfica favorável, além do desenvolvimento do mercado interno de etanol, o que favorece, direta ou indiretamente, a produção de açúcar (Milanez et al, 2024).

Pelo cenário de desvalorização do real com relação ao dólar e a queda do preço do petróleo por volta do início de 2020, que por sua vez afetou negativamente o preço do etanol no mercado interno, houve uma reação positiva e, portanto, atrativa, para a produção e exportação de açúcar, configurando uma tendência de alta para o mercado global (Vidal, 2021).

A título de informação, a Figura 2 demonstra a projeção de produção, consumo e exportação de açúcar para as próximas safras.

Figura 2: Projeção de consumo, exportação e produção de açúcar (milhões de toneladas).



Fonte: Milanez et al, 2024.

Percebe-se, claramente, que a tendência de produção de açúcar ao longo das safras é de crescimento, com perspectiva de produção de 42,8 milhões de toneladas ao final da década de 2020, com um consumo estabilizado em torno de 11 milhões de toneladas e uma crescente de exportação para 32 milhões de toneladas de açúcar. É importante salientar que a maior parcela de produção, conforme visualizado, é exportada, sendo o Brasil o maior exportador do produto no mercado global.

Sobre os estoques globais de açúcar, na última década, estes sofreram uma redução considerável, que por sua vez tem alimentado expectativas de elevação dos preços do açúcar no mercado nos próximos anos (Milanez et al, 2024).

Nesse contexto, enquanto persistir a tendência de redução dos estoques mundiais, a manutenção do cenário de valorização do açúcar pode afetar também o mercado de etanol, com menor crescimento da oferta do biocombustível (Milanez et al, 2024). É possível visualizar tal cenário pela Figura 3, a partir de 2021, a qual dita o comportamento do preço frente ao estoque.

Figura 3: Comportamento do preço médio frente ao estoque mundial de açúcar.



Fonte: Milanez et al, 2024.

Por fim, com base nas projeções de consumo e produção, espera-se que a demanda aumente nos próximos anos sem que os demais principais produtores globais tenham condições de atender integralmente a isso, o que pode levar a um cenário de valorização dos preços no mercado internacional (Milanez et al, 2024).

1.2 OBJETIVOS GERAIS

Diante do exposto na Subseção 1.1, identifica-se a participação relevante do Brasil no mercado global de açúcar e as tendências positivas do mercado. Com isso, o presente trabalho possui como objetivo central o estudo do processo de fabricação de açúcar e a avaliação da influência de parâmetros na qualidade do processo.

1.3 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

Tem-se como objetivos específicos a abordagem e o conhecimento dos processos de nucleação e cristalização na fabricação de açúcar e a influência de variáveis termodinâmicas, cinéticas e de processos na fabricação do açúcar, além do conhecimento geral das etapas de processo da fabricação de açúcar, envolvendo as etapas de extração, tratamento de caldo, evaporação e fabricação de açúcar propriamente dito.

2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2.1 COMPOSIÇÃO DA CANA-DE-AÇÚCAR

Inicialmente, para que se tenha um melhor entendimento do processo e suas características, faz-se necessária a abordagem da estrutura e composições da cana-de-açúcar, tais como a quantidade, em massa, de fibra, água e sólidos solúveis na cana, bem como a influência de outros fatores que impactam na qualidade da mesma, consequentemente na qualidade final do açúcar.

No Brasil, a cana possui, em média, cerca de 13,3% de fibra, 70,5% de umidade e 16,2% de brix, isto é, a quantidade de sólidos solúveis existentes no caldo da cana. Obviamente que há diversos fatores que impactam na composição da cana, como o tempo de safra, a maturidade da cana, além das condições geográficas impostas para o cultivo da gramínea. Outro fator importante é a quantidade de pontas e folhas, quando presentes em excesso, reduzem a pureza do caldo significativamente, dado pelo aumento de fibras e cinzas (Rein, 2013).

A fibra da cana-de-açúcar, por sua vez, é uma mistura de celulose, hemicelulose, lignina e uma pequena parcela de cinza, constituindo cerca de 40, 33, 22 e 5%, respectivamente. Um fato interessante é que a quantidade de fibra no colmo (caule), é função de seu comprimento e diâmetro, uma vez que a casca está numa proporção maior em canas de diâmetro menor (Rein, 2013). É importante salientar que a fibra apresenta uma parcela de água, chamada de “água sem Brix”. De acordo com Fourmond (1965), a água sem Brix é ligada à fibra, não sendo extraída no processo de extração.

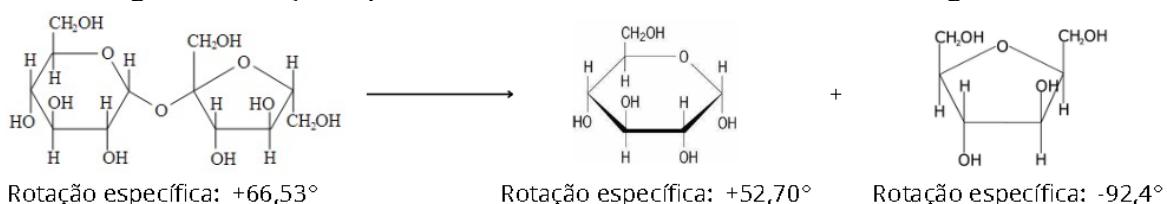
É importante pontuar que, dentre os sólidos solúveis no caldo de cana, há nele açúcares e não-açúcares. Em média há cerca de 12,5 a 23,5% de açúcares e 1,5 a 2,5% de não açúcares. Os açúcares são constituídos por dois monossacarídeos e um dissacarídeo. No caso dos monossacarídeos estão presentes a glicose e frutose, também chamados de açúcares redutores, enquanto para o dissacarídeo há a presença da sacarose.

Avalia-se que há cerca de 0,5% de açúcares redutores dos açúcares presentes, sendo a sacarose o açúcar em maior concentração. Os não-açúcares, por sua vez, estão presentes na

forma de bagacilhos, sais, ácidos inorgânicos e orgânicos, cera, corantes, entre outros (Francisco, 2019).

A partir disso, a Figura 4 abaixo ilustra a reação entre a glicose, frutose e sacarose.

Figura 4: Rotação específica das moléculas de sacarose, frutose e glicose.



Fonte: Adaptado de Francisco, 2019.

Como é possível visualizar acima, pelo sinal positivo de rotação específica da molécula de sacarose (+66,53°), conclui-se que se trata de uma molécula dextrorrotatória, pois pela presença de luz polarizada, há o desvio da luz para o sentido da direita. Para a molécula de glicose há o mesmo comportamento, com o valor de +52,70°. Já para a molécula de frutose (-92,4°), há o desvio da luz para o sentido da esquerda, portanto levorrotatória (Francisco, 2019).

Diante do exposto, é importante salientar que os valores de rotação específica apresentados são válidos para um valor de temperatura de 20°C e que apenas moléculas quirais apresentam tais fenômenos de desvio de luz.

Percebe-se que para a mistura equimolar dos dissacarídeos, a soma das rotações específicas de glicose e frutose resulta em um valor de -39,7°. Com isso, conclui-se que a solução de sacarose sofre inversão, uma vez que quando há a formação de glicose e frutose, o sentido da luz polarizada sofre desvio para a esquerda; diferentemente da sacarose, a qual possui característica dextrorrotatória. Fatores como temperatura, potencial hidrogeniônico (pH) e ações microbiológicas podem favorecer a inversão da sacarose (Francisco, 2019).

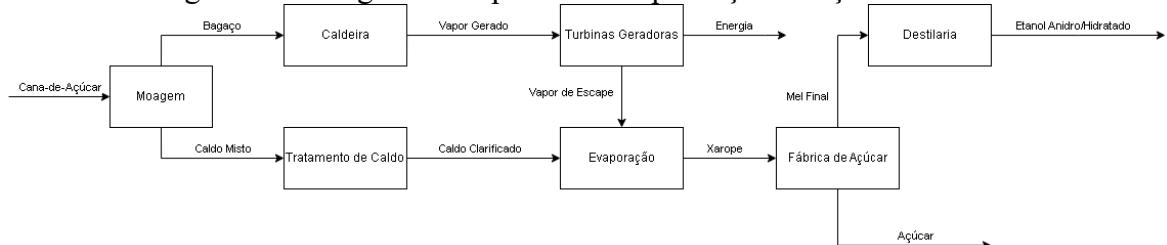
Segundo Bubník et al (1995), acima do ponto de fusão, a sacarose está sujeita a uma decomposição térmica muito intensa. Em temperaturas acima de 170 °C, formam-se glicose, frutose e outros açúcares. O aquecimento posterior produz substâncias de caramelo e gases combustíveis e, finalmente, carbono do açúcar.

Definições como pol, brix e pureza serão parâmetros importantes para o entendimento da fabricação de açúcar, sendo a pol o teor de sacarose no caldo, brix o teor de sólidos no caldo e a pureza sendo a razão entre pol e brix, avaliando o teor de sacarose em relação ao teor de materiais solúveis (Rein, 2013).

2.2 VISÃO GLOBAL DO PROCESSO DE FABRICAÇÃO DE AÇÚCAR

Antes de ser discutido o processo em específico, que ocorre na fábrica de açúcar, pode ser visualizado, pela Figura 5, o processo simplificado de produção de açúcar, bem como a destinação do mel final para a produção de álcool de uma usina sucroalcooleira, além do aproveitamento do bagaço da cana para a produção de vapor nas caldeiras e utilização deste para a produção e exportação de energia.

Figura 5: Fluxograma simplificado de produção de açúcar e álcool.



Fonte: Autor.

Como é possível visualizar pelo diagrama de blocos da Figura 5, ainda que simplificado, percebe-se que há uma série de etapas para a obtenção dos produtos finais, no caso de uma usina sucroalcooleira, a obtenção de açúcar e álcool, neste caso sendo possível a obtenção de etanol anidro ou hidratado, dependendo da configuração do processo da usina e perspectivas de mercado. No caso do presente trabalho, inicialmente será abordado, de forma simplificada, todas as etapas para a produção de açúcar e posteriormente será exposta e discutida, de forma específica, a fábrica de açúcar.

Inicialmente o processo é dado pelo recebimento da cana e avaliação desta para o pagamento aos fornecedores. Um parâmetro que é utilizado para o pagamento da cana é o ATR (Açúcares Totais Recuperáveis), que indica a capacidade da cana-de-açúcar de ser transformada em açúcar ou etanol. O valor da cana para uma usina depende da quantidade de açúcar que pode ser recuperada dela e do custo associado ao seu processamento (Rein, 2013).

Após o o recebimento e pagamento da cana, esta é recebida e encaminhada para a moagem. O objetivo da moagem é separar o caldo da cana, contendo sacarose, do restante da cana, a qual consiste principalmente de fibra. A etapa de moagem pode ser utilizada por moendas e/ou por difusores, ambas possuindo o mesmo objetivo; a extração do caldo.

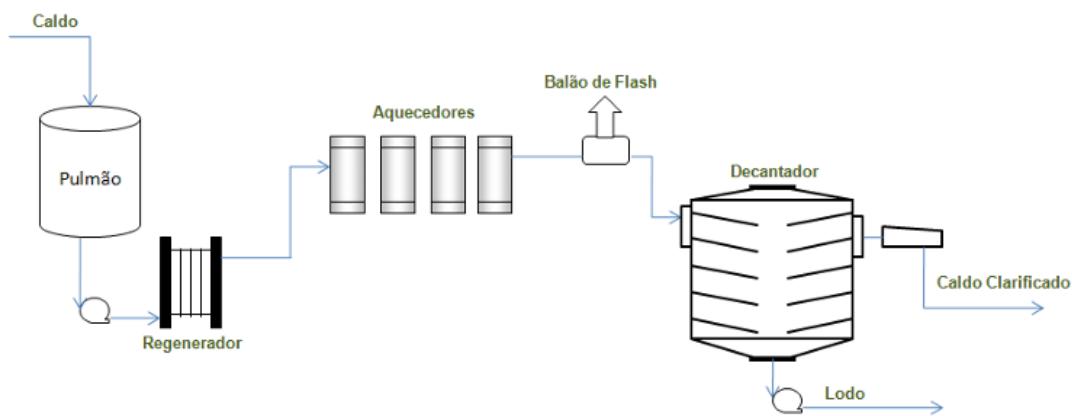
A extração pelas moendas trata-se de, a grosso modo, “espremer” a cana entre uma série de rolos sob pressão (Davies, 1938). Já na utilização de difusores, como o próprio nome relata, há a ocorrência de transferência de massa por meio da difusão. É um processo em que moléculas dissolvidas em soluções de diferentes concentrações são difundidas em função de um gradiente de concentração, até o equilíbrio ser atingido (Rein, 2013).

Há dois parâmetros muito importantes que ditam a eficiência da extração: a taxa de embebição e preparo da cana. De acordo com Hugot (1969), quando o bagaço é submetido a pressões consideráveis e repetidas, o bagaço permanece com umidades mínimas de 45 a 48%. Posto isso, a taxa de embebição é utilizada como um artifício para retirar a umidade mínima do bagaço, a qual conserva uma parcela significante de cado.

O preparo da cana, por sua vez, tem como objetivo romper o máximo de células de cana que contém açúcar para facilitar sua extração, por meio da redução da cana em pequenas partículas que permitam que o caldo seja extraído, uma vez que o açúcar presente no caldo encontra-se, em sua grande maioria, nas células do parênquima da parede celular da cana (Rein, 2013).

Após a etapa de moagem, há a etapa de tratamento de caldo, que visa eliminar totalmente ou parcialmente compostos indesejáveis presentes no caldo extraído, que podem prejudicar na má formação de cristais, viscosidade e em sua coloração (Francisco, 2019). A Figura 6 exemplifica um fluxograma básico de tratamento de caldo.

Figura 6: Fluxograma básico de tratamento de caldo.



Fonte: Francisco, 2019.

Como é possível visualizar pela Figura 6, a etapa de tratamento consiste na alimentação de caldo para um tanque de armazenamento para alimentação das demais partes do processo,

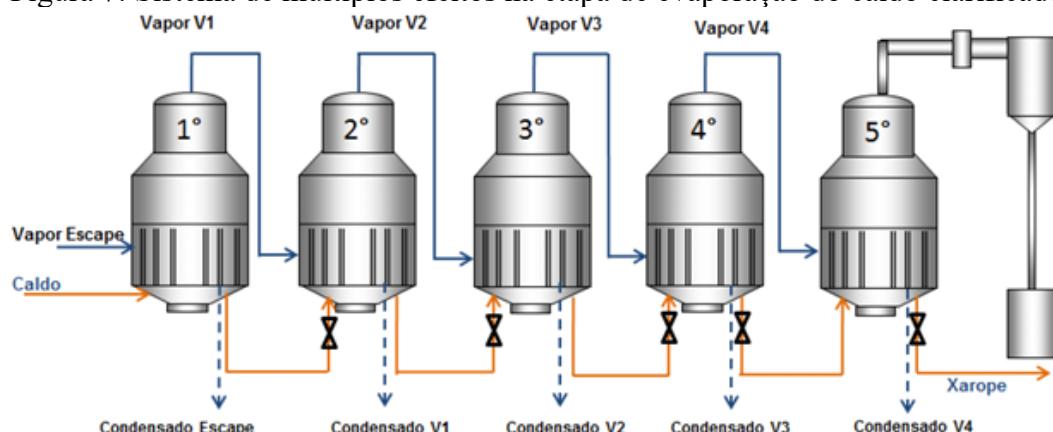
chamado tanque pulmão. Após o bombeamento do caldo pelo tanque pulmão, há diversas etapas de tratamento, como químico, físico e térmico (Francisco, 2019).

Para o tratamento químico, há o processo de caleação, com o objetivo de ajustar o pH do caldo para valores entre 6,8 e 7,2, pois como abordado, a depender do pH, a sacarose pode sofrer inversão. Além da função de ajuste de pH, a caleação, juntamente com a fosfatação, outro tratamento químico, possui como objetivo a formação de sais que auxiliam na formação de pequenos flóculos a partir da aglomeração de impurezas, facilitando na decantação de compostos indesejáveis (Francisco, 2019).

Após os tratamentos químicos, há a etapa de tratamento térmico. A etapa de aquecimento pode ser dada por regeneradores, os quais reutilizam condensados de vapores da etapa de evaporação, para o aquecimento do caldo caleado, seguido de aquecedores tubulares. Após os aquecedores tubulares há o *flasheamento* do caldo, visando a remoção de gases dissolvidos no caldo que podem prejudicar na decantação. A etapa de aquecimento reduz a viscosidade do caldo, remoção dos gases dissolvidos e assepsia térmica, que facilita a decantação (Francisco, 2019). É importante ressaltar que a configuração da etapa de aquecimento depende de cada usina e sua integração energética.

Após a decantação, há a retirada de lodo para o tratamento devido e a obtenção de caldo clarificado. Após isso, o clarificado é alimentado no processo de evaporação, utilizando evaporadores de múltiplos efeitos para a obtenção de xarope, sendo este encaminhado para a fábrica de açúcar. A Figura 7 demonstra a etapa de evaporação pelo sistema de múltiplos efeitos.

Figura 7: Sistema de múltiplos efeitos na etapa de evaporação do caldo clarificado.



Fonte: Francisco, 2019.

A Figura 7 demonstra um sistema de múltiplo efeito em que o caldo clarificado entra no pré-evaporador (1º efeito) e em seguida passa pelos demais efeitos até sair pelo último estágio na forma de xarope, com um brix desejável de 65%. Observa-se também que o vapor gerado no primeiro efeito é enviado para a calandra do efeito seguinte, gerando assim uma economia de energia térmica (Francisco, 2019).

Interessante pontuar que apenas o 1º efeito recebe fonte externa de calor, na forma de vapor de escape. Lembrando que o vapor produzido nas caldeiras, resultado da vaporização da água de alimentação nas caldeiras, é encaminhado às turbinas para a produção do vapor de escape, cuja pressão é estabelecida entre 1,3 e 1,7 kgf/cm² (Merheb, 2009). Após isso, a evaporação ocorre gerando os vapores vegetais V1, V2, V3 e V4, os quais servirão de fonte de calor para os demais efeitos até a formação do xarope (Francisco, 2019).

2.3 PROCESSO DE CRISTALIZAÇÃO

A sacarose é altamente solúvel em água: uma solução em equilíbrio termodinâmico com uma fase sólida de sacarose, contém aproximadamente duas partes de sacarose para uma parte de água à temperatura ambiente e aproximadamente cinco partes de sacarose para uma parte de água a 100 °C (Rein, 2013).

Sabe-se que a solubilidade aumenta de acordo com a temperatura. Segundo Hugot (1969), a 40°C é possível dissolver cerca de 2,334 kg de açúcar puro em 1 kg de água; já para 80 °C, 3,703 kg de açúcar. Quando uma solução contém a quantidade total de açúcar que é capaz de dissolver, tal solução é denominada “saturada” (Hugot, 1969). É importante salientar que tais exemplos são para soluções puras, visto que no processo há outros sólidos, além da sacarose, presentes no caldo, o que varia a solubilidade do açúcar na solução impura.

De acordo com Hugot (1969), a solubilidade do açúcar diminui na mesma proporção que a pureza, sendo os açúcares redutores os principais responsáveis por exercerem o papel na diminuição da solubilidade.

Um dos parâmetros que são utilizados para verificar a solubilidade da sacarose em meio a soluções impura é o coeficiente de saturação (CS), definida pela razão entre concentração de sacarose em uma solução saturada impura e concentração de sacarose em uma solução saturada pura. De acordo com Rein (2013), a relação pode ser expressa pela Equação 01:

$$CS = \frac{(w_s/w_w)_{sat,i}}{(w_s/w_w)_{sat,p}} \quad (1)$$

Na Equação 01 w_s e w_w referem-se às massas de sacarose e água, sendo a relação de massas referente à solução saturada impura no numerador e solução saturada pura no denominador da equação.

Com a finalidade de avaliar se tal solução encontra-se saturada, supersaturada ou insaturada, é utilizada a Equação 02, sendo avaliado por meio do coeficiente de superstauração (y), expresso por Rein (2013).

$$y = \frac{w_s/w_w}{(w_s/w_w)_{sat}} \quad (2)$$

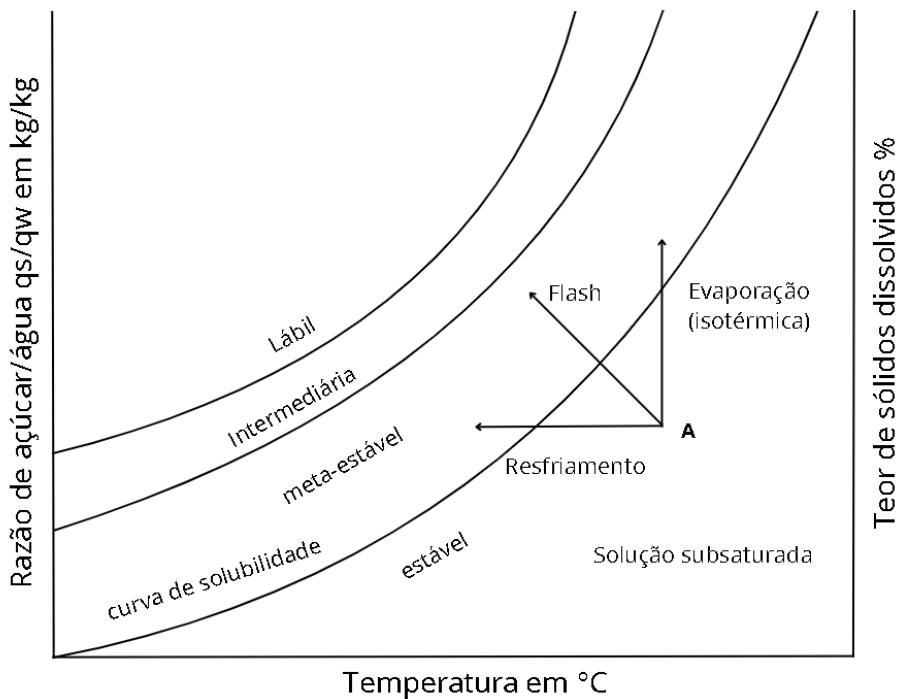
Caso $y = 1$, a solução será dada como saturada, para $y > 1$, a solução será supersaturada e por fim, se $y < 1$, tal solução será classificada como insaturada. É importante salientar que tais razões são calculadas para uma mesma temperatura e pureza. Tais conceitos são a base para o entendimento das zonas de solubilidade, que por sua vez são importantes para o entendimento do processo de cristalização.

Para que a cristalização ocorra, é indispensável que haja uma supersaturação acentuada (Hugot, 1969). De acordo com Rein (2013), o crescimento do cristal pode ser considerado um processo progressivo, sendo a força motriz para a cristalização o grau de supersaturação. Na cristalização as moléculas de sacarose tendem a migrar para o cristal e assim são incorporadas em sua estrutura.

A Figura 8 aborda as zonas de solubilidade em função da temperatura e coeficiente de supersaturação.

Figura 8: Solubilidade da sacarose em água pura em função da temperatura.

Coeficiente de supersaturação $y = 1,3 \quad y = 1,2 \quad y = 1,0$



Fonte: Adaptado de Rein, 2013.

A curva $y_p = 1$, representa a curva de saturação. Abaixo desta, caracteriza-se a região insaturada e, acima, supersaturada. A região entre as curvas de 1,0 e 1,2 é conhecida por região metaestável, já a região que compreende entre as curvas de 1,2 e 1,3 é classificada como intermediária. Acima da curva de $y_p = 1,3$, a região é dada pela zona lábil.

Na região metaestável os cristais de açúcar crescerão, mas núcleos novos de açúcar não se formam, sendo esta região em que a cristalização deve ser controlada no processo. Já na zona intermediária, ocorre não só o crescimento do cristal, mas também a formação de núcleos na presença de cristais de açúcar. Por fim, na região lábil ocorre a formação de núcleos espontaneamente (Rein, 2013).

Pela Figura 8, percebe-se que um ponto na região subsaturada, ponto A, poderá ser movido para a região de supersaturação por meio da evaporação a temperatura constante, evaporação *flash* e resfriamento a uma concentração de sólidos constante. Segundo Hugot (1969), a separação entre as regiões lábil e metaestável é fortemente dependente da pureza e que por ser uma zona tão reduzida, não possui alguma importância, na prática.

A cristalização envolve a etapa de migração da sacarose e a etapa de incorporação da molécula no cristal, portanto há duas etapas na cristalização, sendo as de difusão e reação

superficial. Partindo desse ponto, Rein (2013) utiliza da teoria da difusão, em que são utilizadas duas equações para a representação das duas etapas, dadas pelas Equações 3 e 4, sendo a 3 representada pela etapa da difusão e a 4, pela reação superficial.

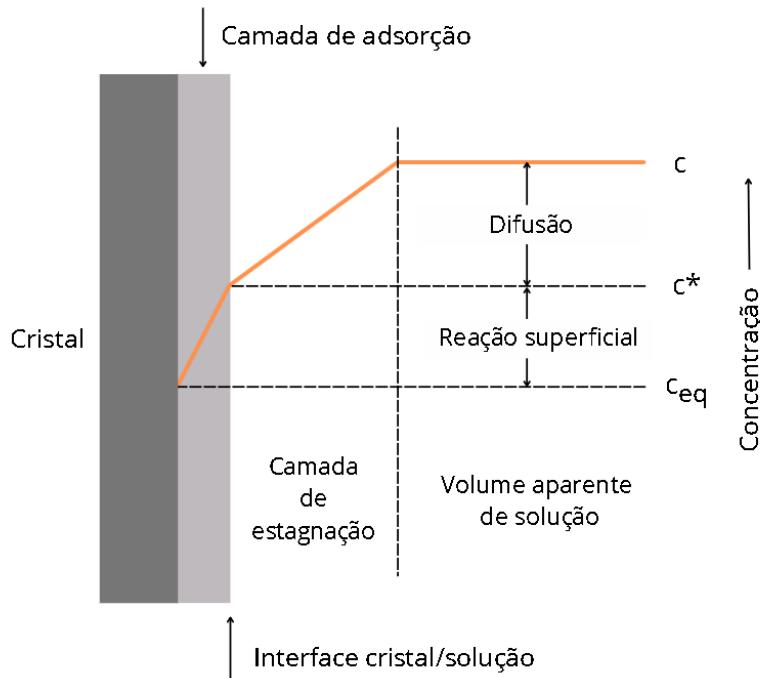
$$\frac{dm}{d\tau} = k_D A(c - c^*) \quad (3)$$

$$\frac{dm}{d\tau} = k_R A(c^* - c_{eq}) \quad (4)$$

A variável A representa a área superficial do cristal, k_D e k_R as constantes de taxa de difusão e reação superficial, respectivamente e as concentrações c , c^* e c_{eq} , as quais são da solução como um todo, da interface cristal superfície e em equilíbrio, respectivamente.

As duas equações são simplificações, pois a incorporação na estrutura ocorre em etapas, incluindo a adsorção na superfície, a migração para um local adequado e a anexação ao cristal (Rein, 2013). A Figura 9 esquematiza as duas etapas que ocorrem na cristalização.

Figura 9: Representação da difusão e reação superficial na cristalização.

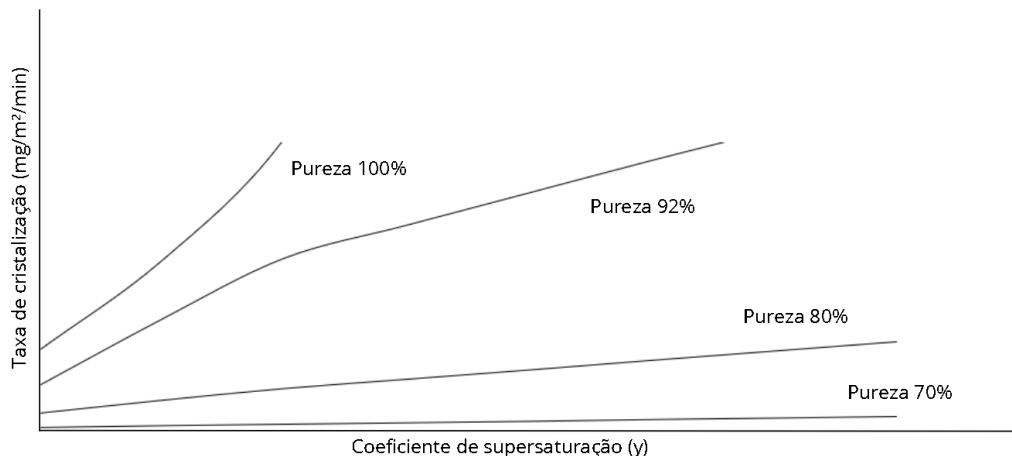


Além disso, a velocidade de cristalização é dependente da viscosidade da massa, temperatura (que por sua vez a viscosidade é dependente), supersaturação e pureza do licor mãe

(Hugot, 1969). Segundo Lionnet (1998), por meio de um experimento realizado, constatou-se que a aplicação de polissacrídeos, para o aumento da viscosidade, pode aumentar a taxa de transferência de impurezas no cristal.

Por meio de um conjunto de dados de taxa de cristalização avaliado por Honig (1959), em função pureza e coeficiente de supersaturação a 70°C, foi possível visualizar o comportamento da taxa de cristalização com a variação da pureza, como representa a Figura 10.

Figura 10: Variação da taxa de cristalização em função da pureza e supersaturação a 70°C.



Fonte: Autor.

Percebe-se que, pela Figura 10, para o mesmo grau de supersaturação, a taxa de cristalização cresce com o aumento da pureza, confirmando o que foi abordado e discutido acima, além de que para uma mesma pureza e uma maior supersaturação, há um aumento da taxa de cristalização, confirmando a existência da supersaturação como força motriz para a taxa.

Vale ressaltar que, à medida que a temperatura diminui, é necessário aumentar a supersaturação a fim de manter uma mesma velocidade de cristalização (Hugot, 1969). De acordo com Rein (2013), as Equações 3 e 4 podem ser combinadas de tal forma que representem Equação 05.

$$\frac{dm}{d\tau} = k_G A(c - c_{eq}) \quad (5)$$

Na Equação 05, k_G pode ser expresso pela Equação 06:

$$k_G = \frac{k_D/k_R}{k_D+k_R} \quad (6)$$

Para temperaturas menores que 40°C, a etapa controladora do processo é dada pela etapa de reação superficial, em que $k_G = k_R$. Para temperaturas acima de 50°C, a etapa controladora é dada pela difusão, em que $k_G = k_D$. Entretanto, nem sempre a velocidade possui um comportamento de primeira ordem, sendo melhor expressa pela Equação 07.

$$\frac{dm}{d\tau} = k_G A (c - c_{eq})^n \quad (7)$$

Para diferenças de concentrações maiores, $n \rightarrow 1$. Para diferenças de concentrações do sistema cada vez menores, $1 < n < 2$. É importante ressaltar que $k_G = f(T)$ e de acordo com Rein (2013), k_G pode ser representado pela equação de Arrhenius, dada pela Equação 8.

$$k_G = k_o e^{\frac{-E_A}{RT}} \quad (8)$$

Na Equação 08, k_o é dado pelo fator de frequência, E_A energia de ativação, R a constante dos gases e T a temperatura absoluta. Fez-se poucas tentativas de quantificar o efeito da não sacarose na taxa de cristalização, porém há discordâncias com relação aos valores das constantes nas equações (Rein, 2013).

A presença de não sacarose reduz a velocidade de cristalização, dado ao fato de que os sólidos presentes retardam o processo de difusão, pois aumentam a viscosidade e incorporam nas faces dos cristais, alterando os locais específicos de cristalização, por fim inibindo a incorporação da sacarose nos cristais (Rein, 2013).

Entre essas impurezas, encontra-se a dextrana, polímero de massa molecular elevada, responsável por elevar a viscosidade e alongar o comprimento dos cristais, além de reduzir as taxas de evaporação e aumentar o tempo de lavagem na separação por centrifugação (Borji et al, 2019). Em soluções de alta viscosidade, em que o movimento das moléculas é bem restrinido, o processo de transferência de massa pode se tornar o fator limitante, determinando a velocidade global do crescimento cristalino (Zaykovskaya, 2024).

Retomando o desenvolvimento, substituindo a Equação 08 em 07, tem-se a Equação 09.

$$\frac{dm}{d\tau} = k_o e^{\frac{-E_A}{RT}} (c - c_{eq})^n A \quad (9)$$

Revisitando a Figura 8, é necessário atentar-se para que a diferença de concentração não seja tão alta a ponto de ocorrer desvios para as zonas intermediária e lábil, pois nessas regiões haverá a formação de cristais menores, que influenciarão negativamente na separação dos cristais do licor mãe na etapa de centrifugação (Rein, 2013).

Um fator importante no processo envolvendo a cristalização é o tamanho do cristal, sendo a faixa de tamanho mais comum de açúcar entre 0,4 mm e 0,8 mm. De acordo com Rein (2013), cristais maiores possuem maior facilidade na centrifugação, pois possuem menor área superficial, pois a quantidade de filme superficial presente no cristal é menor, o que facilita a separação.

Um conceito importante que avalia a distribuição do tamanho dos cristais presentes é o coeficiente de variação (CV), representado pela Equação 10.

$$CV = 100 \frac{\sigma}{d_m} \quad (10)$$

Pela Equação 10, σ representa o desvio padrão da distribuição do tamanho dos cristais e d_m o tamanho médio do cristal. Quanto menor o coeficiente de variação, melhor a distribuição do tamanho dos cristais. Em massas cozidas A, como será abordado mais a frente, por possuírem uma pureza elevada em relação às outras, é esperado que, com o crescimento dos cristais, o CV diminua, uma vez que a distribuição de tamanho tende a ser menor, devido a uma quantidade menor de sólidos presentes no licor mãe, que porventura possam prejudicar na taxa de cristalização (Rein, 2013).

Outro conceito muito importante que se deve ter conhecimento é a quantidade de cristais presentes na massa cozida, pois é por meio desse parâmetro que é possível, por exemplo, realizar o cálculo da quantidade de açúcar produzido em um ciclo de centrifugação. De acordo com (Rein, 2013), a quantidade de cristais (%) pode ser obtido por meio da Equação 11:

$$w_{cristal} = 100 \cdot \frac{w_{MA} \cdot (P_{MA} \cdot P_{MEL})}{(100 - P_{MEL})} \quad (11)$$

, sendo w_{MA} , P_{MA} e P_{MEL} a concentração de sólidos (brix) da massa, pureza da massa e pureza do mel produzido na centrifugação.

2.4 PROCESSO DE NUCLEAÇÃO

O fenômeno de nucleação, por sua vez, consiste em uma transição de fase particular em que um certo número de moléculas de soluto, no caso a sacarose, podem agregar-se, conforme as regras cristalográficas, de tal forma a formarem uma entidade estável Poel et al. (1998).

Um fato interessante a mencionar é que a etapa de nucleação, de acordo com Borji (2019), é acelerada, em alguns casos, com o aumento da concentração de Dextrana (aumento de viscosidade), pois reduz a água livre, aumentando a probabilidade das colisões entre moléculas de sacarose, fato que não ocorre na taxa de cristalização, como é possível visualizar pela Tabela 1 e Tabela 2 abaixo.

Tabela 1: Parâmetros cinéticos da taxa de cristalização na presença ou não de Dextrana.

Sistema	$\ln(dms/dt) = f(\ln(\sigma_0))$	R^2	Kg	g
Água-sacarose	$\ln(dms/dt) = 0.990 \ln(\sigma_0)$ – 0.9495	0,9928	$\times 10^{-3}$	1,0
Água-sacarose-dextrana (500 ppm)	$\ln(dms/dt) = 1.0339 \ln(\sigma_0)$ – 0.9531	0,9969	$\times 10^{-3}$	1,0
Água-sacarose-dextrana (1000 ppm)	$\ln(dms/dt) = 1.0226 \ln(\sigma_0)$ – 1.2013	0,9951	$\times 10^{-3}$	1,0
Água-sacarose-dextrana (1500 ppm)	$\ln(dms/dt) = 1.0138 \ln(\sigma_0)$ – 1.4905	0,9999	$\times 10^{-3}$	1,0

Fonte: Adaptado de Borji et al, 2019.

Tabela 2: Parâmetro estimados da etapa de nucleação na presença ou não de Dextrana.

Sistema	m	k
Água-sacarose	3,53	4.55×10^{-6}
Água-sacarose-dextrana (500 ppm)	3,39	9.58×10^{-6}
Água-sacarose-dextrana (1000 ppm)	3,25	2.17×10^{-7}
Água-sacarose-dextrana (1500 ppm)	3,21	4.83×10^{-7}

Fonte: Adaptado de Borji et al, 2019.

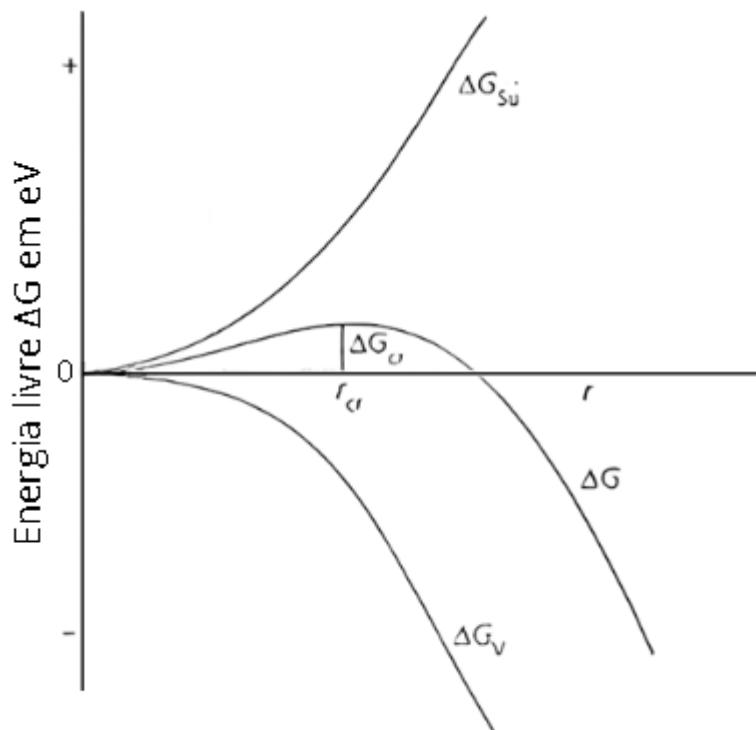
Percebe-se que, pela Tabela 1, a constante cinética da taxa de cristalização diminui à medida em que a concentração de Dextrana aumenta, diferente da constante de nucleação, a qual aumenta, para alguns pontos, com a concentração de Dextrana, visualizado pela Tabela 2.

De acordo com Poel et al (1998), a variação total da energia livre de Gibbs (ΔG) presente no processo possui duas contribuições, sendo a contribuição da energia livre de superfície (ΔG_{Su}) e de volume (ΔG_V).

A primeira contribuição refere-se à energia necessária à formação da superfície do núcleo e a segunda é referente à energia liberada pelas moléculas devido à diminuição do movimento molecular causada pela transição do soluto, em uma solução, para um estado cristalino.

A Figura 11 aborda os conceitos descritos.

Figura 11: Diagrama da energia livre para nucleação tri-dimensional.



Fonte: Adaptado de Poel et al, 1998.

Percebe-se, pela Figura 11, que a contribuição de superfície possui caráter não espontânea, uma vez que $\Delta G_{Su} > 0$, ao passo que a contribuição de volume é espontânea, pois $\Delta G_V < 0$. Como há liberação de energia na contribuição de volume, o processo de cristalização é dado por um processo exotérmico e por se tratar de um processo exotérmico, o processo se desenvolve em direção à diminuição da energia livre (Poel et al, 1998).

Para o processo de nucleação, tem-se a Equação 12 como representação para tal:

$$\Delta G = \Delta G_{Su} + \Delta G_V \quad (12)$$

Para as formulações, são feitas algumas considerações, como a suposição de que o núcleo cristalino, formado por N moléculas, possui um formato esférico de raio r . Poel et al (1998) define as duas parcelas da Equação 12 por meio das Equações 13 e 14.

$$\Delta G_{Su} = 4\pi r^2 \gamma \quad (13)$$

$$\Delta G_V = -N\Delta\mu \quad (14)$$

É dado que γ representa a tensão superficial da interface entre o cristal e a solução e $\Delta\mu$ a variação de potencial químico pela qual a molécula sofre quando ocorre a transição da molécula da solução para a forma de cristal. Substituindo as Equações 13 e 14 na Equação 12, tem-se que:

$$\Delta G = 4\pi r^2 \gamma - N\Delta\mu \quad (15)$$

Como foi adotada a hipótese de que o núcleo possui formato esférico, sabe-se que o volume de uma esfera pode ser calculada pela Equação 16.

$$V = \frac{4}{3}\pi r^3 \quad (16)$$

Uma vez que se tem o volume do núcleo, é possível calcular o número de moléculas que compõem o núcleo cristalino (N), de volume de cada molécula (V_M), em função do raio do núcleo, dado pela Equação 17:

$$N = \frac{4\pi r^3}{3V_M} \quad (17)$$

Substituindo a Equação 17 na Equação 15, tem-se que:

$$\Delta G = 4\pi r^2 \gamma - \frac{4\pi r^3}{3V_M} \Delta\mu \quad (18)$$

A partir da Equação 18 e Figura 11, é possível avaliar o ponto de raio crítico no processo de nucleação. Como tal ponto trata-se de máximo sob a curva de ΔG , representado pelo ponto $(r_{cr}, \Delta G_{cr})$, na Figura 11, é possível calcular o ponto de raio crítico pela Equação 19:

$$\frac{d(\Delta G)}{dr} = 0 \quad (19)$$

Derivando a Equação 18 e igualando a zero, chega-se no desenvolvimento abaixo.

$$8\pi(r_{cr})\gamma - \frac{4\pi(r_{cr})^2}{V_M}\Delta\mu = 0 \Rightarrow r_{cr} = \frac{2\gamma V_M}{\Delta\mu}$$

De acordo com Poel et al (1998), $\Delta\mu$ é definido pela Equação 20:

$$\Delta\mu = k'T \ln(y_p) \quad (20)$$

, em que k' remete a constante de Boltzmann, T a temperatura absoluta e y_p ou y , o coeficiente de supersaturação. Portanto, substituindo na Equação 18 a Equação 20 e r_{cr} obtido no desenvolvimento acima, tem-se que:

$$\Delta G_{cr} = 4\pi\left(\frac{2\gamma V_M}{\Delta\mu}\right)^2\gamma - \frac{4\pi\left(\frac{2\gamma V_M}{\Delta\mu}\right)^3}{3V_M}k'T \ln(y_p) \quad (21)$$

Por meio de manipulações algébricas, chega-se em uma equação reduzida, representada pela Equação 22:

$$\Delta G_{cr} = \frac{16\pi V_M^2}{3} \frac{\gamma^3}{(KT)^2 (\ln(y_p))^2} \quad (22)$$

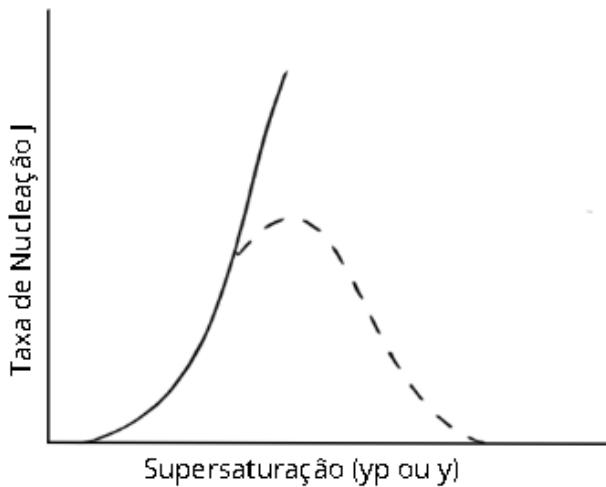
Pode-se, ainda, expressar a Equação 22 de forma mais reduzida ainda, tal qual é representada pela Equação 23.

$$\Delta G_{cr} = \frac{\omega}{(KT)^2 (\ln(y_p))^2} \quad (23)$$

$$\text{, sendo } \omega = \frac{16\pi V_M^2 \gamma^3}{3}.$$

Por meio da Equação 23 é possível verificar que a barreira de ativação para a obtenção de um núcleo estável descrece com o aumento da temperatura e coeficiente de supersaturação (Poel et al, 1998). A partir da Figura 12 verifica-se o comportamento da taxa de nucleação frente à supersaturação.

Figura 12: Efeito da supersaturação na taxa de nucleação.



Fonte: Adaptado de Poel et al, 1998.

De acordo com Poel et al (1998), caso um certo número de moléculas agregadas atinja a dimensão do núcleo crítico, superando assim a barreira ΔG_{cr} , o núcleo crescerá via o processo de cristalização. Caso a dimensão do núcleo não atinja, este será desfeito e o agregado de moléculas dissolver-se-á.

Segundo Poel et al (1998), o raio crítico do núcleo é estimado por volta de 190 nm, dado por um núcleo esférico, que é composto por 80 moléculas de sacarose.

A partir da obtenção da Equação 19, é possível avaliar a taxa de nucleação por meio da Equação 24:

$$J = A e^{(-\frac{\Delta G_{cr}}{kT})} \quad (24)$$

A Equação 24 pode ser reescrita pela Equação 25:

$$J = A e^{\left(\frac{\omega}{(KT)^3 (\ln y_p)^2}\right)} \quad (25)$$

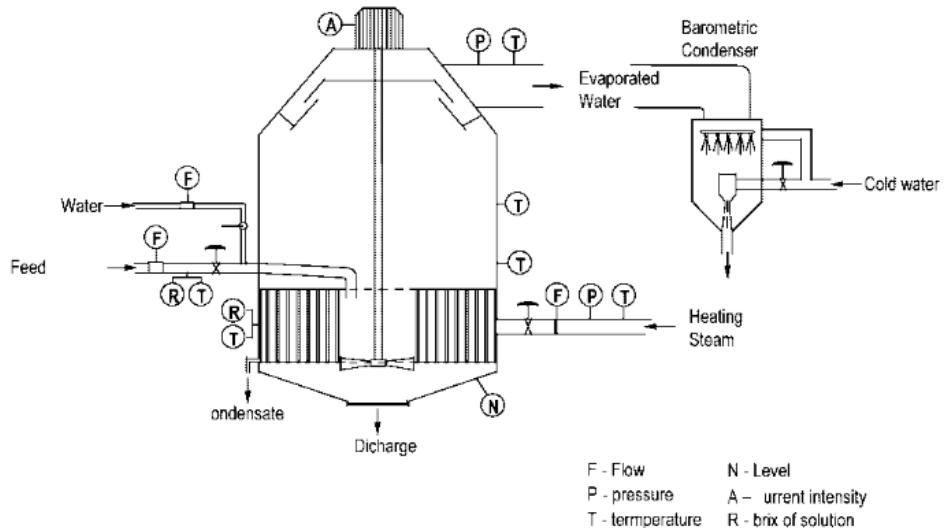
A taxa de nucleação (J) avalia o número de núcleos estáveis que podem se formar por unidade de volume e tempo, dado por um fenômeno probabilístico (Poel et al, 1998).

2.5 PROCESSO DA FÁBRICA DE AÇÚCAR

A partir da obtenção do xarope, inicia-se o processo de fabricação de açúcar propriamente dito, envolvendo as etapas de cozimento, cristalização e centrifugação. Como o xarope possui uma maior concentração de sólidos (brix) em meio a solução, devido aos estágios de evaporação, sua viscosidade aumenta de tal forma que sua consistência não permite mais fervê-lo em tubos estreitos (Hugot, 1969).

Dessa forma, faz-se necessária a utilização de um aparelho similar a um evaporador de simples efeito, mas projetado ao fluido viscoso a ser concentrado, como o cozedor, o qual possui tubos com diâmetro maiores para facilitar a recirculação de massa (Hugot, 1969).

Figura 13: *Setup* industrial de um cozedor de batelada.



Fonte: Georgieva et al, 2003.

A Figura 13 exemplifica um tipo de cozedor, no caso de batelada, muito utilizado em usinas. O licor é concentrado por evaporação, sob vácuo, até que a super saturação atinja um valor predefinido. Nesse ponto, cristais-semente são introduzidos na tina para induzir a produção de cristais (fase de cristalização). À medida que a evaporação ocorre, mais licor ou água é adicionada à tina. Isso mantém o nível de supersaturação e aumenta o volume do conteúdo (Georgieva et al, 2003).

A característica mais distinta de um cozedor é a calandria, que por sua vez pode ser considerada, essencialmente, como um trocador de calor (Rein, 2013). O vapor de aquecimento é distribuído por toda a extensão da calandra, para um melhor aproveitamento energético. Há retiradas de condensados (liberação de calor latente pelo vapor) e gases incondensáveis, além de instalações de separadores de arraste, a fim de evitar que açúcares são arrastados para a linha de água vaporizada. O cozedor também possui válvulas de quebra vácuo, pois são necessárias quando a massa é descarregada para os cristalizadores (Francisco, 2019).

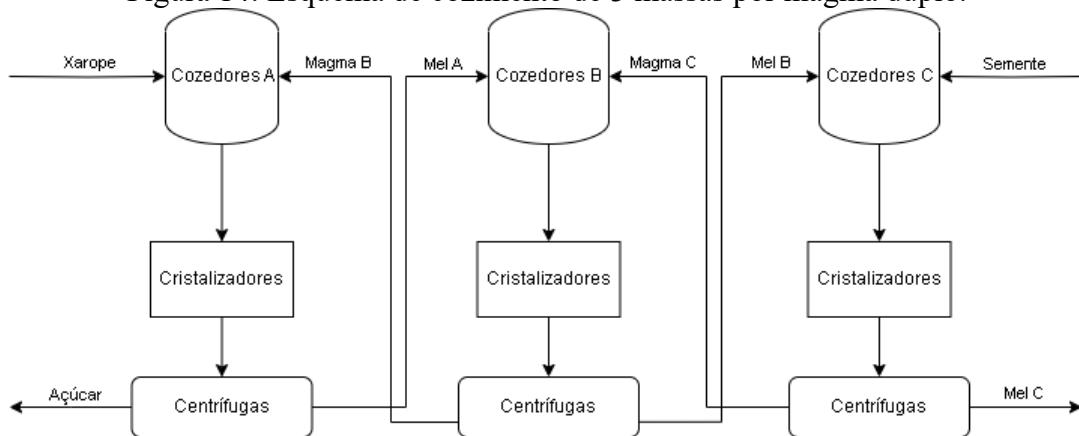
De acordo com Francisco (2019), recomenda-se posicionar o tubo de alimentação no centro do cozedor, no tubulão central, para garantir melhor distribuição do fluido.

A circulação da massa é um fator importante no cozimento, tendo uma relação forte com a transferência de calor. Resistência baixa ao fluxo da massa cozida no cozedor conduz a velocidades mais altas e boas taxas de transferência de calor, que promovem boa circulação (Rein, 2013).

Outro ponto importante que influencia no projeto do cozedor, é a altura de cozimento, conforme a carga de massa acima do espelho da calandra aumenta, a pressão hidrostática na massa aumenta, elevando a temperatura de ebulação.

Com isso há uma redução de diferença de temperatura entre a massa cozida e vapor, diminuindo a taxa de transferência de calor (Rein, 2013). São encontrados diferentes processos envolvidos na fábrica de açúcar; algumas usinas utilizam o sistema de cozimento de duas massas, três massas, *Einwurf* duplo ou magma duplo, entre outros. Portanto, este sistema depende do objetivo da fábrica com relação a obtenção do tipo do açúcar.

Figura 14: Esquema de cozimento de 3 massas por magma duplo.



Fonte: Autor.

A fim de exemplificar um esquema de cozimento, a Figura 14 aborda o esquema de funcionamento de um cozimento de magma duplo ou *Einwurf* duplo.

Como é possível visualizar pela Figura 14, o esquema de cristalização ilustrado utiliza o magma C como núcleo para o desenvolvimento do açúcar na massa B, e o magma B como núcleo para o desenvolvimento do açúcar na massa cozida A. O magma pode ser obtido por meio da diluição, dos cristais de açúcares gerados na centrifugação, com água ou caldo clarificado, sendo utilizado como semente para o desenvolvimento dos açúcares do cozedor seguinte. O açúcar da massa A, para o esquema exemplificado, é o açúcar final de interesse. O açúcar da massa B é cristalizado com mel A e a massa B produzida é centrifugada com centrífugas contínuas. O açúcar da massa A é cristalizado em xarope com uma semente de magma de açúcar de massa B e centrifugado em centrífugas de batelada (Rein, 2013). Após o enchimento do cozedor, a massa é descarregada para o cristalizador e por fim, centrifugada.

Quando o cozimento das massas é encerrado, é necessário descarregar a massa para o cristalizador, dado por um tanque que contém agitação que tem como objetivos resfriar a massa que está sobre agitação e desta forma melhorar o esgotamento do licor mãe e servir de pulmão para as centrífugas. O cristalizador é dotado de um acionamento e pás que servem para agitar a massa arreada, pois sem a agitação, o fluido iria se solidificar e a recuperação da sacarose por resfriamento não seria eficiente (Francisco, 2019).

Para a fábrica possuir um alto rendimento, é necessária uma alta esgotabilidade do xarope e dos méis. Tal esgotabilidade irá determinar a recuperação da fábrica de açúcar, que consiste em basicamente obter um mel final com pureza de até 40 pontos abaixo da pureza do xarope, dependendo das condições e quantidades de massas. A recuperação da fábrica consiste

na quantidade de sacarose presente no xarope que foi possível em converter em cristais de açúcar acabado (Francisco, 2019).

A Equação 26, mais conhecida como SJM, calcula a recuperação da fábrica.

$$Rec.\% = \frac{S(J-M)}{J(S-M)} \quad (26)$$

Na Equação 26, S (*Sugar*) é dado pela pol do açúcar acabado, J (*Juice*) pela pureza do xarope e M (*Molasses*) a pureza do mel final. Segundo Francisco (2019), valores de recuperação a partir de 78% são satisfatórios para sistema de cozimento de duas massas. Como a recuperação não é 100%, infere-se que o restante dos cristais foram enviados juntos ao mel final e/ou sofreram degradação no cozimento.

Para garantir um cozimento eficiente, alguns parâmetros devem ser cuidadosamente observados. A agitação da massa desempenha um papel fundamental na otimização do esgotamento, na formação adequada dos cristais e na minimização das perdas por inversão. O operador deve monitorar a agitação por meio dos visores do cozedor, uma vez que sua ausência pode ser influenciada por fatores como pressão do vapor, viscosidade da massa, pressão hidrostática e o brix do xarope ou mel. Além disso, tanto uma baixa pressão do vapor quanto uma viscosidade elevada dificultam o escoamento da massa, enquanto um brix elevado reduz a agitação devido à menor quantidade de água presente, impactando o borbulhamento da massa (Francisco, 2019).

Outro fator essencial no processo de cozimento é a temperatura, que deve ser constantemente acompanhada para garantir que permaneça dentro da faixa ideal. Variações na temperatura podem comprometer a integridade dos cristais já formados. O cozimento pode ser repetido antes da transferência da massa para o cristalizador, por meio de cortes entre os cozedores, visando um esgotamento mais eficiente e a evolução dos cristais, a fim de se obter a granulometria e o esgotamento desejado. Quanto mais alta a temperatura do cozedor, maior é a taxa de degradação térmica da sacarose, portanto, a pressão negativa do vácuo deve estar bem regulada para que a temperatura seja adequada (Francisco, 2019).

Tabela 3 Relação de pureza das massas e méis para cada esquema de cozimento.

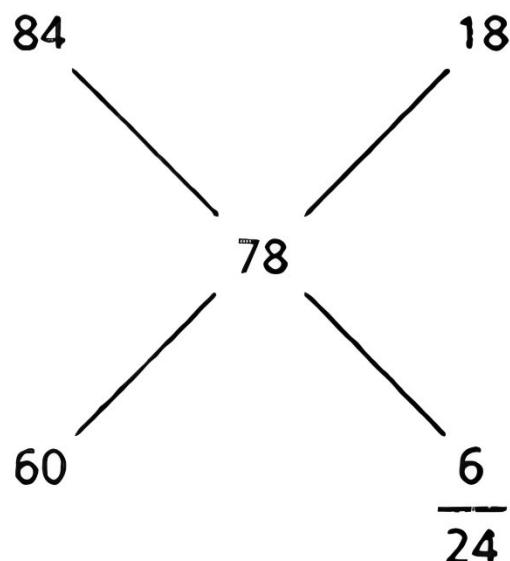
Pureza (%)	Duas Massas	Três Massas	Einwurf Duplo	Três Massas VHP
Massa cozida A	78	85	86	86
Mel A	55	66	68	67
Massa cozida B	-	73	73	67
Mel B	-	49	50	43
Massa cozida C	55	55	55	55
Mel C	35	35	35	35
Açúcar produzido	99	99	99	99

Fonte: Adaptado de Rein, 2013.

Pela Tabela 3, é possível visualizar a pureza das massas e méis de cada esquema de cozimento. Tal fato é explicado de acordo com Francisco (2019), em que diz que a queda da pureza é dada pela migração das moléculas de sacarose através da concentração da massa cozida, fazendo com que as unidades de sacarose solúveis no caldo sejam aderidas de forma regular na superfície dos cristais já existentes, com isso, a concentração de sacarose do licor mãe diminui durante o cozimento, ocasionando assim a queda da pureza.

Um conceito importante é o diagrama de Cobenze, frequentemente utilizado para calcular as quantidades relativas de duas correntes que são necessárias para se alcançar determinada pureza desejada em uma mistura. A Figura 15 exemplifica a utilização do diagrama.

Figura 15: Aplicação do Diagrama de Cobenze.



Fonte: Bubník et al (1995).

De acordo com Bubník et al (1995), supondo soluções de mesma substância com concentrações de 84% e 60%, estas são misturadas para se obter uma mistura desejada de 78%. Conforme cálculos realizados, obtém-se que para o valor de 78%, é necessário 18 unidades de volume de 84% e 6 unidades de volume de 60% para se produzir 24 unidades de volume de uma mistura com 78% de concentração. Isso é muito utilizado no processo de cozimento, quando se tem o objetivo de calcular as proporções volumétricas de cada corrente, cada uma contendo uma concentração, para a obtenção de uma mistura com uma determinada concentração, no caso do cozimento é utilizada a pureza das correntes e mistura.

3 CONCLUSÃO

O presente trabalho abordou, de forma técnica e detalhada, o processo de fabricação de açúcar a partir da cana-de-açúcar, com ênfase nas etapas de nucleação e cristalização da sacarose. Com base na fundamentação termodinâmica e cinética, demonstrou-se que a supersaturação é a força motriz que rege ambos os fenômenos, sendo influenciada por variáveis como temperatura, pureza do licor, viscosidade da massa cozida e presença de impurezas.

A análise das zonas de solubilidade evidenciou que a região metaestável representa a condição ideal para o crescimento controlado dos cristais, evitando nucleação secundária excessiva e promovendo a formação de cristais com granulometria adequada à separação centrífuga.

A contribuição ainda demonstrou que a presença de impurezas de alto peso molecular, como a dextrana, exerce efeito antagônico: enquanto favorece a nucleação pela redução da água livre, inibe o crescimento cristalino ao elevar a viscosidade do meio e dificultar o transporte de massa.

Por fim, foram analisados esquemas industriais de cozimento por magma duplo, destacando-se a importância da correta escolha dos parâmetros de operação, como pressão de vapor, altura de cozimento, taxa de embebição e pureza das correntes, para maximizar a recuperação da sacarose e garantir uma distribuição granulométrica estreita, essencial para uma boa esgotabilidade do licor mãe e eficiência de centrifugação.

Portanto, conclui-se que o controle rigoroso das variáveis termodinâmicas e operacionais nas etapas de nucleação e cristalização é imprescindível para otimizar a eficiência do processo industrial, reduzir perdas, aumentar o rendimento e assegurar a qualidade físico-química do açúcar produzido.

REFERÊNCIAS

- BORJI, Abdelali; BORJI, Fatima-Ezzahra; JOURANI, Abdelaziz. Sugar industry: effect of dextran concentrations on the sucrose crystallization in aqueous solutions. *Journal of Engineering*, v. 2019, n. 1, p. 7987369, 2019. <https://doi.org/10.1155/2019/7987369>
- BUBNÍK, Zdenek et al. Sugar technologists manual: Chemical and physical data for sugar manufacturers and users. 1995.
- DAVIES, John Gardiner.: *Principles of Cane Sugar Manufacture*. London 1938.
- FOURMOND, T. H. THE INFLUENCE OF BRIX FREE WATER WHEN ASSESSING MILLING PERFORMANCE. *Proceedings of The South African Sugar Technologists Association-March*, p. 105, 1965.
- FRANCISCO, Bruno Henrique. Manual de Produção Açucareira, Bruno Henrique Francisco, 2019. Ebook. Disponível em: <<https://pt.scribd.com/document/541874736/Manual-de-ProduA-A-o-AA-ucareira-Bruno-Francisco-Ebook>>.
- GEORGIEVA, Petia et al. Modeling of sugar crystallization through knowledge integration. *Engineering in life sciences*, v. 3, n. 3, p. 146-153, 2003.<https://doi.org/10.1002/elsc.200390019>
- HONIG, Pieter. *Principles of Sugar Technology*. Vol. II. Elsevier Amsterdam. 190-193, 1959.
- HUGOT, Emile. Manual de Engenharia Açucareira, Trad. MIOCQUE, I., Vol. 1 e Vol. 2. 1969.
- LIONNET, Georges Raoul Edouard. Impurity transfer rates during the crystallisation of sucrose. In: *Proc S Afr. Sug Technol Ass*. 1998. p. 261-267.
- MERHEB, Graciela de Amaral. Estudo do processo de cristalização de sacarose a partir de soluções provenientes de cana-de-açúcar por resfriamento controlado. 2009. 198 f. Dissertação (Mestrado em Ciências Exatas e da Terra) - Universidade Federal de São Carlos, São Carlos, 2009.

MILANEZ, Artur Yabe et al. O protagonismo do Brasil no mercado global de açúcar: evolução recente e perspectivas. 2024.

POEL, Peter van der et al. Sugar technology: beet and cane sugar manufacture. Dr. Albert Bartens KG, Berlin, 1998. <https://doi.org/10.36961/stPMCID:PMC1757551>

REIN, Peter. Engenharia do açúcar de cana. Bartens, 2013.

RODRIGUES, Laura Poggi e MORAES, Márcia Azanha Ferraz Dias de. Estrutura de mercado da indústria de refino de açúcar na região Centro-Sul do Brasil. Revista de Economia e Sociologia Rural, v. 45, n. 1, p. 93-118 , 2007 Tradução. Disponível em: <https://doi.org/10.1590/s0103-20032007000100005>. Acesso em: 25 mar. 2025.

RUMÁNKOVÁ, Lenka et al. Global sugar market-the analysis of factors influencing supply and demand. Acta Universitatis Agriculturae Et Silviculturae Mendelianae Brunensis, v. 61, n. 2, p. 463-471, 2013.<https://doi.org/10.11118/actaun201361020463>

VIDAL, Maria de Fátima. Produção e uso de biocombustíveis no Brasil. Fortaleza: Banco do Nordeste do Brasil, ano 6, n.184, ago. 2021. (Caderno Setorial Etene)

ZAYKOVSKAYA, Anna. Influence of viscosity on crystallization of sugars and sugar alcohols from aqueous solutions. 2024.