



NILSON JOSÉ DE OLIVEIRA NETO
GIOVANA GABRIELLE SILVA CANDIAN

**REDUÇÃO DE PERDAS NO PROCESSO OPERACIONAL
DE UM FILTRO ROTATIVO DE LODO PROVENIENTE
DE UMA USINA DE AÇÚCAR E ÁLCOOL**

LAVRAS – MG

2023

NILSON JOSÉ DE OLIVEIRA NETO

GIOVANA GABRIELLE SILVA CANDIAN

**REDUÇÃO DE PERDAS NO PROCESSO OPERACIONAL DE UM FILTRO
ROTATIVO DE LODO PROVENIENTE DE UMA USINA DE AÇÚCAR E
ÁLCOOL**

Trabalho de conclusão de curso apresentado à
Universidade Federal de Lavras, como parte
das exigências do Curso de Engenharia
Química, para obtenção do título de Bacharel.

Prof. Dr. João Moreira Neto

Orientador

LAVRAS – MG

2023

NILSON JOSÉ DE OLIVEIRA NETO

GIOVANA GABRIELLE SILVA CANDIAN

**REDUÇÃO DE PERDAS NO PROCESSO OPERACIONAL DE UM FILTRO
ROTATIVO DE LODO PROVENIENTE DE UMA USINA DE AÇÚCAR E
ÁLCOOL**

**LOSS REDUCTION IN THE OPERATIONAL PROCESS OF A ROTATING
SLUDGE FILTER FROM A SUGAR AND ALCOHOL PLANT.**

Trabalho de conclusão de curso apresentado à
Universidade Federal de Lavras, como parte
das exigências do Curso de Engenharia
Química, para obtenção do título de Bacharel.

Aprovada em 27 de fevereiro de 2023.

Dr. João Moreira Neto UFLA

Dr. Gilson Campani Junior

Dra. Suellen Mendonça Nascimento

Prof. Dr. João Moreira Neto

Orientador

LAVRAS – MG

2023

RESUMO

As indústrias sucroenergéticas adotam cada vez mais técnicas e setores de desenvolvimento para ampliação da planta e maior disponibilidade industrial (tempo de operação de uma indústria). Um grande desafio está na redução de perdas nos subprodutos gerados na produção de açúcar e de etanol. O ideal é recuperar o máximo possível, porém, muitas vezes as perdas saem de controle e impactam diretamente no RTC (Recuperado, total, corrigido) da Usina, medida de rendimento industrial. O presente trabalho visou a realização de um estudo em ambiente industrial para diminuição nas perdas de sacarose de um filtro rotativo à vácuo. Foi avaliada a pressurização e dosagem adequada da linha de bagacilho, a forma de operação do equipamento e calculado o balanço de energia para avaliar a quantidade necessária de água em um condensador barométrico para pressurização adequada do sistema. Após o estudo, foram realizadas análises econômicas em diferentes cenários para avaliação da redução de perdas no filtro rotativo. Foi constatado que ao realizar a dosagem adequada de bagacilho (bagaço com baixa granulometria), aumentar a rotação do filtro e ajustar as vazões de água no condensador barométrico as perdas diminuíram cerca de 26% em relação as condições atuais de operação. Em outro cenário, caso todas as modificações em equipamentos e dosagens fossem realizadas, a diminuição seria de 70%.

Palavras-Chave: Perdas de processo, sacarose, análise econômica, viabilidade.

ABSTRACT

The sugar-energy industries have been adopting more and more techniques and development sectors for plant expansion and greater industrial availability. A major challenge is to reduce losses in by-products generated in the production of sugar and ethanol. The ideal is to recover as much as possible, however, many times the losses get out of control and directly impact the RTC (Recovered, Total, Corrected) of the Plant, a measure of industrial performance. The present work aimed to carry out a study in an industrial environment to reduce sucrose losses from a rotary vacuum filter. The pressurization and adequate dosage of the bagacilho line, the way of operating the equipment and calculated the energy balance to evaluate the necessary amount of water in a barometric condenser for adequate pressurization of the system were evaluated. After the study, economic analyzes were performed in different scenarios to evaluate the optimization in the rotary filter. It was noted that when carrying out the appropriate dosage of bagasse, increasing the filter rotation and adjusting the water flows of the barometric condenser, the losses decrease by about 26% in relation to the current operating conditions. In another scenario, if all changes in equipment and dosages were carried out, the decrease would be 70%.

Keywords: Process losses, sucrose, economic analysis, feasibility.

LISTA DE ILUSTRAÇÕES

Figura 1 - Produção de açúcar e álcool na safra 2022/2023.....	20
Figura 2 - Jogo de facas sobre a esteira de cana.....	21
Figura 3 – Representação esquemática de uma moenda de 3 rolos.....	21
Figura 4 - Esquema do sistema de circulação do difusor	23
Figura 5 - Esquema típico para clarificação do caldo.	26
Figura 6 – Fluxo de corrente em pré-evaporador.	28
Figura 7 - Caixa evaporadora tipo Robert.	29
Figura 8 - Evaporadores de múltiplos efeitos do tipo Falling Film.....	30
Figura 9 - Fluxo de bagacilho pelo ciclone.	32
Figura 10 - Ciclone de bagacilho da Usina.....	32
Figura 11 - Esquema do sistema de decantação da usina.	35
Figura 12 - Filtro de tambor rotativo à vácuo.....	37
Figura 13 - Funcionamento de um filtro tambor rotativo à vácuo.....	39
Figura 14 - Esquema de sistema de formação de vácuo e condensação de vapores da lavagem da torta do filtro rotativo à vácuo.....	41
Figura 15 - Condensador Barométrico.	41
Figura 16 - Picnômetro com amostragem de bagaço sobrenadante	47
Figura 17 - Correntes de um condensador barométrico.	49
Figura 18 - Tubulação de bagaço.	54
Figura 19 - Continuação da tubulação de bagaço.....	54
Figura 20 - Ciclone de Bagacilho da unidade industrial.	55
Figura 21 - Instalação do medidor de vazão.....	58
Figura 22 - Ficha operacional do Filtro rotativo a vácuo.	59
Figura 23 - Layout de Centro de Operações do Filtro Rotativo.	59
Figura 24 - Comparativo de perda de sacarose abril/22 e setembro/22.....	64

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 – Maiores produtores mundiais de açúcar nas safras 2018/2019 e 2021/2022.	17
Tabela 2 - Maiores exportadores mundiais de açúcar nas safras 2018/2019 e 2021/2022.	18
Tabela 3 - Dados de moagem da planta estudada.....	44
Tabela 4 - Análise de açúcar perdido na torta safra 2021/2022.	45
Tabela 5 - Parâmetros técnicos do Exaustor pneumático de bagacilho.....	46
Tabela 6 - Preços CEPEA açúcar e etanol.....	52
Tabela 7 - Coleta de bagacilho.	53
Tabela 8 – Coleta de bagacilho.....	56
Tabela 9 - Parâmetros de moagem.	60
Tabela 10 - Faturamento resultante pela perda de pol na torta do filtro.....	61
Tabela 11 - Custos relacionados as otimizações no filtro rotativo conforme Cenário 02.	62
Tabela 12 - Custos relacionados as otimizações no filtro rotativo conforme Cenário 03.	62
Tabela 13 - Análise de açúcar perdido na torta referente ao mês de abril/2022.....	63
Tabela 14 - Análise de açúcar perdido na torta referente ao mês de setembro/2022.	63

LISTA DE SÍMBOLOS

ART -	Açúcares redutores totais fermentescíveis;	[%]
ATR -	Açúcar total recuperado	[%]
AR -	Açúcares redutores	[%]
Açúcar VHP -	Very High Polarization	[-]
B_{filtrado} -	Brix do caldo filtrado;	[°B]
B_{lodo} -	Brix do lodo;	[°B]
c_{p1} -	Calor específico do caldo filtrado;	[Kcal/Kg °C]
c_{p2} -	Calor específico do caldo filtrado;	[Kcal/Kg °C]
c_{p4} -	Calor específico da água que entra no condensador;	[Kcal/Kg °C]
c_{p5} -	Calor específico da água que sai no condensador;	[Kcal/Kg °C]
D -	Diâmetro do tambor do filtro rotativo;	[m]
f -	Frequência de rotação do tambor do filtro rotativo;	[rpm]
f_{EH} -	Fator de conversão de etanol hidratado em ART;	[-]
f_{VHP} -	Fator de conversão de açúcar VHP em ART;	[-]
H_{V3} -	Entalpia de vapor;	[Kcal/Kg]
M -	Mix açúcar;	[%]
$m_{\text{bagacilho}}$ -	Vazão mássica de bagacilho;	[Kg/ton _{cana}]
\dot{m}_1 -	Vazão mássica de caldo de entrada no balão vácuo alto;	[Kg/ton _{cana}]
\dot{m}_2 -	Vazão mássica de caldo saída no balão vácuo alto;	[Kg/ton _{cana}]
\dot{m}_3 -	Vazão mássica de vapor saída do balão de vácuo alto;	[Kg/ton _{cana}]
\dot{m}_4 -	Vazão mássica de água na entrada do condensador;	[Kg/ton _{cana}]
\dot{m}_5 -	Vazão mássica de água na saída do condensador;	[Kg/ton _{cana}]
m_1 -	Massa de amostra;	[g]
m_2 -	Massa de picnômetro + água;	[g]
m_3 -	Massa do picnômetro + água + amostra;	[g]
$m_{\text{bagacilho}}$ -	Massa de bagacilho	[ton]
m_{H_2O} -	Massa de água;	[g]
Pol -	Porcentagem em massa de sacarose;	[%]
R -	Retenção de insolúveis no filtro;	[%]

q_1 -	Calor que entra no balão de vácuo alto;	[cal/h]
q_2 -	Calor que sai do balão de vácuo alto;	[cal/h]
q_3 -	Calor que entra no condensador barométrico;	[cal/h]
q_4 -	Calor de água que entra no condensador barométrico;	[cal/h]
q_5 -	Calor de água que sai do condensador barométrico;	[Kcal]
q_{entra} -	Calor que entra no volume de controle;	[Kcal]
q_{sai} -	Calor que sai do volume de controle;	[Kcal]
S_{EH} -	Valor do litro de etanol hidratado;	[R\$]
S_T -	<i>Déficit</i> financeiro;	[R\$]
S_{VHP} -	Valor do saco de 50 Kg de açúcar;	[R\$]
T -	Período de rotação do tambor do filtro rotativo;	[min]
T_1 -	Temperatura de caldo na entrada do balão de vácuo alto;	[°C]
T_2 -	Temperatura de caldo na saída do balão de vácuo alto;	[°C]
T_4 -	Temperatura da água que entra no condensador;	[°C]
T_5 -	Temperatura da água que sai no condensador;	[°C]
V -	Volume do tambor do filtro rotativo;	[m ³]
$V_{amostra}$ -	Volume de água deslocada no picnômetro;	[mL]
Δt -	Variação de tempo;	[h]
ρ_B -	Densidade da amostra;	[g/mL]
ρ_{H_2O} -	Densidade da água;	[g/mL]

SEÇÃO DE AGRADECIMENTOS

Giovana: por toda jornada até aqui, agradeço primeiramente à Deus, à toda minha família, Carlos, Kátia, João Vitor, e amigos que sempre estiveram do meu lado. Obrigada por todo apoio sempre. Ao meu companheiro de TCC, por concluirmos mais essa etapa juntos e ao nosso professor orientador por toda compreensão sempre.

Nilson: agradeço a todos que estiveram comigo ao longo da minha caminhada até a formatura. À minha família: Amanda, Sabrina, Christiane, Nilson e Selma. Aos meus amigos e à minha companheira de TCC Giovana, pelo comprometimento e apoio durante toda a graduação. Por fim, agradeço também ao nosso orientador João, pela ajuda e conhecimento.

SUMÁRIO

1. Introdução	14
2. Objetivos	16
2.1. Objetivo geral	16
2.2. Objetivos específicos	16
3. Revisão Bibliográfica	17
3.1. Produção de Açúcar no Brasil e no mundo	17
3.2. Produção de Etanol no Brasil	19
3.3. Processamento da cana para produção de açúcar VHP	20
3.3.1. Preparo da cana	20
3.3.2. Extração do caldo	21
3.3.3. Difusor contínuo	22
3.3.4. Tratamento de caldo	23
3.3.4.1. Caleagem	24
3.3.4.2. Aquecimento de caldo	24
3.3.4.3. Flasheamento	25
3.3.4.4. Decantação	25
3.3.5. Evaporação	27
3.3.5.1. Pré-Evaporadores	27
3.3.5.2. Evaporadores de múltiplos efeitos	28
3.4. Formação de torta a partir do lodo	31
3.4.1. Ciclones	31
3.5. Bagacilho para filtração	32
3.6. Picnometria	33
3.7. Filtração	34
3.8. Filtro de Tambor Rotativo	36
3.8.1. Telas de aço inoxidável	37

3.8.2.	Bicos Aspersores.....	38
3.8.3.	Raspadores.....	38
3.9.	Torta.....	38
3.10.	Rotação do filtro.....	39
3.11.	Funcionamento do filtro tambor à vácuo	39
3.11.1.	Formação do vácuo alto.....	40
3.11.2.	Condensador barométrico.....	41
3.11.3.	Condensador multijato	42
3.12.	Eficiência de filtração	42
3.13.	Análise Econômica.....	42
4.	Metodologia Experimental	44
4.1.	Contextualização da Usina.....	44
4.2.	Cálculo da perda de sacarose na etapa de Filtração.....	45
4.3.	Cálculo da relação de bagaço para atuar como meio filtrante	45
4.3.1.	Determinação da densidade do bagaço por picnometria	46
4.4.	Balço energético no condensador barométrico do filtro rotativo.....	47
4.5.	Operação do Filtro.....	50
4.6.	Análise Econômica.....	51
5.	Resultados e Discussões	53
5.1.	Quantidade de bagaço para atuar como meio filtrante.....	53
5.1.1.	Maximização de escoamento do bagacilho.....	55
5.2.	Balço de energia no condensador barométrico	56
5.2.1.	Avaliação da vazão de água no condensador barométrico obtida em campo	57
5.3.	Avaliação da rotação do filtro rotativo	58
5.3.1.	Otimização operacional	60
5.4.	Análise econômica.....	60

5.4.1. Pay-back	61
5.5. Redução da perda de pol na torta	62
6. CONCLUSÃO	65
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	66

1. Introdução

O setor sucroalcooleiro, também conhecido como “setor sucroenergético” é o ramo agroindustrial responsável pela produção de açúcar, álcool e derivados da cana-de-açúcar. Hoje, o Brasil está entre os maiores produtores e exportadores mundiais de açúcar e biocombustíveis (ÚNICA, 2022).

Dentro da matriz energética adotada no Brasil, o álcool etílico se destaca pela importação em petróleo e o uso do bagaço para cogeração energética, além dos subprodutos gerados no processo de produção, tais como: vinhaça e torta de filtro, usados como insumos químicos para consumo agrícola.

Até 1975, os resíduos sólidos eram generalizados como rejeitos, sem qualquer valor comercial e por isso seu aspecto econômico não era considerado (LOPES, 2003). Por esse motivo, muitas Usinas não quantificavam a perda em resíduos sólidos, porém, isso mudou devido ao conhecimento da aplicação como matéria-prima, principalmente em ramos agrícolas, dos subprodutos sólidos.

A mesma situação se aplica a resíduos líquidos, por muito tempo não existiu a preocupação de caracterizar a geração de efluentes líquidos industriais e de avaliar os impactos no meio ambiente (PEREIRA, 2002). Porém, hodiernamente a legislação vigente faz com que algumas indústrias quantifiquem a perda dos resíduos industriais. A vazão dos efluentes líquidos está diretamente relacionada com as condições do processo, funcionamento de cada linha de produção e dos equipamentos. Por isso, é observado nas organizações uma nova interpretação do conceito de qualidade, em que a função técnica de controle sobre o que já foi gerado pela produção é ampliada sobre uma visão holística da qualidade, principalmente para uma postura estratégica em relação ao controle de custos e gestão de desperdícios.

Para alcançar níveis mais altos de qualidade em todas as fases do processo, métodos estatísticos e numéricos são reconhecidos cada vez mais como ferramentas para diagnosticar e apresentar soluções para maximizar a produção e o lucro (ALONSO, 2005). Dentre esses métodos, estão: análises de gráficos, aperfeiçoamento na instrumentação em campo e no painel de controle, sistemas de monitoramento constante, automação de equipamentos, análise de variância, diagramas de causa/efeito e o Controle Estatístico de Processo (CEP).

O principal objetivo do CEP é acompanhar os processos por meio do comportamento das estatísticas de suas saídas e separar as causas comuns de variações,

para enfim tomar decisões quando causas especiais forem detectadas e reduzir a variabilidade do processo (CORRÊA, 2006).

Portanto, um dos principais desafios da gestão moderna das empresas é identificar, mensurar e minimizar as variações e perdas que ocorrem ao longo da cadeia produtiva. Nesse sentido, as indústrias sucroenergéticas ao longo dos anos apresentam notável evolução no monitoramento de ativos que fazem parte do seu processo, tanto no ambiente preditivo como no aperfeiçoamento de ferramentas como na aplicação de estratégias para reduzir perdas.

O estudo do processo de filtros de tambor rotativo à vácuo justifica-se por ser uma das etapas de produção existentes nas usinas de açúcar e álcool que levam a perdas. A maioria das Usinas utilizam esses filtros rotativos à vácuo, que têm como função minimizar as perdas de açúcares contidos no lodo proveniente dos decantadores. A operação de um filtro está diretamente relacionada aos parâmetros de processo, às dimensões dos equipamentos envolvidos e às condições de matéria prima. Por fim, o produto gerado é mais seco e denomina-se torta, que possui fins agrícolas.

Neste estudo foi desenvolvido um projeto para minimizar as perdas de açúcares da torta em uma Usina de açúcar e álcool, com base no levantamento de dados operacionais e cálculos do ponto ótimo de operação, a fim de comparar os valores esperados no projeto do equipamento com os dados obtidos em operação.

2. Objetivos

2.1. Objetivo geral

O trabalho teve como objetivo desenvolver um projeto pautado na minimização das perdas de açúcares presente na torta gerada pelo filtro de tambor rotativo à vácuo.

2.2. Objetivos específicos

- Mapear os problemas de uma usina de açúcar e álcool em relação à perda de sacarose durante a operação de um filtro de tambor rotativo à vácuo;
- Realizar o balanço de massa e energia no filtro rotativo para determinar as condições de operação ideais;
- Realizar melhorias operacionais na unidade;
- Obter resultados econômicos das melhorias realizadas na planta.

3. Revisão Bibliográfica

3.1. Produção de Açúcar no Brasil e no mundo

O cultivo da cana-de-açúcar no Brasil teve início na década de 1530, quando foi plantada pela primeira vez pelos portugueses. Desde então, o açúcar tem sido parte integrante da história social, política e econômica do país (ÚNICA, 2022).

Em termos regionais, o Brasil apresenta dois períodos distintos de safra: de setembro a março no Norte-Nordeste e de abril a novembro no Centro-Sul. Assim, o país produz etanol durante praticamente o ano todo, apesar de a produção de etanol na região Norte-Nordeste ser de apenas 10% do total nacional, que foi de 22,5 bilhões de litros em 2007. As melhores destilarias produzem aproximadamente 85 litros de etanol anidro por tonelada de cana. As Usinas têm produção em torno de 70 kg de açúcar e 84 litros de etanol para cada tonelada de cana processada (ÚNICA, 2022).

Com 20% da produção global, o Brasil é o maior produtor mundial de açúcar. O adoçante produzido tem como destino as indústrias: alimentícia, de bebidas e farmacêutica. Atualmente, mais de 100 países produzem açúcar a partir da cana e os maiores produtores se encontram na Tabela 1 abaixo (BARROS, 2018).

Tabela 1 – Maiores produtores mundiais de açúcar nas safras 2018/2019 e 2021/2022.

País	2018 / 2019		2021 / 2022		Variação da participação (em p.p.)
	Produção em milhões de toneladas	Participação (%)	Produção em toneladas	Participação (%)	
Brasil	29,5	16,46	36,00	19,89	3,43
Índia	34,3	19,14	34,70	19,16	0,02
União Europeia	16,75	9,35	16,59	9,16	-0,19
Tailândia	14,58	8,14	10,00	5,60	-2,54
China	10,76	6,00	10,30	5,70	-0,3
Estados Unidos	8,164	4,56	8,466	4,67	0,11
Rússia	6,08	3,39	6,550	3,62	0,23
México	6,81	3,80	6,338	3,50	-0,3
Paquistão	5,27	2,94	6,675	3,68	0,74
Austrália	4,73	2,64	4,400	2,42	-0,22
Outros	42,16	23,53	41,06	22,67	-0,86
TOTAL	179,158	100	181,079	100	

Fonte: USDA - United States Department of Agriculture (2021).

Observa-se que o Brasil e a Índia correspondem, em conjunto, a aproximadamente 40% da cana produzida mundialmente. Tal fato assume especial

relevância quando se consideram possíveis expansões da produção da cana, principalmente pela grande diferença de modelos de produção agrícola consagrados no Brasil (concentrados em grandes produtores) e pela Índia (baseados em pequenos produtores).

A seguir, na tabela 2, é avaliada a participação dos principais exportadores mundiais de açúcar, com base nos mesmos períodos.

Tabela 2 - Maiores exportadores mundiais de açúcar nas safras 2018/2019 e 2021/2022.

País	2018 / 2019		2021 / 2022		Variação participação (p.p.)
	Exportações (milhões de ton.)	Participação (%)	Exportações (milhões de ton.)	Participação (%)	
Brasil	19,6	33,89	26,00	41,19	7,3
Tailândia	10,61	18,35	10,00	15,84	-2,51
Índia	4,7	8,13	7,00	11,09	2,96
Austrália	3,74	6,47	3,64	5,76	-0,71
México	2,38	4,11	1,88	2,98	-1,13
Guatemala	2,13	3,68	1,82	2,88	-0,8
União Europeia	2,41	4,16	1,30	2,06	-2,1
Colômbia	0,81	1,4	0,79	1,25	-0,15
Marrocos	0,50	0,86	0,70	1,09	0,23
África do Sul	1,04	1,79	0,69	1,09	-0,7
Outros	9,91	17,14	9,30	14,73	-2,41
TOTAL	57,83	100	63,12	100	

Fonte: USDA - United States Department of Agriculture (2021).

De acordo com a tabela 2, o comércio mundial de açúcar é dominado pelo Brasil, que, na safra passada de 2021/2022 teve uma participação de 41,19% no total exportado, seguido pela Tailândia, com 15,84% (USDA, 2021).

O açúcar brasileiro disponível na safra 2021/2022 foi de 36 milhões de toneladas, e, destes, 72% foram destinados à exportação, que corresponde a 41% das exportações mundiais e 28% ao consumo interno.

Além disso, a produção brasileira de açúcar é distribuída pelas regiões do país da seguinte forma: 72,90% Sudeste, 10,80% Centro-oeste, 8,30% Sul, 7,90% Nordeste e 0,1% Norte. Com base neste levantamento, percebe-se a alta quantidade de açúcar produzido pelo país na região Sudeste, principalmente em São Paulo (CONAB, 2020).

3.2. Produção de Etanol no Brasil

A tentativa de inserção do etanol no Brasil começou no ano de 1925 com a experiência da utilização como combustível. Porém foi em 1975, com o lançamento do programa Pro-álcool que o produto começou a ganhar espaço no mercado frente à crise internacional do petróleo e dependência do país com as importações de combustíveis fósseis (LEITE; CORTEZ, 2019).

Ainda assim o produto demandava de subsídios governamentais para inserção no mercado nacional, por não ser economicamente viável. Foi apenas no início dos anos 2000 com a chegada dos veículos *flex* que o etanol se tornou competitivo frente à gasolina (LEITE; CORTEZ, 2019).

Além da tentativa de substituir o principal componente da matriz energética no Brasil, o final do século XX foi marcado por fortes questões ambientais. Uma das principais preocupações da sociedade com as emissões veiculares excessivas, assim como com a qualidade do ar nas grandes cidades. A partir da década de 1980, um novo alerta proveniente de grande parte dos cientistas se instaurou no mundo: o fenômeno do aquecimento global, que foi altamente associado à queima de combustíveis fósseis, entre outras causas. Concomitantemente, os preços do petróleo tiveram uma considerável alta, que contribuiu para a instauração definitiva dos biocombustíveis – dentre eles, o bioetanol – no mundo, que assumem pelo menos duas principais responsabilidades: auxiliar na redução da emissão dos gases do efeito estufa e na substituição parcial do petróleo. (LEITE; LEAL, 2007).

Frente ao cenário, o Brasil começou então a voltar suas usinas para produção do etanol, além disso, desde 1993, a mistura do combustível na gasolina passou a ser obrigatória em 22% e atualmente esse percentual é de 27% (ÚNICA, 2022).

Marcado por um etanol produzido em sua maioria a partir da cana-de-açúcar, o Brasil é hoje o segundo maior produtor mundial, atrás apenas dos Estados Unidos, que produz etanol a partir do milho. (ÚNICA, 2022).

No presente momento, a moagem de cana-de-açúcar no Centro-Sul, região responsável pelo maior índice de produção de açúcar e etanol no Brasil, atingiu 48,93 milhões de toneladas, o que apresenta um aumento de 4,31% em relação a quantidade registrada em igual período na última safra, como ilustra a figura 1 (ÚNICA, 2022).

Figura 1 - Produção de açúcar e álcool na safra 2022/2023.

Produtos	Centro-Sul			
	2021/2022	2022/2023	Var. (%)	
Cana-de-açúcar ¹	46.909	48.931	↑ 4,31%	
Açúcar ¹	3.047	3.302	↑ 8,40%	
Etanol anidro ²	979	1.003	↑ 2,49%	
Etanol hidratado ²	1.368	1.409	↑ 2,98%	
Etanol total ²	2.347	2.412	↑ 2,78%	
ATR ¹	6.915	7.255	↑ 4,91%	
ATR/ tonelada de cana ³	147,42	148,26	↑ 0,57%	
Mix (%)	açúcar	46,24%	47,77%	↑
	etanol	53,76%	52,23%	↓
Litros etanol/ tonelada de cana	46,42	45,38	↓ -2,23%	
Kg açúcar/ tonelada de cana	64,95	67,49	↑ 3,92%	

Fonte: ÚNICA (2022).

3.3.Processamento da cana para produção de açúcar VHP

A cana que chega à Usina possui grande quantidade de impurezas, tais como palha, folhas, areia, metais etc. A presença destes materiais provenientes do campo pode se dar por vários fatores, dentre os quais destacam-se: o tipo de corte e condições climáticas (ALBUQUERQUE, 2011).

Essas impurezas reduzem a capacidade de moagem e extração, além de desgastar e sobrecarregar os equipamentos. A limpeza da cana pode ser feita de duas formas: através de lavagem com água corrente ou limpeza a seco, a depender dos métodos de cada Usina. A limpeza com água é feita com bicos aspersores que injetam água sob pressão na mesa alimentadora, enquanto a limpeza a seco é feita com ventiladores que insuflam ar em alta velocidade (LOPES, 2011).

Uma tonelada de cana moída produz em média 850 litros de caldo, do qual 78 a 86% é água, 10 a 20% é sacarose, de 0,1 a 2% de açúcares redutores, 0,3 a 0,5% de cinzas e entre 0,5 e 1% são compostos nitrogenados. A fibra é todo material insolúvel em água e, o caldo é composto por água e todos os sólidos solúveis. Cada tonelada de cana moída rende em média 150 kg de bagaço úmido (com média de 45 a 55% de umidade) que é utilizado para queima na caldeira a fim de atender as necessidades energéticas da indústria (ALBUQUERQUE, 2011).

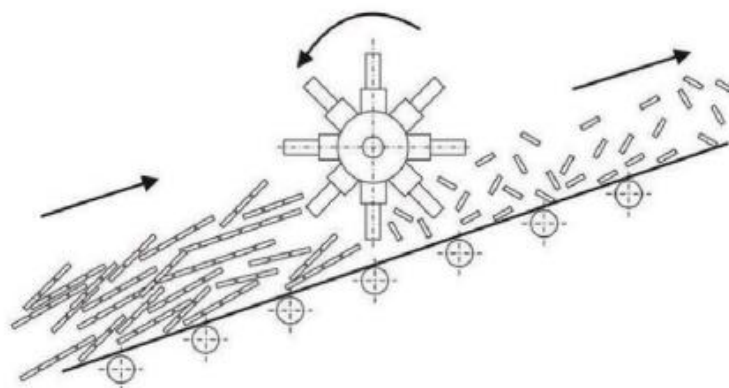
3.3.1. Preparo da cana

A cana pode ser recebida na Usina em forma de colmos inteiros ou picada. No entanto, para uma extração eficiente é necessário que seja feita a limpeza e o

desfibramento da matéria prima por meio de facas e martelos giratórios. A finalidade disso é a abertura das células da cana e formação de uma massa homogênea (LOPES, 2011).

O conjunto de desfibramento é constituído por um sistema de preparo por facas posicionadas sobre uma esteira que conduz a cana à extração, onde ela é previamente picada e, logo após, desfibrada nos martelos giratórios contra uma placa metálica, que desagrega as fibras por cisalhamento conforme a Figura 2 (LOPES, 2011).

Figura 2 - Jogo de facas sobre a esteira de cana.

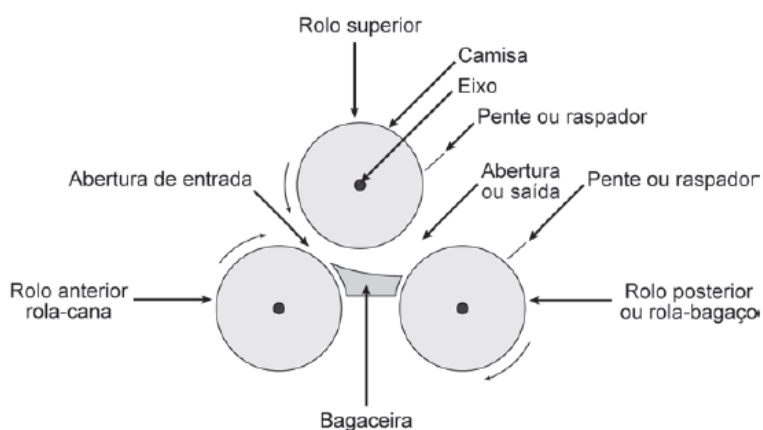


Fonte: LOPES, 2011.

3.3.2. Extração do caldo

A extração de caldo é uma operação realizada pelo processo de moagem, que consiste em comprimir a cana desfibrada e comprimí-la entre dois cilindros de moagem para retirar o caldo presente. Originalmente, as moendas eram constituídas por dois rolos verticais, movidos por força hidráulica. Por volta de 1882, adotaram-se as primeiras moendas com 3 rolos na horizontal conforme demonstrado na Figura 3 que é o processo que perdura até hoje. (LOPES, 2011).

Figura 3 – Representação esquemática de uma moenda de 3 rolos.



Fonte: LOPES, 2013.

A embebição em moendas em contracorrente é uma técnica utilizada para melhorar a eficiência do processo de extração do caldo de cana. Nesse método, a água é adicionada às canas no sentido contrário ao fluxo de material, o que aumenta a umidade das canas e facilita a extração do caldo. A embebição em contracorrente pode melhorar o rendimento da moenda, reduzindo a perda de açúcar durante o processo, e também pode ajudar a melhorar a qualidade do caldo extraído. Essa técnica é amplamente utilizada na indústria açucareira, e requer sistemas de alimentação de água bem projetados para garantir um controle preciso da quantidade de água adicionada às canas. Além disso, a embebição em contracorrente pode ajudar a prolongar a vida útil das moendas, reduzindo o desgaste das peças e melhorando a eficiência do processo de extração (SANTOS et al., 2016).

A partir da década de 1950, iniciou-se a utilização de um sistema de extração de sacarose por meio de um equipamento denominado difusor. Esse equipamento opera como um lixiviador, pois a cana é extraída da cana pela sua “lavagem” após ter suas células abertas pela ação de forças desfibradoras (LOPES, 2011).

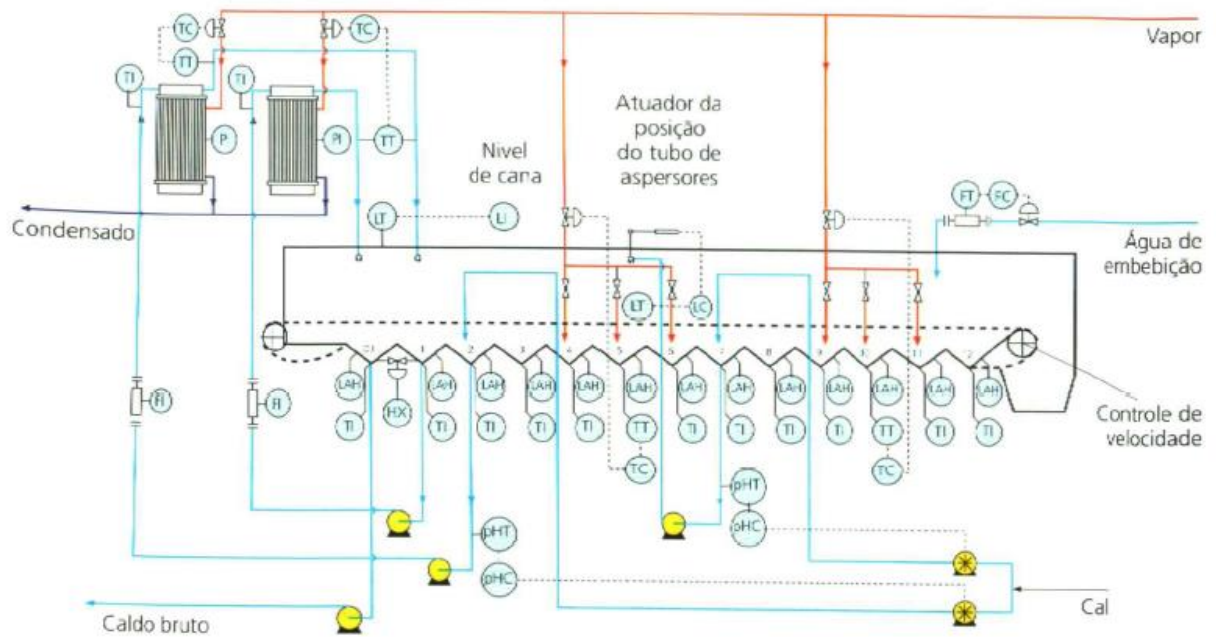
3.3.3. Difusor contínuo

Na Usina alvo do trabalho em questão, o equipamento utilizado para extração é o difusor contínuo. Tal forma de extração já era empregado na Europa antes mesmo da Segunda Guerra, nas usinas de beterraba e se expande no Brasil à medida que novas usinas são instaladas. (LOPES, 2011).

Ainda segundo Lopes (2011), convencionou-se chamar o equipamento de difusor devido ao fenômeno físico da difusão, que é o princípio de funcionamento dele, porém, na prática o que ocorre na Usina é um processo de lixiviação com percolação de água pelas células abertas da cana, dessa forma, a sacarose é extraída à temperatura de 80 a 90°C.

A cana preparada adentra o equipamento e é percolada por água de embebição que alimenta o difusor em sentido contracorrente, no intuito de recuperar a maior quantidade possível de caldo, que é recolhido em captadores ao longo dos estágios. O caldo recebido pelos captadores é bombeado para o estágio anterior sobre um leito de cana em movimento até atravessar todos os estágios, de forma que a esteira que leva esse bagaço forma uma espécie de peneira em lento movimento, conforme o esquema demonstrado na Figura 4 (HUGOT, 1969).

Figura 4 - Esquema do sistema de circulação do difusor



Fonte: Rein, 2013.

O caldo bombeado de cada um dos captadores tem de ser aplicado uniformemente sobre a largura do difusor, que pode ser conseguido através de um sistema de tubo horizontal com tubos aspersores. Os tubos precisam ser projetados para obter vazão igual em cada bocal e isto requer que a perda de carga ao longo da tubulação seja pequena em relação à perda em cada bocal (HUGOT, 1969).

O preparo de cana é de suma importância para a eficiência do Difusor contínuo, bem como para a moagem. Esta é a variável mais importante quando se trata de extração. O ideal é que o tipo de preparo deve resultar em um material onde todas as células estejam rompidas, mas com fibras longas ainda evidentes, para fornecer um leito de cana que seja estável e suficientemente aberto para possibilitar a obtenção de altas taxas de percolação. Além disso, o tempo de residência também é uma importante especificação do projeto do aparelho, já que, quanto mais longo o tempo despendido pela cana preparada no difusor, maior será a extração (HUGOT, 1969).

Após a extração, o caldo passa por uma etapa de peneiramento para retirar impurezas mais grosseiras e posterior preparo e tratamento para clarificação do fluido, enquanto o bagaço (produto gerado pela retirada de caldo dos colmos de cana) é enviado à queima, por meio da caldeira, para fornecimento de energia para a Usina.

3.3.4. Tratamento de caldo

O caldo misto proveniente da extração é recebido no Tratamento de caldo, com aspecto turvo e impurezas indesejáveis solubilizadas em suspensão. A clarificação é um tratamento composto por diversas transformações químicas e físicas com o objetivo principal de remoção de impurezas e partículas grosseiras do caldo. Além disso, é de suma importância nessa etapa atingir o pH e temperatura ideais para evitar inversão da sacarose durante as etapas subsequentes do processo (PAYNE, 1989).

3.3.4.1. Caleagem

A caleagem tem como função neutralizar o pH do caldo, que diminui a perda de sacarose por inversão por acidez em glicose e frutose. A neutralização é feita a partir de uma solução de hidróxido de cálcio Ca(OH)_2 , ou leite de cal, até atingir um pH próximo a 7 (REIN, 2013).

A preparação do leite de cal é feita a partir da hidratação de cal virgem CaO . Este procedimento ocorre em hidratadores que são tanques subdivididos em duas câmaras: câmara de hidratação e câmara de diluição. O leite de cal é então transferido para um classificador helicoidal inclinado ou um mecanismo raspador tipo rastelo, para separação de impurezas como areia e calcário. Em seguida, é enviado para os tanques de diluição, onde será diluído até em concentração aproximada de 7 e 8° bé. Essa diluição é armazenada em agitação constante para evitar a decantação da suspensão (REIN, 2013).

A dosagem de cal é feita de forma contínua com monitoramento do pH e posteriormente o caldo é enviado ao aquecimento (ALBUQUERQUE, 2011).

3.3.4.2. Aquecimento de caldo

Após o processo de caleagem, o caldo é armazenado no tanque caleado para posterior envio ao aquecimento. O processo visa atingir a temperatura de 105°C para remoção de albuminas e impurezas coloidais. Essa etapa facilita as posteriores, já que há um estímulo desse caldo na separação por decantação. O caldo é geralmente aquecido em dois ou mais estágios com o uso de vapor de pressão mais baixa no primeiro estágio para otimizar a economia de vapor. A maior parte da transferência de calor envolve a condensação de vapor para atingir o aquecimento necessário (REIN, 2013).

Temperaturas abaixo de 105°C tem a eficiência do *flasheamento* reduzida, enquanto temperaturas superiores podem ocasionar na queima de açúcares e consequente perdas. Acima de 60°C já é possível observar efeitos de desnaturação de proteínas e

gelatinização do amido, que contribui para a floculação destas e de outras substâncias no caldo (REIN, 2013).

O aquecimento do caldo é realizado em sua maior parte em aquecedores do tipo casco e tubo ou aquecedores tubulares. O caldo percorre múltiplas passagens por dentro dos tubos, enquanto o vapor é lançado pelo casco e realiza a troca térmica com o fluido circulante. Alguns fatores influenciam a boa operação da troca de calor, dentre eles, a velocidade de percolação do caldo deve ser mantida de 1,5 a 2,0 m/s, para permitir a transferência de calor enquanto reduz os efeitos de perda de carga. (REIN, 2013).

3.3.4.3. Flasheamento

O *flasheamento* ou ebulição espontânea consiste na queda de temperatura causada pela exposição de um determinado líquido, que antes se encontrava a uma pressão maior, para outro ambiente que está a uma pressão menor cujo ponto de ebulição é menor que a temperatura do líquido se encontrava na condição inicial (ALBUQUERQUE, 2011).

Antes do caldo iniciar o processo de decantação, ele passa pelo Balão Flash, que tem como principal função eliminar todo ar aprisionado no bagaço ou bagacilho, que favorece a sedimentação dessas partículas na decantação e impede que sejam arrastadas no caldo (ALBUQUERQUE, 2011).

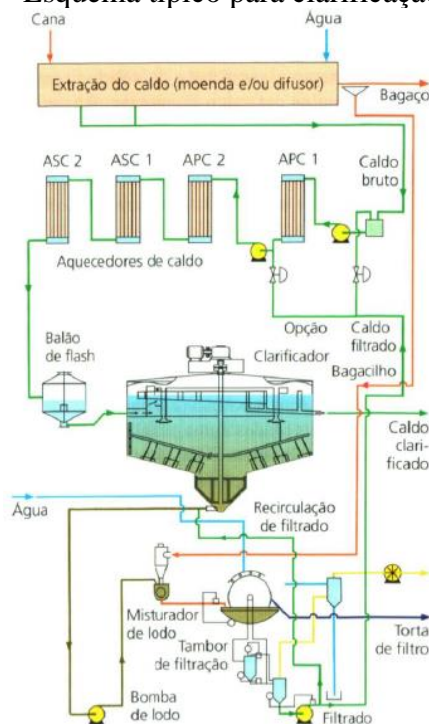
3.3.4.4. Decantação

Após o *flasheamento*, o caldo passa pelo processo de decantação, que visa retirada de impurezas e materiais grosseiros do processo. O processo físico ocorre por meio da ação da gravidade e possui como subproduto o Lodo (ALBUQUERQUE, 2011).

O lodo de caldo de cana é definido como um resíduo em forma líquida que é eliminado no processo de decantação do caldo de cana, ou resíduo obtido por sedimentação em suspensão do caldo. Sua composição depende de vários fatores agroindustriais como: variedade de cana, qualidade de matéria-prima, tipo de colheita (mecanizada ou manual); deve-se considerar também que no período de colheita a umidade é aumentada e, conseqüentemente, a quantidade de terra (SANTOS, 2009).

O material floculado se deposita no Decantador e, em sua camada mais baixa é feita a retirada a vazão constante. Posteriormente, o lodo tem que ser filtrado para recuperar a sacarose dos sólidos presentes, etapa esta que acontece no filtro rotativo (REIN, 2013). O esquema usual é apresentado na Figura 5.

Figura 5 - Esquema típico para clarificação do caldo.



Fonte: REIN, 2013.

Os parâmetros mais importantes do processo de decantação são o tempo de residência e a velocidade de entrada do caldo. O tempo de residência indica o tempo médio que o caldo ficará retido no interior do aparelho. Altos tempos de residência são prejudiciais ao processo, pois pode aumentar a cor e turbidez do caldo, bem como a queda do pH e conseqüente inversão da sacarose. Normalmente usam-se polímeros de baixa densidade e médio peso molecular de grau alimentício para estabilização da molécula das impurezas, o que permite sua coagulação e precipitação de forma mais segura (REIN, 2013).

O lodo segue para secagem em um filtro de tambor rotativo com o mínimo de turbulência possível, para preservar os flocos e é composto de 5 a 10% de sólidos insolúveis e de 12 a 18% de sólidos dissolvidos (açúcares, na maior parte sacarose). Este processo é auxiliado pelo adensamento do lodo e bom controle do nível do cocho do filtro (HUGOT, 1969). É importante que o produto gerado, denominada torta, tenha baixa umidade e perda de pol (teor de sacarose na torta) em até 1% no máximo, para ser avaliada como uma boa secagem (REIN, 2013).

O caldo proveniente da separação segue o processo de tratamento e passa por peneiras estáticas para filtragem por telas. Em seguida, já é possível obter o caldo clarificado, pronto para iniciar a etapa de evaporação e cristalização (ALBUQUERQUE, 2011).

3.3.5. Evaporação

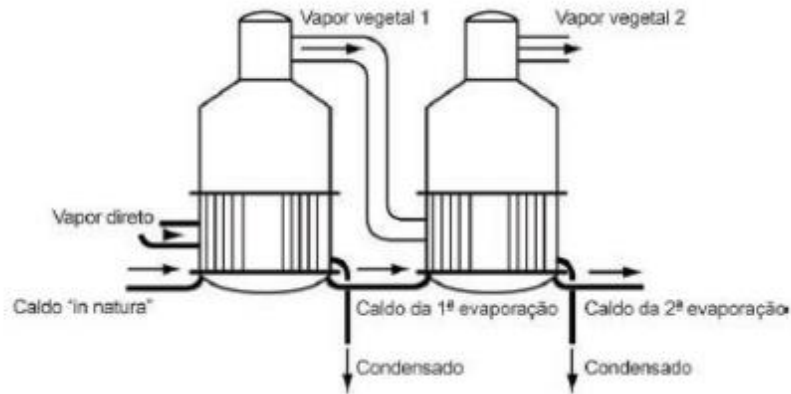
A evaporação inicia-se a partir do caldo clarificado, obtido na etapa anterior. O processo consiste na eliminação do excesso de água por vaporização e, utiliza o próprio vapor d'água como fluido de aquecimento, a fim de obter uma solução com a concentração desejada (CASTRO E ANDRADE, 2006).

A evaporação tem como objetivo eliminar a água presente no caldo clarificado a fim de que o açúcar se concentre até a formação de cristais. Os evaporadores são responsáveis pela concentração do clarificado de 14° Brix até 72° Brix e facilitar o processo de cristalização do açúcar, no entanto, o caldo não é concentrado a níveis tão elevados por conta do risco de formação de cristais indesejados (falsos) na etapa de cristalização. Nesse sentido, os evaporadores são utilizados para concentrar o caldo até 60° Brix, que é a quantidade de sólidos insolúveis necessária para a etapa posterior realizada via cozedores. Ao término dessa etapa, o caldo é denominado xarope (HUGOT, 1977).

3.3.5.1. Pré-Evaporadores

Os pré-evaporadores nada mais são que evaporadores com maiores dimensões que os demais efeitos, que possibilitam a geração de vapor vegetal em excesso. O pré-evaporador trabalha com vapor proveniente das turbinas a 120°C – vapor de escape a aproximadamente 1,5 Kgf/cm², que cede calor latente de condensação para aquecimento da corrente de entrada de caldo clarificado, que percola as tubulações da calandra. Após o primeiro corpo, parte da água desprendida do caldo pelo processo de ebulição em forma de vapor vegetal é destinada ao próximo corpo para aquecimento do caldo e será condensada, assim como o vapor de escape do primeiro corpo, como demonstra a Figura 6 (HUGOT, 1977).

Figura 6 – Fluxo de corrente em pré-evaporador.



Fonte: ARAUJO (2012).

O caldo aquecido ascende as paredes dos tubos e escoam pelo tubo central do evaporador. O caldo deve ocupar 1/3 da altura dos tubos para fornecer a transferência de calor durante a ascensão da película em ebulição. A solução em ebulição sobe através dos tubos por circulação natural e o líquido concentrado segue para o próximo pré-evaporador para realizar a mesma etapa, a fim de concentrar ainda mais o caldo. No final do processo, tem-se o caldo a uma concentração de aproximadamente 25° brix e condensado para ser utilizado em outros setores da Usina (HUGOT, 1977). Quando a pré-evaporação é alimentada com vapor de escape em excesso, com relação ao efeito seguinte, se faz a retirada do excesso para abastecer outras etapas do processo e esse desvio é denominado sangria.

3.3.5.2. Evaporadores de múltiplos efeitos

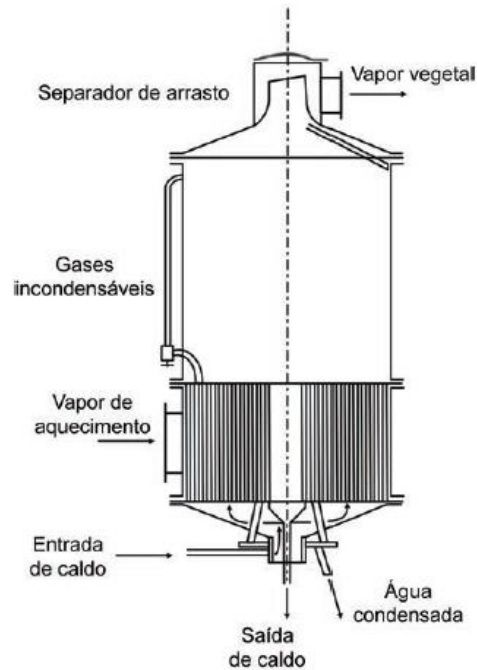
Após a etapa de pré-aquecimento nos pré-evaporadores, o sistema de evaporação continua através de múltiplos efeitos. (HUGOT, 1977).

A viabilização do funcionamento de um sistema de múltiplos efeitos está condicionada a redução de temperaturas e pressões nos efeitos que ocorrem de forma decrescente, decorrente da atuação do sistema de vácuo, localizado no último efeito (HUGOT, 1977).

O sistema mais eficiente e em uso nas atuais usinas de açúcar consiste na utilização de caixas evaporadoras fechadas, aquecidas por vapor através de feixes tubulares, que operam tanto em pressão maior ou menor que a atmosférica. Assim, o evaporador pode ser considerado como sendo um tipo especial de trocador de calor, sua operação é regida pelas mesmas leis de troca térmica. A figura 7 demonstra uma visão

esquemática de um aparelho evaporador conhecido como caixa Robert, que, apesar de muito antigo, ainda é utilizado em grande parte das usinas (LOPES, 2013).

Figura 7 - Caixa evaporadora tipo Robert.



Fonte: LOPES (2013).

A grande vantagem desse evaporador é operar praticamente sem controle ou automatização, já que o caldo circula por transbordamento (LOPES, 2013).

Nas Usinas mais modernas, os evaporadores tipo *Falling Films* - que são um tipo de evaporador de tubo longo vertical e consiste em uma sequência de 4 a 5 efeitos e são projetos onde há execução de sangrias de vapor vegetal nas três primeiras caixas do quadruplo ou quántuplo efeito, conforme a Figura 8 (PAYNE, 1989).

Figura 8 - Evaporadores de múltiplos efeitos do tipo Falling Film.



Fonte: Acervo pessoal.

Todos os evaporadores do tipo *Falling Film* operam com bomba de recirculação, o que significa maior consumo de energia, além de que, todos possuem a necessidade de instrumentação, para garantir que não ocorra caramelização do caldo. São utilizadas limpeza manual ou química, apresentam taxa de evaporação mais elevadas (30 – 40kg de vapor/m²) e o xarope na saída do sistema apresenta concentração mais próxima do valor recomendado pela literatura (55 – 65° Brix). À medida que o processo avança, o novo vapor gerado pelos equipamentos se torna cada vez mais “sujo”, devido a seu elevador teor de açúcar proveniente do caldo cada vez mais concentrado. Para amenizar as perdas nesse sistema, separadores de arraste são utilizados para filtrar os vapores de alimentação e evitar incrustações (PAYNE, 1989).

Segundo Payne (1989), a etapa de evaporação elimina cerca de 70% da água em forma de vapor e ao seu final atinge cerca de 65 a 70° Brix, isso garante que não ocorrerá a cristalização da sacarose (cerca de 72° Brix) e a evaporação seja inviabilizada por obstrução do feixe tubular.

Durante a operação dos evaporadores ocorre a formação de incrustações no interior dos tubos, causadas pela deposição de material dissolvido presente no caldo, que se insolubiliza pelo aumento da concentração. As incrustações formam uma capa sobre o tubo, que se espalha à medida que o material depositado se espessa (LOPES, 2010).

Segundo Hugot (1977), pode-se calcular, em média, de 200 a 800g de incrustações, consideradas em matéria seca por m² de superfície de aquecimento.

3.4. Formação de torta a partir do lodo

O lodo gerado no decantador é então bombeado a vazão constante para um tanque misturador. O objetivo disso é incorporar todo o bagacilho adicionado e condicionar o lodo a uma temperatura e pH satisfatórios. Em função de alguns agentes externos tais como gomas e ceras presentes no lodo, este tende a se solidificar em temperaturas abaixo de 75°C e então reduzir a permeabilidade da torta do filtro, por isso, é vantajoso manter a temperatura acima desse valor na alimentação do filtro. Foi registrado que a velocidade de formação da torta se reduz por um fator de 3,3 quando a temperatura do lodo cai de 76 para 74°C (POLONIO, 2004).

O tanque de lodo consiste em um misturador alongado aberto, dotado de um agitador em serpentina. Tanto o lodo do fundo do decantador quanto o bagacilho são adicionados ao tanque e essa mistura deve ser o mais homogênea possível para uma boa filtração (REIN, 2013).

3.4.1. Ciclones

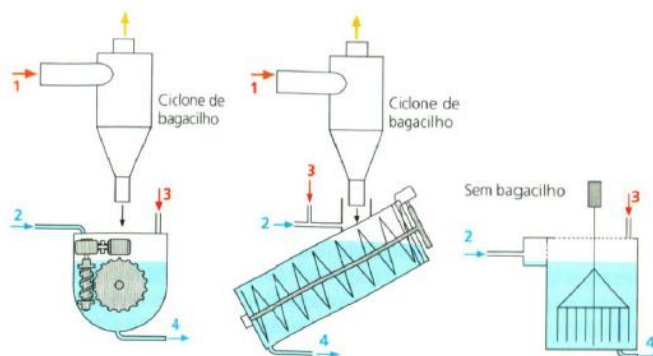
Os ciclones são equipamentos utilizados como filtros, que separam partículas sólidas em suspensão na corrente de gases de exaustão. Ainda podem ter a função de classificadores de partículas sólidas, secadores, entre outros. A força centrífuga atuada nesses equipamentos podem variar entre 5 à 2500 vezes o seu peso e, permitem que as partículas colidam contra as paredes e provocam redução na velocidade e queda das mesmas para o cone inferior, enquanto o ar limpo sai pela parte superior (MORAES, 2019).

São equipamentos utilizados nas indústrias para a separação de partículas sólidas contidas em um gás. Além de serem compactos, possuem uma construção simples e barata, além da vantagem de facilidade na operação. A ausência de partes móveis e a possibilidade de uso a elevadas pressões (100 bar) e temperaturas (1000°C), que são determinadas pelo material em construção (YUU, et al., 1978).

Como as partículas de menor tamanho são influenciadas pela força de arraste, a ação da força centrífuga torna-se negligenciável em partículas de massa reduzida, os ciclones apresentam baixa eficiência de coleta para partículas menores que 5µm e alta queda de pressão. Quanto maior a velocidade de entrada do gás ou quanto menor o diâmetro de entrada do ciclone, maior será a eficiência da coleta e maior será a queda de pressão (PAIVA, 2010).

Tais equipamentos são formados por um corpo cilíndrico e cônico, dotado de uma entrada tangencial e duas saídas orientadas no eixo central. O bagacilho é alimentado por uma das extremidades do tanque, via rosca rotativa fixada à saída de um ciclone. O fluxo de saída é tomado do fundo deste vaso na outra extremidade, conforme ilustra o primeiro sistema da figura 9. O segundo sistema representa a dosagem de bagaço diretamente ao tanque e o terceiro sistema é uma alimentação de lodo sem mistura de bagaço – condição menos usual (REIN, 2013).

Figura 9 - Fluxo de bagacilho pelo ciclone.



Fonte: REIN (2013).

Figura 10 - Ciclone de bagacilho da Usina.



Fonte: Acervo pessoal.

O bagaço, derivado do esmagamento da cana nas moendas, é utilizado para queima na caldeira afim de produzir vapor e conseqüentemente abastecimento de energia para a Usina. O excesso de bagaço é utilizado para atuar como meio filtrante na operação do filtro de tambor rotativo, após passar pelo separador ciclone (MORAES, 2019).

3.5. Bagacilho para filtração

É necessário que o bagaço dosado seja o mais homogêneo possível para manter a proporção de fibra na alimentação do filtro. O critério antigo era manter o bagacilho na vazão de 0,2 a 0,4 t de fibra seca/100 t de cana, mas essa medida é falha pois ignora o fato da existência de variações nos sólidos do lodo, devido à alimentação dos caminhões de cana, que trazem consigo partículas grosseiras e resíduos do solo. Hodiernamente, leva-se em consideração a quantidade de impurezas minerais e, um valor de 0,5 a 0,8 t de fibra seca/100 t de cana moída deve ser adotado (REIN, 2013).

Segundo Rein (2013), o bagacilho é utilizado como meio filtrante no tratamento do lodo e ao se misturar no fluido aumenta os espaços vazios, que melhora a capacidade de filtrabilidade e conseqüentemente aumenta a recuperação de pol na torta do filtro. O bagacilho deve atender a dois requisitos básicos:

- Ele precisa ser fino, menor que 0,85 mm de diâmetro. A área de superfície do auxiliar de filtração é importante devido ao fato de que quando menor o tamanho, maior a área superficial por kg;
- Ele deve ser obtido de fibras curtas, já que cadeias longas de fibra têm a capacidade de filtração insignificante.

O bagacilho se move devido à pressão negativa gerada pela ação de um Exaustor, que é responsável pelo transporte do material até a entrada do ciclone. Alguns fatores como a granulometria, umidade e massa específica do bagaço influenciam diretamente no transporte via feixe tubular.

3.6.Picnometria

Uma das formas de avaliar a massa específica do bagacilho que alimenta o tanque misturador é através da picnometria. Na técnica de picnometria a água, utiliza-se um picnômetro de vidro, que é um balão volumétrico com elevada precisão na determinação do seu volume. O volume de líquido deslocado corresponde ao volume ocupado pela amostrado no recipiente (CREMASCO, 2012).

O volume visível de uma amostra é composto pelo volume da matriz sólida e pelo volume de vazios (poros). A massa do material pode ser determinada por uma balança analítica, enquanto o volume pode ser definido pelo seu volume geométrico, quando se trata de sólidos uniformes e de geometria conhecida. Porém, no caso do bagaço, o material é pequeno o suficiente de modo que medir o volume de uma partícula de amostragem se torna praticamente impossível (CREMASCO, 2012).

Considera-se a massa da amostragem pesada previamente (m_1), acrescenta-se água a um picnômetro de volume previamente conhecido em mililitros, mede-se a massa do conjunto (m_2), que é a soma da massa do recipiente + massa de água. Em seguida, adiciona-se ao conjunto de massa (m_2) a massa conhecida (m_1) e pesa-se este novo conjunto (m_3). A massa de água deslocada, em gramas, é calculada de acordo com a Equação 1.

$$m_{H_2O} = m_1 + m_2 - m_3 \quad (1)$$

O volume de água deslocada, em mL, é calculado pela Equação 2.

$$V_{amostra} = \frac{m_{H_2O}}{\rho_{H_2O}} \quad (2)$$

Em que ρ_{H_2O} é a massa específica da água na temperatura de ensaio, dada em g/cm³. Dessa forma, é possível obter o valor da massa específica do material em questão através da Equação 3.

$$\rho_B = \frac{m_1}{V_{amostra}} \quad (3)$$

Este método é utilizado em muitos casos para partículas e materiais não porosos. Porém, muitos sólidos possuem em sua estrutura poros em forma de rachaduras, fendas e/ou aberturas. Para estes materiais, é necessário a medida da massa específica (ZANESCO, 2021).

3.7.Filtração

A etapa final do tratamento de caldo é a filtração. Os açúcares que ainda ficam retidos nas impurezas sedimentadas de saída do decantador saem com uma concentração de aproximadamente 10° Brix. Essas são retiradas pelo fundo do decantador e enviadas para a filtração (NUNES, FINZER, 2019).

Segundo Nunes e Finzer (2019) o tempo que o caldo pode ficar em um decantador varia de 15 minutos a 4 horas e em relação ao caldo que entra no equipamento a quantidade de lodo equivale a 20% da massa de entrada.

O caldo clarificado é direcionado para o setor da evaporação. O lodo do decantador é primeiramente filtrado para separação do caldo contido e dos sais insolúveis vindos do bagacilho arrastado pelo processo (HUGOT,1969).

O lodo que chega do decantador é armazenado em tanques de lodo com agitação constante e adição de bagacilho e água a aproximadamente 75°C. Os misturadores têm como objetivo incorporar o lodo a temperaturas e pH ideais para o processo (REIN,2013).

Segundo Rein (2013), a temperatura da água deve permanecer acima de 75°C a fim de evitar que soluções com altas viscosidades atrapalhem na floculação e escoamento do caldo filtrado. A presença de compostos poliméricos contidos na cana, ceras e dextranas são fatores chaves para o aumento da viscosidade da solução.

Altas concentrações de lodo que chegam do decantador podem não ser suportadas pelos filtros de tambor rotativo. A diluição dessas concentrações é então realizada para que o lodo seja enviado apropriadamente para início do processo.

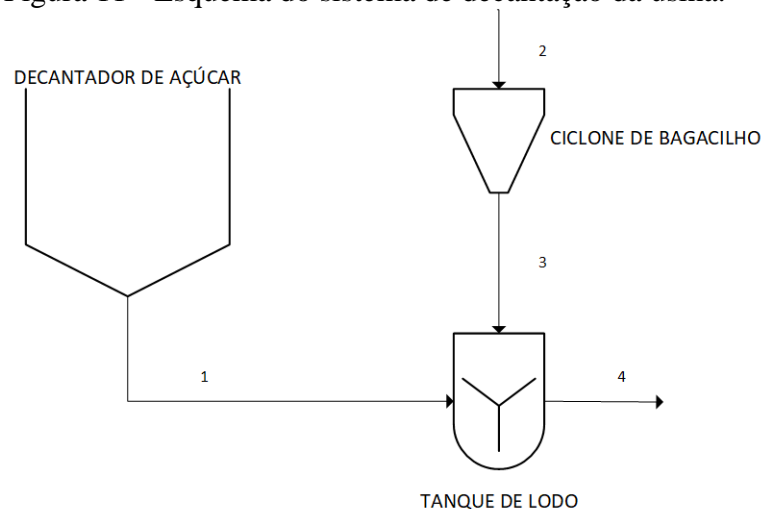
De acordo com Lopes (2011) o bagacilho incorporado nos tanques de lodo precisam de proporções e tamanhos de partículas apropriadas para valores bons de retenção de sólidos no filtro.

Deve-se adicionar bagacilho na proporção de 30% m/m da matéria seca no lodo a ser filtrado.

Essa porcentagem corresponde em valores entre 4 a 12 Kg por tonelada de cana. Quanto maior a quantidade de sólidos no lodo, melhor a retenção de insolúveis no filtro.

A Figura 11 representa o esquema de chegada do lodo no tanque de lodo com respectiva adição de bagacilho.

Figura 11 - Esquema do sistema de decantação da usina.



Fonte: Acervo pessoal.

O lodo retirado do decantador é filtrado por filtros do tipo tambor rotativo, prensa ou mecânicos, porém é mais comum encontrar em usinas sucroalcooleiras os filtros rotativos do tipo tambor à vácuo.

A escolha do filtro mais apropriado para determinada empresa varia em função do objetivo da filtração e da economia do processo. Dentre os parâmetros que devem ser analisados para escolha do equipamento ideal, são os principais: viscosidade, densidade, reatividade química do fluido a ser filtrado, dimensão e forma de partículas, distribuição granulométrica, concentração da suspensão de alimentação, grau de separação desejado, mão de obra, energia e capital (SPIRANDELI et al., 2016).

A filtração a vácuo tem como princípio a separação por pressão. O meio filtrante primário nessa configuração é tecido de fibras naturais, metálicos, sintéticos ou mistos. O meio filtrante secundário necessita de um meio poroso, usualmente chamado de torta, composta do próprio componente sólido retido nas telas metálicas permitindo a passagem de fluidos (SPIRANDELI et al., 2016).

A escolha do meio filtrante ideal deve levar em conta na capacidade deste em produzir uma torta de fácil retirada, produzir um filtrado límpido, resistir a fissuras, apresentar boa distribuição de poros, apresentar baixo custo e fácil limpeza (CREMASCO,2012).

3.8. Filtro de Tambor Rotativo

Os filtros de tambor rotativo são utilizados principalmente em indústrias de tratamento de resíduos, efluentes, separação de sólidos e líquidos de processos, mineradoras, alimentícias (SPIRANDELI et al., 2016).

Os primeiros filtros de tambor rotativo para aplicação em usinas de cana-de-açúcar surgiram no ano de 1936. Assim como ilustra a Figura 12 o equipamento possui um tambor de aço inoxidável oco de grande diâmetro girando sobre um eixo horizontal submerso em quantidades pequenas no líquido a ser filtrado (REIN, 2013).

Entre as vantagens de instalação desse equipamento em usinas, as que se destacam são: necessidade de menor área de implantação, remoção de torta com facilidade, baixo custo de manutenção, controle fácil de parâmetros operacionais.

Já as desvantagens devem-se levar em conta: a necessidade de lavagem constante do meio filtrante, alto consumo de energia para geração de vácuo, tortas com alta umidade residual (CREMASCO,2012).

De maneira geral, o filtro funciona da seguinte forma: à medida que o tambor gira, a parte imersa no lodo de saída do decantador tem parte deste aspirada através de um vácuo de 7 a 10 polegadas de mercúrio. As telas do filtro retêm em sua superfície bagacilho e materiais insolúveis (LOPES, 2011).

Após sair da parte submersa em caldo, a tela do filtro passa pela seção de lavagem de torta, para retirada dos açúcares contidos na camada das telas. Jatos de água quente são aplicados para lavagem.

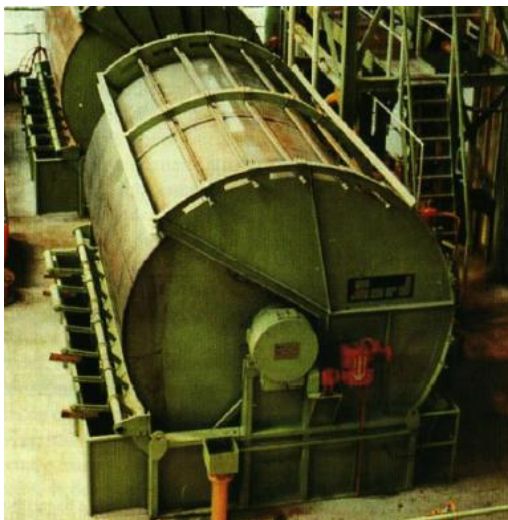
A torta lavada passa pelo setor de secagem, no qual um vácuo de 20 a 23” Hg é aplicado para aspiração da umidade.

No final do sentido de giro do filtro o vácuo é quebrado por meio de uma raspadeira, parte do açúcar é recuperado e o material insolúvel é retirado do processo para utilização em lavouras (LOPES, 2011).

Esses açúcares são recuperados em um caldo filtrado e é gerado um dos subprodutos do processo das usinas de açúcar e álcool: a torta de filtro (RODRIGUES,2022).

O filtrado pode retornar ao processo de calagem no início do tratamento de caldo para receber novo tratamento ou encaminhado a fermentação para produção de etanol (LOPES,2011).

Figura 12 - Filtro de tambor rotativo à vácuo.



Fonte: Rein (2013).

A superfície externa do tambor é composta por uma folha de aço inoxidável com pequenas perfurações e dispositivos de lavagem estão posicionados na parte superior do tambor para aplicação de água quente na etapa de lavagem da torta (REIN,2013).

Ao final do sentido de giro do equipamento estão posicionados raspadores para evitar que a torta seca retorne a bacia de lodo que está chegando do decantador.

3.8.1. Telas de aço inoxidável

As telas utilizadas nos filtros rotativos à vácuo são geralmente feitas de chapas perfuradas de furos de 0,5 mm e densidade de 116 furos por cm². O material constituinte

pode ser tanto de aço inoxidável ou cobre, sendo o primeiro mais utilizado pela vantagem econômica e durabilidade no equipamento (REIN,2013).

Para que a filtração seja contínua e a camada de torta obtida uniforme, é necessário que as chapas perfuradas não possuam obstruções. Dado o fato, é preciso manter os furos das chapas sempre limpos.

A limpeza pode ser feita tanto por hidrojateamento quanto por soluções químicas em oportunidades de parada de planta (REIN, 2013).

3.8.2. Bicos Aspersores

Na etapa de lavagem da torta é utilizada na parte superior do tambor bicos aspersores ou dispositivos de gotejamento. Esses são responsáveis por distribuir a água de lavagem ao longo de toda a torta.

Segundo Rein (2013) uma vazão de 3 L/min é desejada para uma boa lavagem, e a inspeção dos bicos para verificar regiões de entupimento e limpeza sob demanda se faz necessária.

3.8.3. Raspadores

Ao final da secagem da torta, os raspadores são responsáveis por removê-la do tambor. Caso as raspas estejam com lâminas desgastadas, devem ser substituídas para que uma raspagem imperfeita não cause o entupimento das telas.

Em velocidades altas do tambor, nota-se a importância dos raspadores sempre íntegros (REIN,2013).

3.9. Torta

A torta de filtro formada é geralmente na razão de 20 a 40 kg por tonelada de cana moída e possui em sua composição grandes quantidades de ceras. É utilizada geralmente como fertilizante nas lavouras e até como componente de rações animais (LOPES,2011).

A espessura da torta varia com o filtro que é utilizado. Filtros prensas costumam obter espessuras entre 8 a 12 mm, enquanto tambores rotativos alcançam entre 6 e 7 mm. Espessuras de tortas baixas acarretam muito material orgânico e voltam para o processo enquanto espessuras altas trazem altas retenções de caldo (pouca recuperação de pol) (RODRIGUES, 2022).

A umidade da torta também é um fator a ser considerado e variam com o tipo de filtro utilizado. Altas umidades podem significar custos de transporte maiores da torta para as lavouras. Filtros prensa obtém umidades mais baixas, entre 60 e 65% e filtros rotativos umidades entre 75 e 80% (RODRIGUES,2022).

Geralmente a perda de açúcar nos filtros corresponde a 0,2 a 0,8% do açúcar contido na cana. A análise de pol na torta é uma das maneiras de avaliar o desempenho de filtros e os valores considerados normais dentro de uma unidade processadora variam entre 1 e 3% (SANTOS,2009).

3.10. Rotação do filtro

Boas condições de operação dependem do tipo e da capacidade do filtro instalado. Deve-se levar em conta também a boa interação entre o controle do equipamento e condições de alimentação do filtro (REIN,2013).

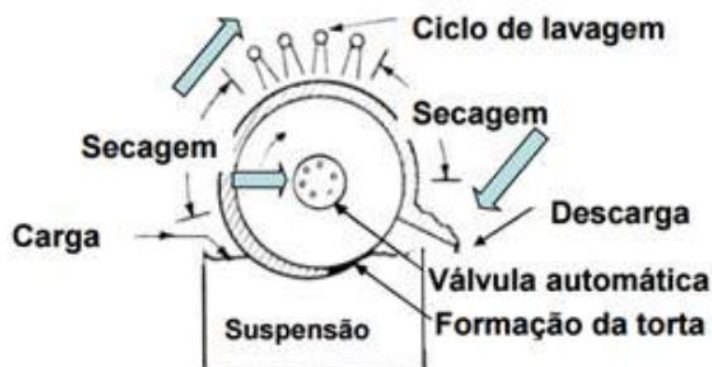
A velocidade de rotação do tambor do filtro varia segundo a demanda de lodo a ser filtrado. Em geral, quanto menor a rotação do tambor melhor a eficiência em redução de sacarose e na umidade da torta (SPIRANDELI et al., 2016).

Nos estudos de Santos (2009) recomenda-se uma rotação do tambor de 4 a 6 minutos por volta.

3.11. Funcionamento do filtro tambor à vácuo

As principais áreas que dividem o funcionamento do filtro podem ser diferenciadas por setores como é descrito a seguir e ilustra a Figura 13.

Figura 13 - Funcionamento de um filtro tambor rotativo à vácuo.



Fonte: Spirandeli et. al. (2016).

- **Setor de descarga da torta:** é o local onde a pressão é igual a atmosférica, o qual há a descarga da torta. A descarga é feita na região submersa do filtro na bacia

onde há a solução (bagacilho + lodo) a ser filtrada. À medida que o tambor gira é aplicado um vácuo de 7 a 10 polegadas de mercúrio, usualmente chamado de vácuo baixo (SANTOS, 2009).

Na região de vácuo baixo é iniciada a formação de camadas mais espessas da torta e, essa se direciona a uma chapa perfurada em inox;

- **Setor captadora de torta:** região responsável por conectar através de uma válvula de controle as regiões de vácuo alto e vácuo baixo. Ocorre nessa etapa a desidratação da torta. A parte líquida da torta é sugada pelo vácuo baixo até o início da lavagem da torta;

- **Setor de vácuo alto:** a lavagem da torta ocorre na região de vácuo alto, que possui pressões entre 18 e 20 polegadas de mercúrio. Nessa etapa, água a temperatura de 80°C cai através dos bicos aspersores sobre uma camada uniforme de torta retida nas telas do filtro e é gerado então o caldo claro aspirado. A maior quantidade de açúcares da torta é retirada nessa etapa (SANTOS,2009).

Logo após a lavagem, ainda na região de vácuo alto à medida que o tambor gira a pressão no equipamento auxilia a passagem de ar na torta para redução de umidade.

Umidades ideais de torta giram em torno de 71 a 78% (POLONIO, 2004).

3.11.1. Formação do vácuo alto

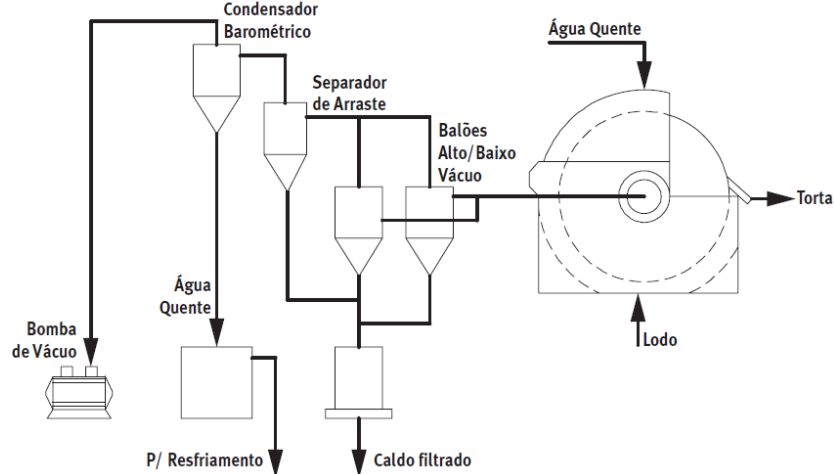
Para que o sistema funcione selado com a formação de vácuo é utilizada água para condensação dos vapores gerados pelo filtro. Como ilustra a Figura 14 o sistema funciona com um condensador barométrico para condensação do vapor juntamente a uma bomba à vácuo para remoção do ar.

Esse sistema com dois equipamentos pode ser substituído por um condensador do tipo multijato, que dispensa o auxílio da bomba à vácuo, porém esse necessita de cerca de 20 a 25% de volume adicional de água para condensação dos vapores do sistema (AGÊNCIA NACIONAL DAS ÁGUAS; MINISTÉRIO DO MEIO AMBIENTE, 2009).

As quantidades de vapor a serem condensadas pelos condensadores barométricos ou multijatos são consideradas baixas. Porém o vapor carregado contém grande quantidade de ar, o que auxilia na formação de vácuo (REIN,2013).

O balão de vácuo baixo e alto sofrem uma depressão, *flasheando* parcialmente o caldo filtrado, desprendendo os vapores que serão condensados em contato com a água fria no condensador barométrico.

Figura 14 - Esquema de sistema de formação de vácuo e condensação de vapores da lavagem da torta do filtro rotativo à vácuo.

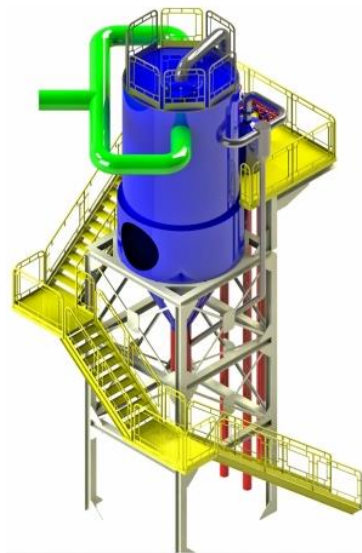


Fonte: Agência Nacional Das Águas; Ministério Do Meio Ambiente, 2009.

3.11.2. Condensador barométrico

O condensador barométrico é um equipamento composto por três estágios de retirada de ar para auxiliar na formação de vácuo. O equipamento ilustrado pela Figura 15 tem por finalidade condensar o vapor em um processo de transformação do estado gasoso para líquido (TJA, [s.d.]).

Figura 15 - Condensador Barométrico.



Fonte: TJA, s.d. 2022

Os gases não condensáveis são removidos por sucção via bomba vácuo e o vapor d'água condensa ao entrar em contato com a vazão de água fria que entra pelo topo do condensador barométrico. O condensado reduz o volume do equipamento e a pressão, formando-se então o vácuo (EVANGELISTA,2022).

A corrente de água utilizada no condensador barométrico impacta diretamente na taxa de evaporação do líquido, já que a vazão descendente influencia na construção do vácuo do equipamento pelo efeito de “tromba d’água”, que liga a redução de pressão pela diminuição da área de escoamento e aumento da velocidade do fluido (EVANGELISTA, 2022).

A eficiência do condensador está na absorção do calor latente com menor quantidade de água aplicada.

A quantidade de água necessária é obtida a partir de balanços de massa e energia dos balões de vácuo alto e baixo e está relacionada com a quantidade de vapor *flasheado* do caldo a ser condensada.

3.11.3. Condensador multijato

O condensador multijato tem introdução de água no equipamento por meio de jatos a alta velocidade, na forma de spray. Acontece então o arraste de água, gases incondensáveis e consequente eliminação (BELTRÃO, 2018).

O condensador multijato não necessita do auxílio de uma bomba à vácuo para a formação de vapor no sistema. Por isso quantidade de água necessária para arrastar a mesma quantidade de água e gases é estimada em 20 a 25% de volume adicional.

3.12. Eficiência de filtração

Para melhor eficiência da retirada de açúcares, a camada de torta deve permanecer uniforme nas telas, impedindo assim a passagem de ar e garantindo a formação de vácuo necessária.

A retenção de insolúveis no filtro é a medida de avaliação do sistema de filtração e pode ser representado pela Equação 4.

$$R = \frac{(\% \text{ sólidos lodo} * B_{\text{lodo}}) - (\% \text{ sólidos filtrado} * B_{\text{filtrado}})}{(\% \text{ sólidos lodo} * B_{\text{lodo}})} \quad (4)$$

Em que B_{lodo} é o Brix do lodo e B_{filtrado} é o Brix do caldo filtrado.

Estima-se que para filtros do tipo tambor rotativo a retenção de insolúveis apresenta valores entre 50 e 70%. Por ser um valor baixo, o caldo que retorna ao processo necessita de passar por um novo tratamento (LOPES, 2011).

3.13. Análise Econômica

A perda ou ganho econômico na etapa de filtração à vácuo está diretamente relacionada à sacarose perdida no processo. O ART (açúcares redutores totais) recuperado nos filtros prensa e rotativos são transformados em açúcar VHP (very high polarization), que é o açúcar bruto, ou etanol, dependendo do *mix* da unidade sucroalcooleira (RODRIGUES, 2022).

Segundo Fernandes (2011) o *mix* açúcar (%) pode ser calculado utilizando a Equação 5.

$$Mix_{açúcar} = \frac{ART_{fabricação\ de\ açúcar}}{ART_{entrada\ de\ cana}} \quad (5)$$

A partir do *mix* é possível determinar a quantidade de produto produzido na unidade com o ART direcionado. Segundo a CONSECANA- SP (Conselho dos Produtores de Cana-de-Açúcar, Açúcar e Etanol do Estado de São Paulo) fatores de transformação são indicados para descoberta da quantidade de açúcar e etanol produzidas a partir de um ART definido.

Para o açúcar VHP, apenas a estequiometria da quantidade de sacarose contida por quilo de produto é levada em conta, enquanto para o etanol hidratado, a eficiência global da destilaria, densidade do álcool hidratado e estequiometria da conversão de açúcares redutores são utilizados nos cálculos (RODRIGUES, 2022).

As Equações 6 e 7 representam os fatores de conversão retirados de Fernandes (2011).

$$Fator\ de\ conversão\ Açúcar\ VHP\ para\ ART = 1,0495 \frac{kg\ ART}{kg\ Açúcar\ VHP} \quad (6)$$

$$Fator\ de\ conversão\ Etanol\ Hidr.\ para\ ART = 1,6913 \frac{kg\ ART}{L\ etanol\ hidr} \quad (7)$$

De acordo com as equações supracitadas, a unidade sucroalcooleira consegue determinar o quanto de produto poderia ser aproveitado a partir de perdas de processos. Para o CEPEA – Centro de Estudos Avançados em Economia Aplicada da ESALQ - a cotação diária de açúcar e etanol é fornecida ao público de acordo com o cenário econômico, oferta e demanda do produto (RODRIGUES,2022).

4. Metodologia Experimental

4.1. Contextualização da Usina

Os dados avaliados neste trabalho foram obtidos de uma Usina de Açúcar e Alcool localizada na região Centro-Sul do Brasil, com moagem nominal 7300 toneladas de cana por dia. Sua safra é caracterizada por um período de 8 meses (abril a novembro) marcado pela obtenção de dados da moagem, qualidade da cana e parâmetros do processo. Este trabalho utilizou dados obtidos diretamente do campo prático e coletados experimentalmente.

Para definir as métricas e vazões necessárias, foi preciso obter os parâmetros básicos de entrada de cana e realizar os balanços até a etapa de extração de caldo. Outra análise de interesse foi com relação às perdas definidas através de balanços de ART da cana de entrada como demonstrado na Tabela 3.

Tabela 3 - Dados de moagem da planta estudada.

Parâmetro	Quantidade	Unidade
Moagem nominal	7300	Ton/dia
Fibra da Cana	13,04	% m/m cana
Pol da Cana	13,73	% m/m cana
AR Cana	0,66	% m/m cana
ATR Cana	138,28	kg/ton cana
ART Cana	15,11	% m/m cana
Impureza Mineral	7,61	kg/ton cana
Impureza Vegetal	70,99	kg/ton cana

Fonte: Acervo pessoal.

Uma vez definidos os parâmetros de entrada da cana, é possível calcular a quantidade de caldo que chega à etapa de extração (caldo misto) com base em balanços e rastreamentos de pureza. O caldo misto é processado nas etapas de tratamento de caldo conforme citado na seção 3.3.3 deste trabalho e, posteriormente, decantado para separação entre lodo e caldo clarificado.

Uma vez definida a vazão de lodo que é enviado ao tanque agitador de lodo, é possível estimar a quantidade necessária de bagaço para atuar como meio filtrante. A ficha projeto do filtro prevê que a relação deve ser de pelo menos 1 kg de bagacilho para cada 27,154 kg de lodo. Com base nesse acervo de informações, foi possível tirar conclusões a respeito da linha de bagacilho, que também alimenta o tanque de lodo.

Já na etapa de filtração, as condições do filtro rotativo à vácuo foram determinadas considerando balanços de massa e energia, além dos parâmetros de

operação necessários para um funcionamento efetivo do equipamento. Todos os cálculos e dados foram estipulados com o auxílio da instrumentação e mecanização da usina.

4.2. Cálculo da perda de sacarose na etapa de Filtração

Historicamente, a Usina apresentava perdas significativas de pol na torta final no processo de filtração. O filtro rotativo presente na Usina possui área de 58,4 m² e capacidade para filtrar 21,2 ton/hr da mistura (lodo + bagacilho). A torta produzida é estimada em 3,89 ton/hr sendo utilizada como matéria prima para adubagem.

As perdas de sacarose ao longo de uma semana na safra 2021/22 se encontram na Tabela 4.

Tabela 4 - Análise de açúcar perdido na torta safra 2021/2022.

Médias	Pol (%)	Umidade (%)	ART (%)
20/set	4,15	68,33	5,31
21/set	4,94	67,14	6,83
22/set	6,4	63,57	6,58
23/set	4,78	67,16	5,96
24/set	5,41	66,22	7,12
25/set	3,29	67,79	4,11
26/set	7,01	64,02	9,16

Fonte: Acervo pessoal

Foram estabelecidos 3 possíveis procedimentos para posterior avaliação dos fatores que impactam na perda de sacarose

1º Cenário: A quantidade de bagaço dosado no tanque de lodo é insuficiente para atuar como meio filtrante na operação do filtro;

2º Cenário: Falha no sistema de vácuo no filtro rotativo;

3º Cenário: O procedimento operacional deve ser reavaliado.

4.3. Cálculo da relação de bagaço para atuar como meio filtrante

É necessário que seja utilizada uma quantidade adequada de bagacilho para atuar como meio filtrante na operação do filtro rotativo. Grandes quantidades podem afetar o desempenho do equipamento, através de entupimentos e perda de carga no tambor e, baixas quantidades afetam diretamente a retenção de caldo filtrado na torta, que é responsável por uma das maiores perdas de sacarose no processo.

Para verificar se a dosagem de bagaço estava dentro da especificação recomendada, foi coletada e quantificada a vazão mássica de bagacilho na entrada do tanque misturador de lodo através de um recipiente e realizada a pesagem do material

retido ao longo de 60s, em uma balança. Amostras foram coletadas em triplicata ao longo de uma semana. Por meio equação 8, o resultado foi considerado como a média dos valores obtidos.

$$m_{bagacilho} = \frac{m_{bagacilho}}{\Delta T} \quad (8)$$

Com a vazão mássica de bagacilho e a vazão de entrada de lodo (proveniente dos decantadores de açúcar e etanol), foi estabelecida a relação bagacilho presente no tanque de lodo em kg/ton_{cana moída}.

Além disso, foram avaliadas as condições operacionais do sistema da linha de bagaço – ciclone, exaustor e tubulações e densidade do bagaço de cana. O exaustor é o equipamento responsável pela movimentação do bagaço proveniente da esteira da caldeira até o ciclone dosador do tanque de lodo. Seu funcionamento se dá basicamente pela retirada de ar contido na tubulação, e conseqüente geração de vácuo, que gera a força motriz para o transporte de bagacilho.

Os parâmetros recomendados diretamente do fabricante, referentes ao material transportado na linha atuante pelo exaustor se encontram na Tabela 5.

Tabela 5 - Parâmetros técnicos do Exaustor pneumático de bagacilho.

Parâmetros do Exaustor (J25-20-600-S-4-LSR025)	Valor
Densidade específica material (kg/.m ³)	1,293
Temperatura em operação (°C)	30
Torque do ventilador (kgf.m)	3,6
Diâmetro do rotor (mm)	600
Boca de entrada redonda (m ²)	0,126
Boca de saída retangular (m ²)	0,097

Fonte: Acervo pessoal.

4.3.1. Determinação da densidade do bagaço por picnometria

A densidade do bagaço foi determinada pelo teste de picnometria descrito na seção 3.6. O ensaio foi realizado em triplicata e os parâmetros da água foram considerados à temperatura de 25°C e os valores foram calculados de acordo com as seguintes métricas e médias:

Pesou-se uma amostra de bagaço m_1 igual a 0,57 g e, utilizando um picnômetro de volume previamente conhecido, pesou-se a massa m_2 (massa do recipiente + massa de água) igual a 41,59 g. Posteriormente a amostragem de bagaço m_1 foi acrescentada ao

conjunto m_2 e este novo sistema m_3 foi novamente aferido, considerando o transbordamento de água devido ao acréscimo do bagaço. O valor de m_3 foi de 41,48 g.

A massa de água deslocada m_{H_2O} é calculada de acordo com a Equação 1 igual a 0,68g. Em seguida, foi calculado o volume de água deslocado $V_{amostra}$ pela Equação 2 igual a $0,682 \text{ cm}^3$, considerando $0,997 \text{ g/cm}^3$ para densidade da água.

Por fim, foi possível determinar o valor da densidade do bagaço através da Equação 3, igual a $0,8357 \text{ g/cm}^3$.

Figura 16 - Picnômetro com amostragem de bagaço sobrenadante



Fonte: Acervo pessoal.

Apesar da densidade do bagaço divergir do esperado pela literatura, esta ainda se encontra nas especificações limites do Exaustor J25-20-600-S-4-LSR025.

Por fim, as dimensões do exaustor foram conferidas em campo, com seus valores nominais a fim de comparar com seus dados técnicos de fábrica e checar possíveis oportunidade de otimização operacional.

É importante que a tubulação seja vedada e não apresente falhas, para que não ocorra perda de vácuo pela ação da pressão atmosférica. Além disso, é preciso que a umidade do elemento seja menor que 55% para um bom transporte de massa.

O Exaustor foi projetado para se trabalhar com materiais de densidade de até $1,293 \text{ kg/m}^3$, valores acima disso apresentam dificuldade no transporte do material no feixe tubular.

4.4. Balanço energético no condensador barométrico do filtro rotativo

O funcionamento correto do sistema de filtração à vácuo depende da formação eficaz do vácuo nos balões de alto e baixo vácuo e respectivamente, no filtro. A formação

de vácuo no sistema depende da boa funcionalidade de dois equipamentos: condensador barométrico e bomba a vácuo. O condensador barométrico necessita de água para condensação dos vapores gerados no processo de filtração e o arraste desses vapores mantém a pressão negativa do meio.

O cálculo da vazão ideal de água para formação de um vácuo alto de 23” Hg foi feito por meio da equação 16 de acordo com a AGÊNCIA NACIONAL DAS ÁGUAS e o MINISTÉRIO DO MEIO AMBIENTE (2012, p. 100).

Para determinar a vazão de água necessária para condensar os vapores gerados no processo é preciso obter:

- Moagem real da planta por dia;
- Temperatura de entrada de caldo nos balões de vácuo alto e baixo;
- Temperatura de entrada de água fria no condensador barométrico;
- Temperatura de saída do caldo filtrado;
- Calores latentes e específicos dos líquidos envolvidos no processo;
- Vazão real de água no condensador barométrico;
- Vazão de caldo filtrado;
- Vazão de caldo que chega no filtro rotativo;
- Vácuo alto do sistema;
- Vácuo baixo do sistema.

As temperaturas supracitadas foram medidas com o auxílio de uma câmera de imagem térmica infravermelha portátil, considera-se que o sistema esteja em equilíbrio térmico, logo a temperatura será igual em todos os pontos de amostragem.

Os dados de moagem da planta podem ser obtidos através de dados do boletim diário industrial.

Os calores latentes e específicos de caldo e água foram obtidos através de valores tabelados extraídos de AGÊNCIA NACIONAL DAS ÁGUAS e o MINISTÉRIO DO MEIO AMBIENTE (2012, p. 100) para as temperaturas encontradas com o auxílio da câmera termográfica.

Os vácuos alto e baixo do sistema são medidos através de vacuômetros instalados na planta industrial e monitorados pelo centro de operações.

A vazão de caldo que chega no filtro rotativo e filtrado pode ser obtida através dos balanços mássicos da planta ao considerar a moagem diária e o *mix* de processos para a produção açúcar e etanol.

A vazão de água no condensador barométrico pôde ser determinada com o auxílio de um medidor de vazão da marca FLEXIM instalado na linha como ilustra a Figura 17.

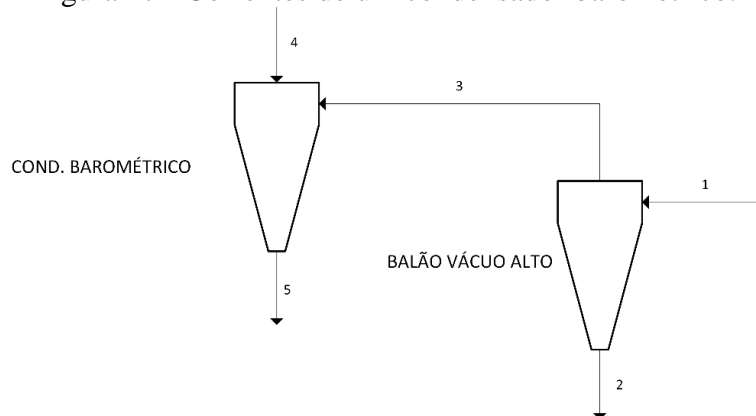
Para o balanço de energia, a taxa de evaporação é calculada tomando como ponto de partida a quantidade de vapor que sai do balão de vácuo alto para condensação no condensador barométrico. É considerado que o sistema seja adiabático e está em estado estacionário.

A equação 09 representa o início do balanço de energia, considerando o sistema adiabático e em estado estacionário para fins de cálculos.

$$q_{entra} = q_{sai} \quad (09)$$

Em que q é o calor que entra e sai do equipamento em Kcal. As correntes podem ser ilustradas pela Figura 17 e obtém-se a equação 10.

Figura 17 - Correntes de um condensador barométrico.



Fonte: Acervo pessoal

$$q_1 = q_2 + q_3 \quad (10)$$

Onde q_1 é o calor do caldo na entrada do balão, q_2 é o calor do caldo na saída do balão e q_3 o calor do vapor *flasheado*.

Tanto q_1 quanto q_2 representam calores específicos da substância já que não há mudança de fase, já q_3 é obtido a partir do calor de vaporização, devido a mudança de fase líquida para vapor.

Desenvolvendo a equação 10, dadas as considerações, obtém-se a equação 11.

$$\dot{m}_1 * c_{p1} * T_1 = \dot{m}_2 * c_{p2} * T_2 + \dot{m}_3 * H_{v3} \quad (11)$$

Onde \dot{m}_1 é a massa de caldo que entra no balão de vácuo alto, em $kg_{\text{caldo}}/ton_{\text{cana moída}}$, c_{p1} o calor específico do caldo em Kcal/kg.°C e T_1 a temperatura de entrada balão

de vácuo alto em °C. As variáveis \dot{m}_2 e \dot{m}_3 , representam, respectivamente as massas de caldo que saem do balão de vácuo alto e massa de vapor de entrada no condensador barométrico. Já H_{v3} é o calor de vaporização do caldo, em Kcal/kg.

Ao determinar a taxa de evaporação \dot{m}_3 é possível iniciar o balanço do condensador barométrico com o objetivo de determinar a vazão de água necessária para evaporar toda vazão \dot{m}_3 .

Partindo-se da equação 12 tem-se que:

$$\dot{q}_3 + \dot{q}_4 = \dot{q}_5 \quad (12)$$

Onde \dot{q}_3 é o calor do vapor *flasheado* para o condensador barométrico, \dot{q}_4 é o calor da água fria de entrada do condensador barométrico e \dot{q}_5 o calor da água quente na saída do equipamento.

Para fins de simplificação, considera-se que toda vazão de entrada no condensador barométrico é condensada como mostra a equação 13.

$$\dot{q}_3 = \dot{m}_3 * H_{v3} \quad (13)$$

A massa de água arrastada no condensador barométrico \dot{m}_5 pode ser considerada a soma das massas \dot{m}_3 e \dot{m}_4 como na Equação 14.

$$\dot{m}_5 = \dot{m}_4 + \dot{m}_3 \quad (14)$$

Substituindo as Equações 13 e 14 surge então a Equação 15.

$$(\dot{m}_3 * H_{v3}) + \dot{m}_4 * c_{p4} * T_4 = (\dot{m}_4 + \dot{m}_3) * c_{p5} * T_5 \quad (15)$$

Em que c_{p4} e c_{p5} são os calores específicos da água que entra e sai no condensador barométrico, respectivamente; T_4 e T_5 , as temperaturas de entrada e saída no equipamento.

Ao isolar a variável de interesse \dot{m}_4 , vazão de água de entrada no condensador barométrico, a equação 15 se transforma na equação 16.

$$\dot{m}_4 = \frac{\dot{m}_3 * (H_{v3} - c_{p5} * T_5)}{c_{p5} * T_5 - c_{p4} * T_4} \quad (16)$$

4.5. Operação do Filtro

A ficha de projeto do filtro rotativo fornece parâmetros essenciais para a compreensão das dimensões deste e da melhor forma de operação. Parâmetros como: área

de filtração total e disponível, diâmetro do filtro, comprimento do filtro são fornecidas para posteriores cálculos de número ideal de frequência e espessura de torta produzida. Além disso, os dados de projeto fornecidos levam em conta a quantidade de torta produzida, e a taxa de retenção no filtro.

Para mensurar experimentalmente a rotação em que o filtro opera no cenário da Usina foram necessárias amostragens durante os dias de safra.

Com o auxílio de um marcador industrial, um ponto foi marcado na superfície do tambor. A partir de então, com um cronômetro estimou-se o tempo em que o tambor gira 360°, ou seja, uma volta completa.

Com o dimensionamento obtido através da ficha de projeto do equipamento, tem-se a velocidade de rotação do tambor, em m/s, dada pela Equação 17.

$$V = \frac{2\pi D}{T} \quad (17)$$

Em que D, é mensurado em metros e o valor do período T, em minutos. Pode-se mensurar o valor da frequência de rotação, em rpm, através da Equação 18.

$$f = \frac{1}{T} \quad (18)$$

4.6. Análise Econômica

Ao se comparar os parâmetros calculados com aqueles praticados em campo para dosagem de bagacilho, fornecimento de água para formação de vácuo e parâmetros operacionais do processo, foram elaborados cenários que permitiram a análise de recuperação de ART.

Cenário 1: planta em moagem nominal e filtro em operação conforme praticado no dia a dia da operação;

Cenário 2: planta em moagem nominal, vazão de água de acordo com os dados de projeto, vazão de bagaço adequada e rotação do filtro em 15%;

Cenário 3: planta em moagem nominal, com ajustes de caldeiraria, troca do ciclone de bagacilho e aumento da vazão de água para atingir a concentração de sacarose ideal da literatura.

Os valores obtidos para o balanço no presente trabalho foram extraídos do cenário 1.

A partir de cada cenário simulado fixa-se um valor de *mix* utilizado pela Usina a partir da utilização da Equação 5.

O ART perdido na torta em cada cenário é convertido em produto da unidade utilizando-se as equações 6 e 7.

Determinado então o produto que se deixou de produzir, o valor obtido é multiplicado pelo valor acumulado da safra para obtenção do balanço financeiro entre os diferentes cenários.

O preço da saca de açúcar e litro de etanol utilizados foram obtidos através do site do CEPEA e se encontram na tabela 6.

Tabela 6 - Preços CEPEA açúcar e etanol.

Preços CEPEA	
Saca de Açúcar VHP (50 Kg)	R\$ 136,69
Litro de Etanol Hidratado	R\$ 2,89

Fonte: CEPEA, 2023.

Com base em todas as variáveis calculadas é possível então calcular o *déficit* financeiro em reais (R\$), causado pelas perdas no processo de acordo com a equação 18 extraída de Rodrigues, 2022.

$$S_T = ART_{torta} * M * \frac{1}{f_{VHP}} * \frac{S_{VHP}}{50} + ART_{torta} * (1 - M) * \frac{1}{f_{EH}} * S_{EH} \quad (18)$$

Onde M é o *mix* açúcar em %, f_{VHP} o fator de conversão de açúcar VHP em ART, S_{VHP} valor do saco de 50 Kg de açúcar em reais, f_{EH} o fator de conversão de etanol em ART e S_{EH} o valor do litro de etanol hidratado em reais.

Calculados os *déficits* de cada cenário foi possível compará-los e mostrar qual o mais rentável.

Para o Cenário 03 foi considerado um gasto de implementação de melhorias na unidade. Esse gasto inclui a reforma do ciclone de bagacilho utilizando-se de chapas e serviços de caldeiraria para melhoria da exaustão e geração de vácuo na linha de bagacilho.

Também foi considerado no cenário 03 o gasto extra em utilidades para o aumento da vazão de água no condensador barométrico.

Considerou-se que com as modificações propostas o valor de sacarose perdida no filtro rotativo da Usina chegaria próximo aos valores de projeto e da literatura.

Com isso, foi necessário simular a taxa de retorno dos investimentos nas modificações.

5. Resultados e Discussões

5.1. Quantidade de bagaço para atuar como meio filtrante

Primeiramente, foi avaliado se a dosagem de bagacilho proveniente da caldeira era suficiente para atuar como meio filtrante na operação do filtro. No projeto da Usina é necessário que a concentração do lodo na filtragem seja menor que a concentração na saída do decantador, por isso, a diluição é feita no tanque pulmão (tanque misturador de lodo), além da adição direta do bagaço após passagem pelo ciclone. A água para diluição apresenta temperatura superior a 80°C, para evitar a alta viscosidade da mistura.

O filtro utilizado na indústria em questão foi projetado para trabalhar com vazão mássica de lodo igual a 20400 kg/h e a vazão mássica de bagacilho para mistura igual a 780 kg/h. Ou seja, o ideal seria dosar 1 kg de bagacilho para cada 26,154 kg de lodo.

A Usina opera com uma vazão mássica em média de 17000 kg/h de retirada de lodo dos decantadores de açúcar e etanol.

Como a Usina não possui um dispositivo para mensurar o valor da vazão de entrada de bagaço no tanque, foi utilizado um recipiente retangular para coletar o bagacilho na entrada do sistema, e posteriormente calcular a sua vazão mássica.

A coleta foi feita em triplicata e repetida ao longo de uma semana em intervalos de tempos iguais (60s), em diferentes horários do dia. Os valores encontrados para cada coleta se encontram na tabela 07.

Tabela 7 - Coleta de bagacilho.

Dias	Massa (kg)	Tempo (s)	Vazão mássica (kg/s)
Dia 01	0,65	60,30	0,0107
Dia 02	0,61	60,08	0,0105
Dia 03	0,72	60,70	0,0118
Dia 04	0,64	61,00	0,0104
Dia 05	0,61	60,50	0,0100
Dia 06	0,69	60,45	0,0114
Dia 07	0,68	60,20	0,0113

Fonte: Acervo pessoal

A média calculada da vazão mássica de entrada de bagacilho, utilizando a equação 8, foi de 39,132 kg/h de bagacilho. Considerando o valor de lodo que alimenta o misturador, pode-se relatar que na prática é dosado 1 kg de lodo por 434,427 kg de bagacilho.

Devido a essa baixa quantidade de bagaço dosado, o filtro rotativo praticamente atua sem meio filtrante eficaz, já que este sistema necessita de uma camada com boa

porosidade para escoamento. Por isso, o exaustor atuante na tubulação de bagacilho foi checado e, suas diretrizes coincidem com sua ficha projetada.

O motivo para essa baixa quantidade de bagaço está ligado à queda de pressão ao longo da tubulação que percorre um longo caminho da caldeira até o tanque misturador. Foram detectados vários pontos de vazamentos na tubulação, por meio de abraçadeiras vedadas inadequadamente conforme as Figuras 18 e 19, o que permite a entrada de ar atmosférico e conseqüentemente minimiza a perda de vácuo presente no escoamento.

Figura 18 - Tubulação de bagaço.



Fonte: Acervo pessoal.

Figura 19 - Continuação da tubulação de bagaço.



Fonte: Acervo pessoal.

Aliado a isso, o ciclone que recebe este bagacilho, apresentava inúmeros vazamentos, que dificultava o escoamento do material em seu interior e gerava entupimentos em sua saída.

5.1.1. Maximização de escoamento do bagacilho

Para aumentar a eficiência no escoamento do ciclone, alguns pontos de vazamento foram retirados de acordo com a identificação feita por teste hidrostático. Além disso, a saída do equipamento foi reformada e devidamente vedada, como observa-se na Figura 20.

Figura 20 - Ciclone de Bagacilho da unidade industrial.



Fonte: Acervo pessoal.

Após realizar essas modificações, foram realizadas novas coletas feitas em triplicata ao longo de uma semana e, de acordo com suas médias demonstradas na tabela 8, pode-se perceber um aumento de aproximadamente 64% na quantidade de bagaço que alimenta o tanque misturador de lodo.

Tabela 8 – Coleta de bagacilho.

Dias	Massa (kg)	Tempo (s)	Vazão mássica (kg/s)
Dia 01	0,92	60,02	0,015
Dia 02	1,06	61,2	0,017
Dia 03	1,02	60,7	0,017
Dia 04	1,03	60,5	0,017
Dia 05	0,99	60,2	0,016
Dia 06	1,05	60,88	0,017
Dia 07	1,06	60,45	0,018

Fonte: Acervo pessoal.

A nova vazão de bagaço após as mudanças realizadas no corpo do ciclone foi de 61,20 kg/h. Considerando o valor de lodo que alimenta o misturador, pode-se relatar que a proporção de bagaço aumentou para 1kg de lodo para 277,78 kg de bagacilho.

5.2. Balanço de energia no condensador barométrico

Para determinar a vazão de água no condensador barométrico da unidade, a temperatura do lodo que sai do decantador, representada pela corrente 1 da Figura 11, foi medida com auxílio da câmera termográfica e entrada de $T_1 = 91 \text{ }^\circ\text{C}$.

Para tal temperatura ao consultar as tabelas de Filho (2011) o calor específico do caldo encontrado foi de 0,9034 Kcal/Kg $^\circ\text{C}$.

Segundo os dados do boletim industrial da planta o ART obtido na safra de 2022 foi de 14,78% com uma moagem nominal de 7300 toneladas de cana por dia.

Com esses dados de moagem, a vazão de lodo que sai do decantador é obtida através das fichas de projeto da unidade e é considerada como 17 ton/h e ao dividir pela moagem da planta de 7300 ton/dia obtém-se $m_1 = 55,89 \text{ kg}_{\text{lodo}}/\text{ton}_{\text{cana}}$.

Ao passar pelo *flasheamento* nos balões de vácuo alto e baixo a temperatura de caldo que sai encontrada é de $T_2 = 63^\circ\text{C}$ e ao consultar as tabelas apresentadas por Filho (2011), o valor de c_{p2} foi de 0,8895 Kcal/ Kg $^\circ\text{C}$.

A entalpia do vapor da fração que foi *flasheada* na temperatura de 63°C pôde ser obtida através das tabelas de vapores retiradas de Smith et. al. (2001), e possui valor de 624,42 cal/g. Como não é possível mensurar a quantidade de caldo que evapora nessa etapa, considera-se que a massa de vapor é infinitamente maior que a massa de caldo evaporado e esta é desconsiderada.

A partir dos valores supracitados foi possível calcular a massa de vapor a ser condensado no condensador barométrico para, posteriormente encontrar a vazão de água que deve ser fornecida para o equipamento.

Substituindo os valores obtidos na Equação 11, pode-se encontrar a massa de m_3 .

Encontrando-se um valor de m_3 igual a 2,5734 kg de vapor por tonelada de cana moída.

Em seguida, é possível obter a quantidade de água necessária para condensação do vapor segundo a Equação 16.

$$\dot{m}_4 = \frac{2,5734 * (624,42 - 1 * 51)}{1 * 51 - 1 * 32} \quad (16)$$

A temperatura de entrada de água no condensador barométrico T_4 obtida é de 32°C enquanto a de saída após a condensação dos vapores que saem dos balões de vácuo alto e baixo medidas pela câmara termográfica é igual a T_5 igual a 51°C.

O calor específico da água para as duas temperaturas foi fixado como 1 Kcal/Kg °C e a entalpia do vapor utilizada foi a mesma para 63°C de 624,42 Kcal/g.

Ao substituir os valores na Equação 16, obtém-se que a massa de água que é necessária para condensar 2,5734 kg de vapor e gerar vácuo o suficiente para uma filtração efetiva é de 77,66 kg $\text{h}_2\text{O}/\text{ton}_{\text{cana}}$.

Sabe-se que 77,66 kg $\text{h}_2\text{O}/\text{ton}_{\text{cana}}$ equivale 0,07789 $\text{m}^3/\text{ton}_{\text{cana}}$, considerando a água a temperatura ambiente e sua densidade como 997,0 kg/m^3 .

Multiplicando pela moagem nominal da planta de 7300 ton./dia, a vazão necessária de água no condensador barométrico é de 23,69 m^3/h .

5.2.1. Avaliação da vazão de água no condensador barométrico obtida em campo

Para avaliar a quantidade de água que chega no condensador barométrico da Usina e comparar o resultado com o que foi encontrado no acervo dessa pesquisa, foi utilizado um medidor de vazão ultrassônico.

Esse medidor de vazão possui abraçadeiras para posicioná-lo, o que permitiu utilizá-lo na tubulação de entrada de água no condensador barométrico, conforme a figura 21.

Figura 21 - Instalação do medidor de vazão



Fonte: Acervo pessoal

Ao realizar a medida instrumental, a vazão presente em um dia normal de moagem foi de $5,47 \text{ m}^3/\text{h}$. Ou seja, o valor em campo corresponde a 24% do valor que é necessário para a etapa de filtração.

A vazão de entrada pode ser alterada através de uma válvula borboleta que atua na tubulação de água. Ela fica regulada com 25% de sua abertura, o que corresponde à quantidade de água mensurada.

5.3. Avaliação da rotação do filtro rotativo

Presume-se que para atingir 10mm de torta (camada ideal para filtração) a velocidade do tambor rotativo deve ser de $2,5 \text{ m}/\text{min}$, de acordo com a ficha de projeto do filtro rotativo, demonstrada na Figura 22.

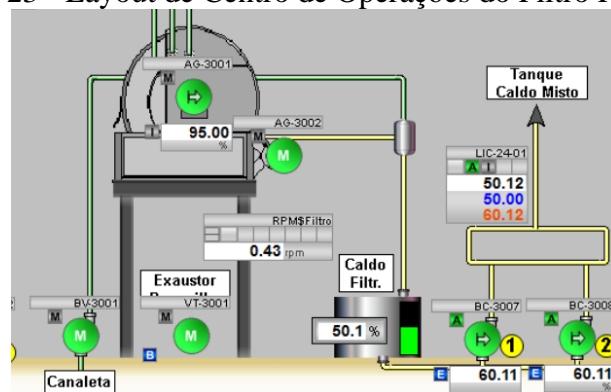
Figura 22 - Ficha operacional do Filtro rotativo a vácuo.

DADOS OPERACIONAIS E DE PROCESSO FRV's - MAUSA		
Filtro Rotativo a Vácuo (Tamanho)	10	x 20
Área de filtração	ft²	628,3
Diâmetro do filtro	m	3,0
Comprimento do filtro	m	6,1
Área de filtração	m²	58,4
Capacidade moagem	to/h	97
pH do lodo	-	7,5 a 8,5
Quantidade de lodo	tl/h	20,4
Quantidade de bagacilho para filtração	tb/h	0,78
Quantidade de lodo + bagacilho	tlb/h	21,2
Quantidade de água de embebição	tal/h	4,86
Temperatura da água de embebição	°C	80
Vazão caldo claro	tfo/h	15,0
Vazão caldo turvo	tft/h	8,1
Vazão caldo total	tf/h	23,1
Quantidade de torta produzida	tt/h	3,89
Espessura ideal da torta	mm	10
Volume de aspiração da bomba de vácuo	m³/h	1,634
Pressão do vácuo alto	inHg	20 a 22
Pressão do vácuo baixo	inHg	7 a 10
Retenção	%	75 a 80
Velocidade tangencial do tambor	m/min	2,5

Fonte: Acervo pessoal.

Ao mensurar experimentalmente o período de rotação, encontrou-se que para o tambor rotativo dar uma volta completa em seu eixo, atuando a 50% da sua velocidade total - controlada operacionalmente pelo COI da Usina, conforme a Figura 23- foi necessário um tempo de 2 min e uma frequência determinada pela Equação 18 de 0,5 rpm.

Figura 23 - Layout de Centro de Operações do Filtro Rotativo.



Fonte: Acervo pessoal.

Com esses dados, foi calculado a velocidade do tambor rotativo em campo, através da Equação 17 igual a 9,42 m/min., ou seja, o tambor rotativo do filtro atuava em uma velocidade 3 vezes mais do que deveria.

5.3.1. Otimização operacional

Após concluir que o filtro operava a uma frequência de rotação acima do que o ideal proposto por sua ficha técnica, sua velocidade foi alterada através do COI.

A nova frequência de trabalho foi de 0,133 rpm para atingir a velocidade previamente proposta, que corresponde a 15% de rotação via COI (Centro de Operações).

Tal mudança foi observada ao longo de 15 dias e os resultados na espessura da torta foram notáveis e sua minimização na perda de pol foi retificada, conforme os resultados obtidos após esse trabalho.

5.4. Análise econômica

Foram analisados os 3 cenários pressupostos para concluir a rentabilidade do projeto. Como citado anteriormente, o cenário 1 refere-se à safra 2021/2022 e como eram a operação e os parâmetros do filtro rotativo sem alterações na planta. Os cenários 2 e 3 referem-se à safra 2022/2023. Os dados de cada safra se encontram na Tabela 9.

Tabela 9 - Parâmetros de moagem.

	Safra 21/22	Safra 22/23	Média
Dias de Safra	174,00	219,00	196,50
Média moagem	7140,52	7304,81	7222,67
ART Safra (%)	14,78	15,11	14,95
Mix açúcar (%)	50,50	52,35	51,43
ART_{torta} (%)	5,455	3,999	
ART_{torta} (kg/h)	2453,449	1798,597	

Fonte: Acervo pessoal.

Para fins comparativos, foram consideradas as médias de moagem entre as safras 2021/2022 e 2022/2023 de 7222,67. Além disso, o ART médio foi de 14,95% e o Mix médio voltado para o açúcar foi de 51,43%.

Foi calculado o faturamento referente à perda na torta do filtro rotativo de cada safra, de acordo com a Equação 18. Os valores utilizados para cada cenário foram de acordo com os parâmetros da Tabela 6.

Ao longo da safra 2021/2022 o ART_{torta} foi de 2453,449 kg/h. O fator de conversão de açúcar VHP em ART f_{VHP} , de acordo com a Única (2022) é de 1,0495 e o fator de conversão de etanol em ART f_{EH} é de 1,6913. Para a estimativa do cenário 2 o

ART_{torta} utilizado foi referente à safra 2022/2023 e seu valor é de 1798,597 kg/h e para o cenário 3 foi utilizado o valor ideal de ART de 754,70 kg/h. Os fatores de conversão foram mantidos os mesmos para os três cenários.

O faturamento resultante referente à perda, em reais, encontra-se na Tabela 10, considerando o valor da Saca de açúcar de 136,69 R\$/saca e o valor do litro de Etanol de 2,89 L/h (ÚNICA, 2022).

Tabela 10 - Faturamento resultante pela perda de pol na torta do filtro.

Faturamento			
	Cenário 01	Cenário 02	Cenário 03
R\$/h perdido para açúcar	3286,516	2409,308	1010,957
R\$/h perdido para etanol	2036,419	1492,876	626,418
R\$/h total	5322,934	3902,184	1637,376
Sacas açúcar VHP/h	24,044	17,626	7,396
Litros etanol/h	704,643	516,566	216,754

Fonte: Acervo pessoal.

Houve uma redução significativa na perda ao realizar as mudanças propostas no Cenário 02, quando comparada com a perda do Cenário 01. O Cenário 03 foi pressuposto de acordo com todas as modificações que o projeto ainda pode ter e, após todas essas otimizações, o valor de perda na Pol da torta previsto é de até 1% m/m (que é o esperado pela literatura).

5.4.1. Pay-back

O custo em cada cenário foi calculado de acordo com os materiais utilizados e gastos operacionais.

Cenário 01: Não houve custos, já que se trata do cenário que a Usina se encontrava.

Cenário 02: Os custos envolvidos foram de caldeiraria (desgaste do maçarico e solda) e HH para realizar reformas no corpo do ciclone (R\$ 90,00 HH). Os materiais utilizados como eletrodos foram considerados, além do custo relacionado à maior demanda de bagaço no ciclone, que foi mensurado em 22,038 kg/h a mais. Os dados se encontram na Tabela 11.

Tabela 11 - Custos relacionados as otimizações no filtro rotativo conforme Cenário 02.

Custos relacionados ao Cenário 02 (R\$)	
Caldeiraria	1080,00
Materiais	2000,00
Combustível (bagaço)	72,038
Total	3080,00
Pay-back	2 horas

Fonte: Acervo pessoal.

Foi possível estimar que, quando comparado ao Cenário anterior, as mudanças e otimizações realizadas se pagariam em aproximadamente 2 horas de operação.

Cenário 03: Os custos calculados nessa seção foram ratificados considerando a operação ideal do filtro, com o máximo de perda de Pol aceitável pela literatura. Seriam necessárias a compra de 1200 kg de chapas ¼” para reformas nas janelas de visitas da tubulação de bagacilho, conforme as Figuras 18 e 19, além da produção de um novo ciclone e uma estimativa de homem-hora envolvidos nessa atividade (4 colaboradores ao longo de 14 dias, cobrando 90 reais a hora). Os serviços de caldeiraria e materiais como eletrodos também foram considerados e, com um novo ciclone, a estimativa de vazão de bagaço sofreria um acréscimo de 740,868 kg/h. Os resultados obtidos se encontram na Tabela 12.

Tabela 12 - Custos relacionados as otimizações no filtro rotativo conforme Cenário 03.

Custos relacionados ao Cenário 03 (R\$)	
Caldeiraria (ciclone novo + linha de bagacilho)	21600,00
Materiais (1200 kg chapa metálica)	10764,00
Combustível (Bagaço)	2421,749
Total	32364,00
Pay-back	9 horas

Fonte: Acervo pessoal.

O Pay-back do Cenário 03 quando comparado ao primeiro cenário, é de 9 horas de operação.

5.5. Redução da perda de açúcares na torta

Anteriormente às mudanças operacionais e modificações nas infraestruturas unitárias, foi realizado uma avaliação do açúcar perdido na torta para fins comparativos, conforme a Tabela 13.

Tabela 13 - Análise de açúcar perdido na torta referente ao mês de setembro/2021.

Médias	Pol (%)	Umidade (%)	ART (%)
20/set	4,15	68,33	5,313
21/set	4,94	67,14	6,83
22/set	6,40	63,57	8,581
23/set	4,78	67,16	5,96
24/set	5,41	66,22	7,119
25/set	3,29	67,79	4,108
26/set	7,00	64,02	9,165
27/set	6,92	63,54	9,123
28/set	5,99	65,12	7,992

Fonte: Acervo pessoal.

Após as modificações apresentadas no projeto, a perda de pol foi reavaliada ao longo de uma semana no mês de setembro e conforme a Tabela 14.

Tabela 14 - Análise de açúcar perdido na torta referente ao mês de abril/2022.

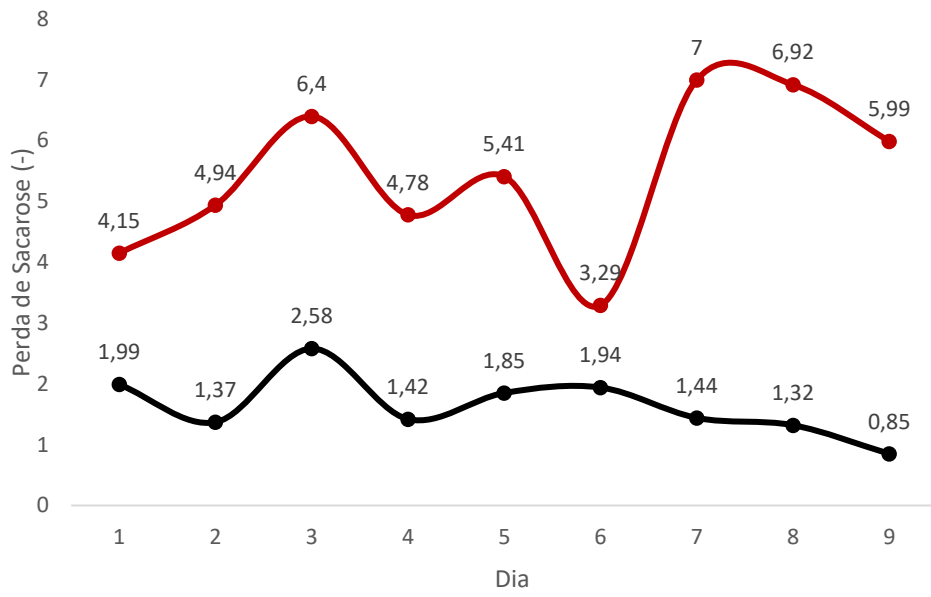
Data	Pol	Umidade	ART
20/abr	1,99	68,84	2,578
21/abr	1,37	70,99	2,401
22/abr	2,58	71,51	3,797
23/abr	1,42	68,7	2,533
24/abr	1,85	67,78	2,692
25/abr	1,94	65,72	3,207
26/abr	1,44	67,47	2,295
27/abr	1,32	67,49	2,589
28/abr	0,85	69,51	1,251

Fonte: Acervo pessoal.

A Figura 24 ilustra a comparação gráfica entre os valores encontrados para perda de sacarose nos meses de abril e setembro. Visualmente logo se nota a diferença entre os valores obtidos após as modificações realizadas na planta.

Ao considerar uma média de perda de açúcar de 5,43 em setembro/22 e 1,64 em abril/23, infere-se uma diminuição de cerca de 330% da pol.

Figura 24 - Comparativo de perda de sacarose abril/22 e setembro/21.



Fonte: Acervo pessoal.

6. CONCLUSÃO

Pode-se concluir que a elevada perda de sacarose observada na torta do filtro rotativo se deve a diversos problemas operacionais tais como: elevada velocidade de rotação e acúmulo de lodo na bacia do filtro rotativo, baixa dosagem de bagacilho para atuar como meio filtrante, baixa vazão de água para formação de vácuo no sistema do equipamento além deste não possuir o dimensionamento adequado para atender a moagem motriz prevista pela planta industrial. No cenário inicial, essa perda gerava elevado impacto financeiro à Usina, em torno de 5322,934 R\$/h, que foi minimizada em 26,7% após as alterações realizadas e descritas no segundo cenário. Já no cenário ideal, os custos adicionais com a perda apresentariam um *downgrade* de 70% e os investimentos necessários para atingir essa meta se pagariam em menos de um dia de operação.

O trabalho avaliou o impacto sobre redução nas perdas contemplando custos com insumos, mão-de-obra necessária e ferramentas/materiais utilizados para realização das mudanças operacionais e reformas em infraestruturas unitárias. Percebe-se que todas as alterações explícitas são passíveis de serem ajustadas e implementadas de forma viável e com custos justificáveis, resultando em uma significativa redução de perdas na produção. A avaliação sistemática e contínua das condições operacionais, associada a práticas adequadas de manutenção, podem contribuir para a redução de perdas em processos produtivos, melhorando a eficiência e aumentando a rentabilidade da empresa. Além disso, a preocupação com a redução de perdas também reflete uma postura responsável e sustentável da empresa em relação ao meio ambiente, uma vez que a diminuição de desperdícios implica em menor geração de resíduos e menor consumo de recursos naturais.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

AGÊNCIA NACIONAL DAS ÁGUAS; MINISTÉRIO DO MEIO AMBIENTE. Manual de Conservação e Reúso de Água na Indústria Sucroenergética. Brasília: ANA, 2012.

ALBUQUERQUE, FM de. Processo de fabricação de açúcar. UFPE. 2ª ed., Recife, 2011.

ALONSO, IMT. CONTROLE ESTATÍSTICO DE PROCESSO: O CASO DA PRODUÇÃO DA VACINA CONTRA HÆMOPHILLUS INFLUENZA TIPO B-HIB. Rio de Janeiro; 2005. Mestrado [Dissertação em Tecnologia de Imunobiológicos] - IOC/Bio-Manguinhos.

ARAÚJO, E.C., Evaporadores, São Carlos, editora LTC (2012). Disponível em: http://www.unifal-mg.edu.br/engenhariaquimica/system/files/imce/TCC_2015_2/TCC-_Ricardo%20Passini%20e%20Giovane%20Beloto_0.pdf> Acesso em: 29 out. 2022.

BARROS, S. Global Agricultural Information Network. 2018.

BELTRÃO, F. ANÁLISE DO PROJETO DE SEPARADORES DE ARRASTE EXTERNOS À COZEDORES A VÁCUO EM USINAS SUCROALCOOLEIRAS. Curitiba - PR: Universidade Tecnológica Federal do Paraná, 2018.

BONILLA, D. Propuesta de modernización del filtro rotativo al vacio para mejorar el proceso de filtrado en la Empresa Agroindustrial Pomalca. Peru: FACULTAD DE INGENIERÍA MECÁNICA Y ELÉCTRICA, 2019.

CASTRO, S. B. de; ANDRADE, S. A. C. Engenharia e Tecnologia Sucroalcooleira. Pernambuco: Editora Universitária UFPE, 2006. p. 249.

CENTRO DE ESTUDOS AVANÇADOS EM ECONOMIA APLICADA (CEPEA). Indicador de preços de etanol [online]. Piracicaba, SP: ESALQ/USP. Disponível em: <https://www.cepea.esalq.usp.br/br/indicador/etanol.aspx>. Acesso em: 29 dez. 2022.

CONAB. Acompanhamento da Safra Brasileira: Cana-de-açúcar. CONAB, V.6 - SAFRA 2019/20 - N.4 - Quarto levantamento, Brasília, 2020, p. 1-58.

CONAB. Perfil do Setor do Açúcar e do Álcool no Brasil. V.5, p. 1-88. Brasília, 2013. Disponível em: <http://www.conab.gov.br>. Acesso em: 15 de setembro de 2022.

CORRÊA, Henrique L.; CORRÊA, Carlos A. Administração de produção e operações: manufatura e serviços: uma abordagem estratégica/Henrique L. Corrêa, Carlos A. Corrêa. 2ª Ed. São Paulo: Atlas, 2006.

CREMASCO, M. A. Operações Unitárias em Sistemas Particulados e Fluidomecânicos. São Paulo - SP: Editora Edgard Blucher Ltda, 2012.

EVANGELISTA, V. S. OTIMIZAÇÃO DA TAXA DE EVAPORAÇÃO EM UM CONDENSADOR BAROMÉTRICO DE UMA REFINARIA DE ALUMINA. São Luís - MA: Universidade Federal do Maranhão, 2022.

FERNANDES, Antonio Carlos. 3. ed. Piracicaba: Gráfica Eme, 2011. 416 p.

FILHO, Z. A. Propriedades Reológicas e Termofísicas de Caldos de Cana Utilizados no Processo de Obtenção de Bioetanol. São José do Rio Preto - SP: Universidade Estadual Paulista "Júlio Mesquita Filho", 2011.

HUGOT, E. Manual da engenharia açucareira. São Paulo - SP: Mestre Jou, 1969. v. 1.

LEITE, R. O.; CORTEZ, L. A. B. Redução de perdas de pol no processo de clarificação de caldo de cana. Revista Energia na Agricultura, Botucatu, v. 34, n. 3, p. 230-238, 2019.

LEITE, A. L. A.; LEAL, J. P. L. Métodos numéricos aplicados à engenharia. Rio de Janeiro: LTC, 2007.

LOPES, A. Estudo da Gestão e do Gerenciamento Integrado dos Resíduos Sólidos Urbanos. [s.l.] UFSCAR - Universidade Federal de São Carlos, 2003.

LOPES, C. H. Tecnologia de Produção de Açúcar de Cana. [s.l.] EdUFSCar, 2011.

MORAES, R. A. et al. Desenvolvimento e construção de um ciclone para separação de partículas a partir de materiais de baixo custo. Revista Científica Multidisciplinar Núcleo do Conhecimento. Ano 04, Ed. 11, Vol. 06, pp. 16-28. novembro de 2019.

NUNES, T. DOS S.; FINZER, J. R. D. Brazilian Journal of Development. A importância do tratamento do caldo de cana-de-açúcar para a produção de açúcar e etanol, p. 24816–24823, 10 out. 2019.

PAIVA, J. J. D. S. Captura de Poeiras Finas com Ciclones de Recirculação Eletrostática. Tese (Engenharia Química) – Faculdade de Engenharia da Universidade do Porto, Porto, 2010.

PAYNE, John H. Operações unitárias na produção de açúcar de cana. 2. Ed. São Paulo: Nobel/STAB, 1989.

PEREIRA, J. A. Geração de resíduos industriais e controle ambiental. [s.l: s.n.].

POLONIO, W. Performance of different primary filtering media in rotary vacuum drum filters for sugar-cane mud. FILTRATION-COALVILLE-, v. 4, n. 3, p. 181-185, 2004. AGÊNCIA NACIONAL DAS ÁGUAS; MINISTÉRIO DO MEIO AMBIENTE. Manual de Conservação e Reúso de Água na Indústria Sucroenergética. Piracicaba - SP: [s.n.].

PEREIRA, J. A. Geração de resíduos industriais e controle ambiental. [s.l: s.n.].

PRASERTSRI, P. Global Agricultural Information Network. 2018.

REIN, P. Engenharia do açúcar de cana. Berlim: Bartens, 2013.

RODRIGUES, G. A. ANÁLISE DA RECUPERAÇÃO DE AÇÚCARES REDUTORES TOTAIS NA ETAPA DE FILTRAÇÃO DE UMA USINA SUCROALCOOLEIRA. São Carlos - SP: Universidade Federal de São Carlos, 2022.

SANTOS, L. P. et al. Analysis of counter-current imbibition in sugar cane milling process. Sugar Tech, v. 16, n. 4, p. 398-404, 2014. DOI: 10.1007/s12355-013-0291-y.

SPIRANDELI, A. B. DE L. et al. Revista Brasileira de Ciência, Tecnologia e Inovação. Projeto e construção de um filtro de tambor rotativo à vácuo em escala de laboratório, v. 1, n. 3, p. 27–42, dez. 2016.

TJA. Condensador Barométrico - TJA Válvulas Industriais e Comércio. Disponível em: <<http://www.tja.com.br/conteudo/condensador-barometrico.html>>. Acesso em: 20 nov. 2022.

UNICA. Atualização da safra de cana-de-açúcar 2022/23. Disponível em: <<https://www.novacana.com/n/cana/safra/unica-atualizacao-safra-cana-de-acucar-2022-23-quinzena-julho-100822>>. Acesso em: 25 set. 2022.

USDA - UNITED STATES DEPARTMENT OF AGRICULTURE. Foreign Agricultural Service. Sugar: World Markets and Trade. nov. 2021. Disponível em: . Acesso em: 20 de nov. 2022.

YUU, S.; HASHIMOTO, K.; AKAO, M.; HOSOKAWA, T. High-precision measurement of the fine structure constant by the Mössbauer effect. Physical Review Letters, v. 41, n. 3, p. 167-170, 1978.

ZANESCO, P. SÍNTESE E ANÁLISE DO PROCESSO DE PRODUÇÃO DO AÇÚCAR: DIMENSIONAMENTO DA GERAÇÃO DE VAPOR. [s.l.] FAENG - Universidade Federal de Engenharia de Mato Grosso, 2021.