

**UNIVERSIDADE ESTADUAL PAULISTA “JÚLIO DE MESQUITA FILHO”
FACULDADE DE ENGENHARIA DE ILHA SOLTEIRA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA MECÂNICA**

JOSÉ VITOR PEREIRA

**ANÁLISE TERMODINÂMICA DE UMA USINA SUCROALCOOLEIRA
VISANDO O USO RACIONAL E SUSTENTÁVEL
DA ÁGUA DE RESFRIAMENTO**

Ilha Solteira
2021

JOSÉ VITOR PEREIRA

**ANÁLISE TERMODINÂMICA DE UMA USINA SUCROALCOOLEIRA
VISANDO O USO RACIONAL E SUSTENTÁVEL
DA ÁGUA DE RESFRIAMENTO**

Dissertação apresentada à Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira – UNESP como parte dos requisitos para obtenção do título de Mestre em Engenharia Mecânica.

Área de Conhecimento: Ciências Térmicas

Orientador:

Prof. Dr. Ricardo Alan Verdú Ramos

Coorientador:

Prof. Dr. Cassio Roberto Macedo Maia

Ilha Solteira

2021

FICHA CATALOGRÁFICA
Desenvolvido pelo Serviço Técnico de Biblioteca e Documentação

P436a Pereira, José Vitor.
Análise termodinâmica de uma usina sucroalcooleira visando o uso racional e sustentável da água de resfriamento / José Vitor Pereira. -- Ilha Solteira: [s.n.], 2021
139 f. : il.

Dissertação (mestrado) - Universidade Estadual Paulista. Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira. Área de conhecimento: Ciências Térmicas, 2021

Orientador: Ricardo Alan Verdú Ramos

Coorientador: Cassio Roberto Macedo Maia

Inclui bibliografia

1. Água residuária. 2. Usina sucroalcooleira. 3. Consumo de água.


Raiane da Silva Santos

Supervisora Técnica de Seção
Seção Técnica de Biblioteca, Arquivamento, Acervo e Documentação
Diretoria Técnica de Biblioteca e Documentação
CRB 3 - 9999

CERTIFICADO DE APROVAÇÃO

TÍTULO DA DISSERTAÇÃO: ANÁLISE TERMODINÂMICA DE UMA USINA
SUCROALCOOLEIRA VISANDO O USO RACIONAL E
SUSTENTÁVEL DA ÁGUA DE RESFRIAMENTO

AUTOR: JOSÉ VITOR PEREIRA

ORIENTADOR: RICARDO ALAN VERDÚ RAMOS

COORIENTADOR: CASSIO ROBERTO MACEDO MAIA

Aprovado como parte das exigências para obtenção do Título de Mestre em ENGENHARIA
MECÂNICA, área: Ciências Térmicas pela Comissão Examinadora:



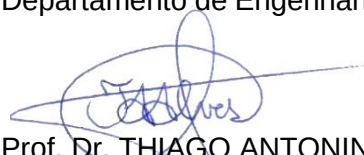
Prof. Dr. RICARDO ALAN VERDÚ RAMOS (Participação Virtual)

Departamento de Engenharia Mecânica / Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira – UNESP



Prof. Dr. JOAO BATISTA CAMPOS SILVA (Participação Virtual)

Departamento de Engenharia Mecânica / Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira – UNESP



Prof. Dr. THIAGO ANTONINI ALVES (Participação Virtual)

Departamento de Engenharia Mecânica / Universidade Tecnológica Federal do Paraná

Ilha Solteira, 30 de janeiro de 2021.

DEDICATÓRIA

Dedico este trabalho à minha família, minha mãe Ana Lúcia e meu irmão Jênis, pessoas que jamais me deixaram desistir e sempre me apoiaram incondicionalmente.

AGRADECIMENTOS

Agradeço, primeiramente, à minha família, sem a qual jamais teria a oportunidade de desenvolver esse trabalho.

Agradeço ao meu orientador, Prof. Ricardo Alan, pelo longo vínculo que estabelecemos e pelo apoio.

Agradeço, em especial, ao meu coorientador, Prof. Cassio, pessoa com quem desenvolvi mais do que uma relação profissional, uma amizade que jamais imaginaria e que carregarei comigo para sempre. Agradeço o apoio, ajuda e paciência.

Agradeço à todas as pessoas que contribuíram de alguma forma para que chegasse nesse exato momento.

RESUMO

A constante mudança das exigências ambientais no sentido de aprimorar a sustentabilidade da água é a motivação para o desenvolvimento do presente trabalho. Para o setor sucroalcooleiro, em particular, observa-se que a taxa de captação de água para suprir as demandas do processo industrial ainda não vai de encontro com as tendências e diretrizes observadas para esta norma mundial. Existe a necessidade de um melhor gerenciamento do uso desse recurso na usina, principalmente, quando se tem em vista que a água corresponde a 70% de sua, praticamente, única fonte de matéria prima: a cana-de-açúcar. Assim, foram considerados inicialmente na análise as necessidades térmicas e hídricas para cada etapa do processo industrial da usina em função do *mix* de produção de açúcar e álcool. Posteriormente, foram estabelecidos critérios e diversas técnicas para o atendimento das diversas demandas térmicas e hídricas que pudessem evitar a captação de água externa. Neste contexto, foi dado ênfase em uma análise diferenciada para a linha de produção de açúcar e para a linha de produção de álcool, suportada por um planejamento de trocas térmicas e hídricas internas para cada linha de produção, sempre que possível, com a incorporação de trocadores de calor a seco para a remoção final de calor para o meio ambiente. Foi considerado, ainda, a incorporação de uma unidade de refrigeração para a água que circula nas dornas de fermentação para permitir um rígido controle de temperatura nessa unidade de processo, bem como, a incorporação de uma unidade de concentração de vinhaça para valorizar a aspersão desse adubo na lavoura e permitir uma maior recuperação de água no processo. Como resultado, constatou-se que é possível a usina realizar todo o processamento industrial com a água já disponível na cana, sem a necessidade de captação externa, e ainda tendo como um subproduto água residuária industrial da ordem de até 40,0 kg para cada de 100 kg de cana-de-açúcar processada. Este resultado é da maior importância, tendo em vista que as modernas usinas sucroalcooleiras do Brasil, hoje, fazem a captação externa de mais de 100 kg de água para cada 100 kg de cana processada.

Palavras-chave: Água residuária. Usina sucroalcooleira. Consumo de água.

ABSTRACT

The constant changes in environmental requirements in order to improve the sustainability of water is the motivation for the development of this work. For the sugar and alcohol sector, in particular, it is observed that the rate of water abstraction to supply the industrial demands still does not meet the trends and guidelines observed for this global standard. There is a need for better management of the use of this resource at the plant, especially when it is considered that water corresponds to 70% of its practically only source of raw material: sugar cane. Thus, the thermal and water requirements for each stage of the plant's industrial process were initially considered in the analysis due to the mix of sugar and alcohol production. Subsequently, criteria and various techniques were established to meet the different thermal and water demands that could prevent the external water capture. In this context, emphasis was placed on a different analysis for the sugar production line and for the alcohol production line, supported by a planning of internal thermal and water exchanges for each production line, whenever possible, with the incorporation of dry heat exchangers for the final removal of heat to the environment. It was also considered the incorporation of a cooling unit for the water that circulates in the fermentation vats to allow a strict temperature control in this process unit, as well as the incorporation of a vinasse concentration unit to enhance the sprinkling of this fertilizer in the field and allow a greater recovery of water in the process. As a result, it was found that it is possible for the plant to carry out all industrial processing with the water already available in the cane, without the need for external abstraction, and still having as a by-product industrial waste water of the order of up to 40.0 kg for each 100 kg of processed sugar cane. This result is of the utmost importance, considering that the modern sugar and alcohol plants in Brazil, today, do external abstraction of more than 100 kg of water for each 100 kg of processed cane.

Keywords: Industrial water. Sugar and alcohol. Water consumption.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1: Composição típica da cana-de-açúcar.	21
Figura 2: Fluxograma da lavagem da cana.	22
Figura 3: Fluxograma da unidade de extração e moagem da cana.	24
Figura 4: Fluxograma do tratamento do caldo.	28
Figura 5: Fluxograma da unidade de evaporação do caldo.	29
Figura 6: Fluxograma da unidade de cozimento.	32
Figura 7: Fluxograma de preparação do mosto.	35
Figura 8: Fluxograma da dorna de fermentação.	37
Figura 9: Fluxograma de centrifugação do vinho.	38
Figura 10: Fluxograma de destilação do vinho (Coluna A).	39
Figura 11: Fluxograma de destilação do vinho (Coluna B).	40
Figura 12: Fluxograma de desidratação do álcool hidratado na peneira molecular. .	41
Figura 13: Diagrama de entalpia de misturas binárias (etanol + água).	42
Figura 14: Fluxograma da evaporação da vinhaça.	43
Figura 15: Fluxograma da unidade de refrigeração da dorna.	44
Figura 16: Fluxograma da unidade de geração de vapor e potência.	45
Figura 17: Dispositivo de condensação a seco.	46
Figura 18: Comparativo de demandas hídricas para <i>mix</i> de 30%, 50% e 70%.	63
Figura 19: Comparativo de água para reuso para <i>mix</i> de 30%, 50% e 70%.	64
Figura 20: Comparativo de demandas de vapor para <i>mix</i> de 30%, 50% e 70%.	64
Figura 21: Comparativo de perdas de água para <i>mix</i> de 30%, 50% e 70%.	65
Figura 22: Acoplamento de ações na linha de açúcar.	68
Figura 23: Acoplamento de ações na linha de concentração da vinhaça.	69
Figura 24: Acoplamento de ações na concentração da vinhaça do condensado vegetal.	70
Figura 25: Água residual da usina.	72

LISTA DE TABELAS

Tabela 1: Composição da cana-de-açúcar.....	21
Tabela 2: Parâmetros de interesse da unidade de lavagem da cana-de-açúcar.....	23
Tabela 3: Parâmetros de interesse da unidade de extração do caldo.....	25
Tabela 4: Parâmetros de interesse da unidade de tratamento do caldo.	27
Tabela 5: Parâmetros de interesse da unidade de evaporação do caldo.....	31
Tabela 6: Parâmetros de interesse da unidade de cozimento e cristalização.	34
Tabela 7: Parâmetros do preparo do mosto.....	35
Tabela 8: Principais parâmetros da unidade de recepção e lavagem a seco da cana.	47
Tabela 9: Principais parâmetros da unidade de extração do caldo.	47
Tabela 10: Parâmetros da unidade de tratamento do caldo.....	48
Tabela 11: Principais parâmetros da unidade de evaporação do caldo.	48
Tabela 12: Parâmetros de interesse da unidade de cozimento do caldo.	49
Tabela 13: Propriedades de interesse da unidade de fermentação alcoólica.	50
Tabela 14: Parâmetros de interesse da unidade de destilação do caldo.	51
Tabela 15: Parâmetros de interesse da unidade de concentração da vinhaça.	52
Tabela 16: Parâmetros de interesse da unidade de geração de vapor e potência....	52
Tabela 17: Pontos termodinâmicos de interesse da UGVP.	53
Tabela 18: Carga térmica e potência dos equipamentos.	53
Tabela 19: Demandas hídricas da planta da usina para <i>mix</i> de 30%.....	54
Tabela 20: Demandas de vapor de processo para <i>mix</i> de 30%.	55
Tabela 21: Residuário hídrico da planta da usina para <i>mix</i> de 30%.....	56
Tabela 22: Águas não recuperáveis da usina para <i>mix</i> de 30%.....	56
Tabela 23: Demandas hídricas da planta da usina para <i>mix</i> de 50%.....	57
Tabela 24: Demandas de vapor de processo para <i>mix</i> de 50%.	58
Tabela 25: Residuário hídrico da planta da usina para <i>mix</i> de 50%.....	59
Tabela 26: Águas não recuperáveis da usina para <i>mix</i> de 50%.....	59
Tabela 27: Demandas hídricas da planta da usina para <i>mix</i> de 70%.....	60
Tabela 28: Demandas de vapor de processo para <i>mix</i> de 70%.	61
Tabela 29: Residuário hídrico da planta da usina para <i>mix</i> de 70%.....	62
Tabela 30: Águas não recuperáveis da usina para <i>mix</i> de 70%.....	62
Tabela 31: Cargas térmicas de processos.	66

Tabela 32: Diretrizes norteadoras dos processos de interesse.....67

Tabela 33: Demandas dos processos alvos de ações diretas para minimizar o consumo de água.....67

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO.....	14
1.1	CONSIDERAÇÕES INICIAIS.....	17
1.2	OBJETIVOS.....	18
2	FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA.....	17
2.1	FUNDAMENTOS TERMODINÂMICOS	17
2.2	EFICIÊNCIAS DE PRIMEIRA LEI.....	18
2.3	PROPRIEDADES TERMODINÂMICAS DE SOLUÇÕES AQUOSAS	19
2.4	PROCEDIMENTO NUMÉRICO	19
3	DESCRIÇÃO DOS PROCESSOS PARA O PROBLEMA PROPOSTO	20
3.1	COMPOSIÇÃO DA CANA-DE-AÇÚCAR	20
3.2	UNIDADE DE RECEPÇÃO E LAVAGEM A SECO DA CANA.....	22
3.3	UNIDADE DE EXTRAÇÃO DO CALDO	23
3.4	UNIDADE DE TRATAMENTO DE CALDO	25
3.5	UNIDADE DE EVAPORAÇÃO DO CALDO	28
3.6	UNIDADE DE COZIMENTO E SECAGEM DO AÇÚCAR.....	31
3.7	UNIDADE DE FERMENTAÇÃO ALCOÓLICA.....	34
3.8	UNIDADE DE DESTILAÇÃO	38
3.9	UNIDADE DE CONCENTRAÇÃO DA VINHAÇA.....	42
3.10	UNIDADE DE REFRIGERAÇÃO DA DORNA DE FERMENTAÇÃO	43
3.11	UNIDADE DE GERAÇÃO DE VAPOR E POTÊNCIA.....	44
4	RESULTADOS TERMODINÂMICOS PREDOMINANTES DA PLANTA	47
4.1	UNIDADE DE RECEPÇÃO E LAVAGEM DA CANA	47
4.2	UNIDADE DE EXTRAÇÃO DO CALDO	47
4.3	UNIDADE DE TRATAMENTO DO CALDO.....	47
4.4	UNIDADE DE EVAPORAÇÃO DO CALDO	48
4.5	UNIDADE DE COZIMENTO DO CALDO.....	49
4.6	UNIDADE DE FERMENTAÇÃO ALCOÓLICA.....	50
4.7	UNIDADE DE DESTILAÇÃO	51
4.8	UNIDADE DE CONCENTRAÇÃO DA VINHAÇA.....	51
4.9	UNIDADE DE GERAÇÃO DE VAPOR E POTÊNCIA.....	52
5	UNIDADE DE TRATAMENTO TÉRMICO DA ÁGUA: ANÁLISE E DISCUSSÃO	54

5.1	RESULTADOS DA SIMULAÇÃO COM MIX DE PRODUÇÃO DE 30 %	54
5.1.1	Consumo de água nos processos da usina para <i>mix</i> de 30%	54
5.1.2	Disponibilidade de água para reuso na usina para <i>mix</i> de 30%	55
5.1.3	Águas não recuperáveis da usina para <i>mix</i> de 30%	56
5.2	RESULTADOS DA SIMULAÇÃO COM MIX DE PRODUÇÃO DE 50 %	57
5.2.1	Consumo de água nos processos da usina para <i>mix</i> de 50%	57
5.2.2	Disponibilidade de água para reuso na usina para <i>mix</i> de 50%	58
5.2.3	Águas não recuperáveis da usina para <i>mix</i> de 50%	59
5.3	RESULTADOS DA SIMULAÇÃO COM MIX DE PRODUÇÃO DE 70 %	60
5.3.1	Consumo de água nos processos da usina para <i>mix</i> de 70%	60
5.3.2	Disponibilidade de água para reuso na usina para <i>mix</i> de 70%	61
5.3.3	Águas não recuperáveis da usina para <i>mix</i> de 70%	62
5.4	QUADRO COMPARATIVO DAS DEMANDAS HÍDRICAS E DE VAPOR DE PROCESSO	63
5.5	CARACTERIZAÇÃO DOS PROCESSOS HÍDRICO E TOMADA DE DECISÕES.....	65
6	CONCLUSÕES.....	73
	REFERÊNCIAS.....	75
	Apêndice A – Parâmetros de Entrada e de Processo da Usina	78
	Apêndice B – Unidade de Lavagem da Cana.....	80
	Apêndice C – Unidade de Extração do Caldo	81
	Apêndice D – Unidade de Tratamento do Caldo.....	83
	Apêndice E – Unidade de Evaporação do Caldo	89
	Apêndice F – Unidade de Cozimento e Secagem do Açúcar	99
	Apêndice G – Unidade de Fermentação Alcoólica	111
	Apêndice H – Unidade de Destilação	118
	Apêndice I – Unidade de Concentração da Vinhaça	124
	Apêndice J – Unidade de Geração de Vapor e Potência	129
	Apêndice K – Unidade de Refrigeração da Dorna de Fermentação.....	135

1 INTRODUÇÃO

1.1 CONSIDERAÇÕES INICIAIS

A água como elemento indispensável para a manutenção da vida no planeta dispensa comentários. Ressalta-se a importância dela em diferentes processos de setores industriais, dando destaque ao setor sucroalcooleiro, conhecido, também, pelo alto consumo desse insumo. Com isso, a escassez de recursos hídricos se mostra um problema sério, visto que a falta dele pode gerar até mesmo interrupção da produção e o consumo de água deve ser consciente e direcionado para minimizar ao máximo a utilização desse recurso.

Apesar do avanço tecnológico e a adoção de políticas voltadas para melhor utilização desse insumo, é imperativo que um detalhamento mais efetivo do consumo seja realizado, visando o conhecimento pleno da quantidade e como se utiliza de fato a água.

Assim, é indispensável a implementação da gestão de recursos hídricos nas unidades industriais. Mas, para tanto, é necessário um conhecimento mais detalhado de onde ocorrem as demandas e manter uma constante pesquisa para avaliar quais setores podem ser modificados e/ou melhorados para minimizar o consumo de água. Por isso a importância de se abrir a planta para identificar com detalhes todos os pontos de demanda em todos os processos, desde a entrada da matéria prima até a obtenção dos produtos finais.

No que diz respeito às usinas sucroalcooleiras, vale observar que uma grande quantidade de água entra no processo intrinsicamente com a matéria prima, a cana-de-açúcar, e que os produtos finais são praticamente isentos de água. E mesmo assim, essas usinas captam grande quantidade de água externa para efetivação dos processos.

De forma geral, as demandas de águas envolvidas nas unidades sucroalcooleiras se destinam ao processo de resfriamento. Por isso, é necessário que se estabeleça uma logística adequada no atendimento desses processos de resfriamento que minimizem a captação de água externa.

As estruturas utilizadas para o tratamento térmico são caracterizadas, geralmente, por um circuito de água de resfriamento associado a um circuito secundário de remoção de calor para o ar ambiente por meio de torres de resfriamento ou sistemas de aspersão. Com este procedimento, o resfriamento evaporativo

estabelece para a água, além de perdas, um contato intenso com as impurezas presentes no ar ambiente e a proliferação de matéria orgânica. Para tal fim, é necessário que se proceda um tratamento mais rigoroso da água de circulação e limpezas mais frequentes dos diversos dispositivos presentes nessas unidades de resfriamento.

A eficácia do procedimento de remoção de calor depende fortemente das condições climáticas típicas onde se encontra a unidade industrial. Em locais mais frios e/ou secos os mecanismos de transferência de calor por convecção e evaporação são mais intensos e vice-versa.

No caso específico de tratamento de água em usinas sucroalcooleiras, estas questões ganham uma magnitude ainda maior, pois essas unidades estão frequentemente instaladas em regiões tropicais e o tratamento térmico se torna crítico devido aos longos períodos de calor intenso que são verificados nessas regiões. Outro fator importante diz respeito ao processo de fermentação do açúcar que libera quantidades apreciáveis de calor. Assim, é necessário um controle preciso na temperatura das dornas de fermentação, de 32 a 34 °C, para manter a integridade da própria levedura responsável pelo processo de fermentação (EMBRAPA, 2015).

É interessante observar que, para tratar do resfriamento dos diversos pontos de interesse, muitas usinas foram instaladas à beira de represas para fazerem uso da água destes reservatórios nos processos de remoção de calor. Assim, com o intuito de minimizar os danos ambientais, agências reguladoras vêm estabelecendo mecanismos cada vez mais restritivos para a captação de água (ANA, 2009; CETESB, 2009).

No que diz respeito à utilização de água no setor sucroalcooleiro, vários trabalhos vêm sendo desenvolvidos. Artigos como os de Chavez-Rodriguez *et al.* (2013), Mosqueira-Salazar *et al.* (2013) e Pina *et al.* (2017), entre outros, abordaram medidas para reduzir o consumo de água nas usinas, visto a grande demanda que as mesmas utilizam no decorrer dos processos que as englobam. Contudo, as demandas das diversas unidades de processos que compõem a usina não foram calculadas com detalhes.

Olivério; Carmo; Gurgel (2010) fazem referência a projetos de plantas sustentáveis de usinas sucroalcooleiras. Segundo eles, essas unidades, uma vez implantadas, poderiam operar com autossuficiência hídrica e foram colocadas

algumas medidas para a obtenção de tal característica. Contudo, não foram relatados detalhes de cálculos que serviriam para fundamentar a autossuficiência hídrica.

Sonaje (2017), por sua vez, reforça a imensa quantidade de água que o setor sucroalcooleiro consome, apresentando um estudo que quantifica o excesso de condensado produzido no processo e de como este pode ser reincorporado, economizando significativamente o consumo de água.

Poddar; Sahu (2015) discutem, também, a significância do tratamento das águas residuárias dos processos que envolvem a indústria da cana-de-açúcar. São feitos levantamentos da composição e do poder de poluição dos resíduos, bem como relatos das políticas ambientais que circundam o meio sucroalcooleiro.

1.2 OBJETIVOS

Diante do cenário que foi apresentado, o presente trabalho tem por objetivo realizar uma análise termodinâmica detalhada de todas as unidades de processo de uma usina sucroalcooleira para identificação das diversas demandas térmicas e hídricas na usina, bem como, o estabelecimento de estratégias para o atendimento dessas demandas visando a minimização da captação de água externa para o processo industrial ou até mesmo alcançar a autossuficiência hídrica.

2 FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA

2.1 FUNDAMENTOS TERMODINÂMICOS

Para o estudo em questão foi aplicado modelamento matemático que trata da conservação da massa e da energia a qual será descrita a seguir.

Para análise da conservação da massa, são consideradas as vazões de entrada e saída no volume de controle e a variação de massa no interior do mesmo. A Equação (1) representa o balanço de massa em um volume de controle.

$$\frac{dm_{v.c.}}{dt} = \sum \dot{m}_e - \sum \dot{m}_s \quad (1)$$

Considerando o processo em regime permanente, ou seja, quando não variam as propriedades com o tempo, bem como o estado da massa em cada ponto do volume de controle, a Equação (1) pode ser reescrita como segue:

$$\sum \dot{m}_e - \sum \dot{m}_s = 0 \quad (2)$$

onde:

$\dot{m}_e$: vazão mássica que entra no volume de controle [kg/s];

$\dot{m}_s$: vazão mássica que sai do volume de controle [kg/s].

A equação da conservação da energia, ou seja, Primeira Lei da Termodinâmica, em sua forma completa, considerando inclusive as variações no tempo, é representada pela Equação (3) como segue:

$$\frac{dE_{v.c.}}{dt} = \dot{Q}_{v.c.} - \dot{W}_{v.c.} + \sum \dot{m}_e \left(h_e + \frac{V_e^2}{2} + gZ_e \right) - \sum \dot{m}_s \left(h_s + \frac{V_s^2}{2} + gZ_s \right) \quad (3)$$

onde:

g : aceleração gravitacional [m/s²];

h_e : entalpia específica na entrada do volume de controle [kJ/kg];

h_s : entalpia específica na saída do volume de controle [kJ/kg];

$\dot{Q}_{v.c.}$: taxa de transferência de calor no volume de controle [kW];

V_e : velocidade da vazão mássica na entrada do volume de controle [m/s];

V_s : velocidade da vazão mássica na saída do volume de controle [m/s];

$\dot{W}_{v.c.}$: taxa de transferência de trabalho no volume de controle [kW];

Z_e : cota da vazão mássica na entrada do volume de controle em relação a uma linha de referência [m];

Z_s : cota da vazão mássica na saída do volume de controle em relação a uma linha de referência [m].

Considerando regime permanente e a hipótese de que as variações das energias cinética e potencial são muito pequenas e, portanto, podem ser desprezadas, a Equação (3) pode ser reescrita como segue:

$$\dot{Q}_{v.c.} - \dot{W}_{v.c.} + \sum \dot{m}_e h_e - \sum \dot{m}_s h_s = 0 \quad (4)$$

2.2 EFICIÊNCIAS DE PRIMEIRA LEI

A eficiência termodinâmica baseada na primeira lei para dispositivos que produzem potência relaciona o trabalho realizado no volume de controle com o trabalho produzido em um processo hipotético isentrópico e reversível desde o mesmo estado de entrada até a mesma pressão de saída. Para uma turbina, a relação é inversa à de uma bomba. As Equações (5) e (6) mostram as eficiências com base na primeira lei para turbinas e bombas, respectivamente.

$$\eta_I = \frac{\dot{W}_{v.c.}}{\dot{m} \cdot \Delta h_{iso}} \quad (5)$$

$$\eta_I = \frac{\dot{m} \cdot \Delta h_{iso}}{\dot{W}_{v.c.}} \quad (6)$$

onde:

Δh_{iso} : diferença entre as entalpias de entrada e de saída do volume de controle, para processo isentrópico e reversíveis [kJ/kg];

$\dot{m}$: vazão mássica no volume de controle [kg/s].

2.3 PROPRIEDADES TERMODINÂMICAS DE SOLUÇÕES AQUOSAS

O caldo de cana é uma solução aquosa onde o principal componente, dentre os sólidos solúveis, é a sacarose. Mesmo simplificando a composição para água e açúcar, as transformações termodinâmicas não são simples.

Crapiste; Lozano (1988) propuseram um modelo empírico para representar a elevação da temperatura de ebulição de soluções aquosas açucaradas na qual se contemple a dependência simultânea da pressão e da concentração de sólidos solúveis, dados pela Eq. (7):

$$\Delta T_{ebulição} = \alpha W^{\beta} \exp(\gamma W) P^{\delta} \quad (7)$$

onde:

$\Delta T_{ebulição}$: variação da temperatura de ebulição da solução açucarada [°C];

W : concentração mássica de sólidos solúveis [°Brix];

P : pressão de operação [bar];

α , β , δ e γ : são constantes da correlação proposta pela Eq. (7) para avaliar o aumento do ponto de ebulição de uma solução de sacarose, sendo, respectivamente, 0,0306; 0,0941; 0,1356; e 0,0532.

2.4 PROCEDIMENTO NUMÉRICO

Para o procedimento numérico no presente trabalho foi utilizado o programa *Engineering Equation Solver* (EES), que é um programa destinado a resolver sistemas de equações algébricas e diferenciais não-lineares (F-CHART, 2020). Além do programa se constituir de uma ferramenta interessante para otimização, análises de incerteza, execução de regressão linear e não linear e geração de gráficos com qualidade para publicação, entre outros atributos, vale destacar que o EES possui um banco de funções e de dados valiosos para propriedades termodinâmicas de centenas de substâncias, simplificando substancialmente a estruturação das equações para um dado sistema termodinâmico (F-CHART, 2020).

3 DESCRIÇÃO DOS PROCESSOS PARA O PROBLEMA PROPOSTO

No presente trabalho foi considerado, como base, uma planta típica de usina sucroalcooleira com capacidade de moagem de 100 kg/s de cana. Essa moagem representa uma usina típica de médio porte capaz de processar 2 milhões de toneladas por safra.

Para o cálculo dos fluxos hídricos nos diversos pontos de interesse da usina foram considerados volumes de controle adequados, onde foram aplicados os princípios de conservação de massa e energia. O parque industrial proposto para análise será decomposto em unidades de processo na forma como segue:

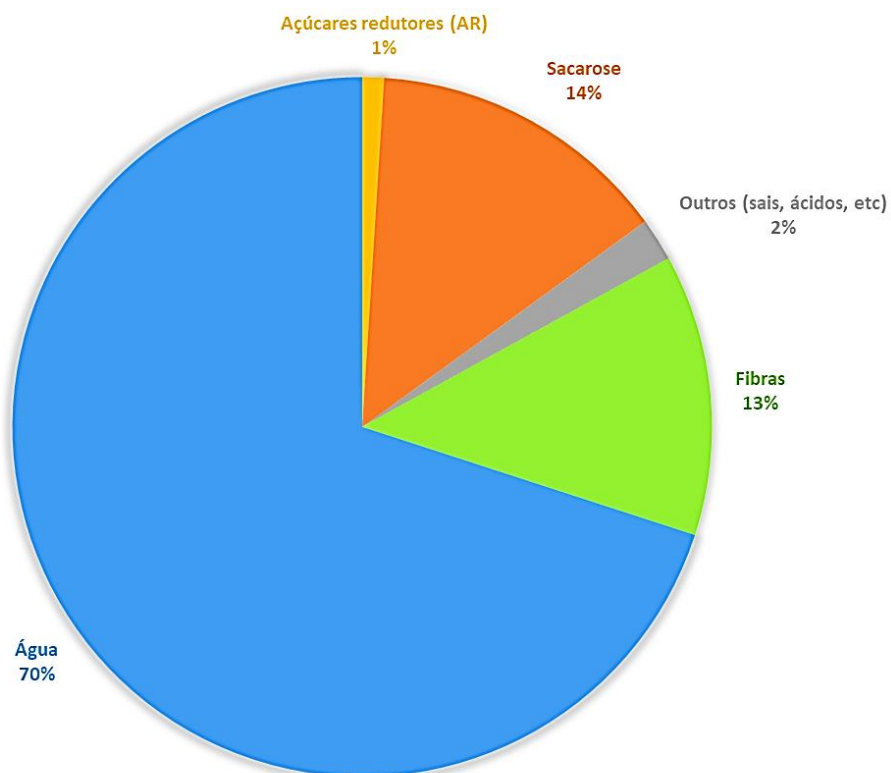
- Unidade de Lavagem da Cana;
- Unidade de Extração do Caldo;
- Unidade de Tratamento do Caldo;
- Unidade de Evaporação do Caldo;
- Unidade de Cozimento e Secagem do Açúcar;
- Unidade de Fermentação Alcoólica;
- Unidade de Refrigeração da Dorna de Fermentação;
- Unidade de Destilação;
- Unidade de Concentração da Vinhaça;
- Unidade de Geração de Vapor e Potência;
- Unidade de Tratamento Térmico da Água.

A solução numérica do equacionamento termodinâmico das unidades de processo acima identificadas foi obtida fazendo uso do programa EES. O detalhamento da programação para cada volume de controle é apresentado no Apêndice A.

3.1 COMPOSIÇÃO DA CANA-DE-AÇÚCAR

A cana-de-açúcar é a matéria prima para a unidade de processamento industrial estudada. A sua composição pode variar conforme local de plantio, condições de colheita, entre outros fatores. Na Figura 1 são apresentadas variantes típicas da composição da cana-de-açúcar.

Figura 1: Composição típica da cana-de-açúcar.



Fonte: São Fernando Açúcar e Alcool (2020).

Tendo em vista os dados visualizados na Figura 1, será considerado no presente trabalho a composição como apresentada na Tabela 1.

Tabela 1: Composição da cana-de-açúcar.

Componente	Fração na composição [%]
Açúcares redutores (AR)	1,0
Sacarose	14,0
Outros (sais, ácidos, etc)	2,0
Fibras	13,0
Água	70,0

Fonte: São Fernando Açúcar e álcool (2020).

3.2 UNIDADE DE RECEPÇÃO E LAVAGEM A SECO DA CANA

Quando a cana é colhida no campo e é encaminhada à usina sucroalcooleira para processamento, ela contém uma certa quantidade de massa mineral (terra e impurezas). Assim, a cana precisa passar por um processo de limpeza antes de ir para o processamento.

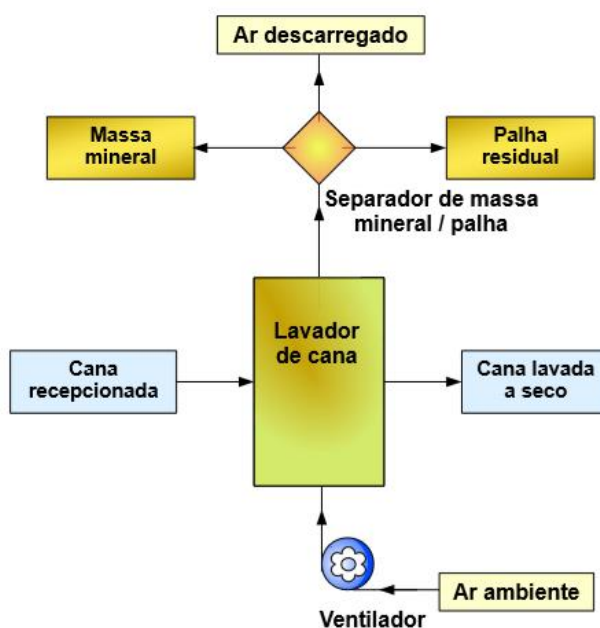
Segundo Elia Neto (2008), nos anos 90, a limpeza da cana era feita tipicamente utilizando água e em quantidades consideráveis, visto que em torno de 25% do consumo de água de uma unidade sucroalcooleira era gasto com tal procedimento.

Com as políticas cada vez mais restritivas em relação ao uso racional da água, será considerado no trabalho a técnica de limpeza a seco.

Os sistemas de limpeza a seco se baseiam na instalação de sopradores sobre o sistema de alimentação para a retirada das impurezas vegetais e de boa parte das impurezas minerais. Com isso, além de não se utilizar água no processo de lavagem, mantém-se a palha que se desprende desse processo para posterior queima nas caldeiras. A eficiência da limpeza a seco de impurezas minerais e vegetais da cana pode chegar a 80% (TECNOLOGIA INDUSTRIAL, 2019).

O volume de controle considerado para o equacionamento dessa unidade é apresentado na Figura 2 e o equacionamento está descrito no Apêndice B.

Figura 2 - Fluxograma da lavagem da cana.



Fonte: Elaboração do próprio autor.

Os parâmetros que compõe a cana a ser processada na unidade de lavagem são apresentados na Tabela 2. No processo de lavagem a seco será considerado aqui uma eficiência de 80% na retirada das impurezas minerais e vegetais. Vale observar que a fração de palha considerada na Tabela 2 é a que permanece juntamente com o colmo mesmo após o processo de lavagem a seco (TECNOLOGIA INDUSTRIAL, 2019).

Tabela 2: Parâmetros de interesse da unidade de lavagem da cana-de-açúcar.

Parâmetro	Fração [%]	Referência
Impureza Mineral	1,0	Finguerut (2014)
Impureza Vegetal (Palhiço)	5,0	Finguerut (2014)
Palha	2,0	Finguerut (2014)
Colmo	92	Próprio autor

Fonte: Elaboração do próprio autor.

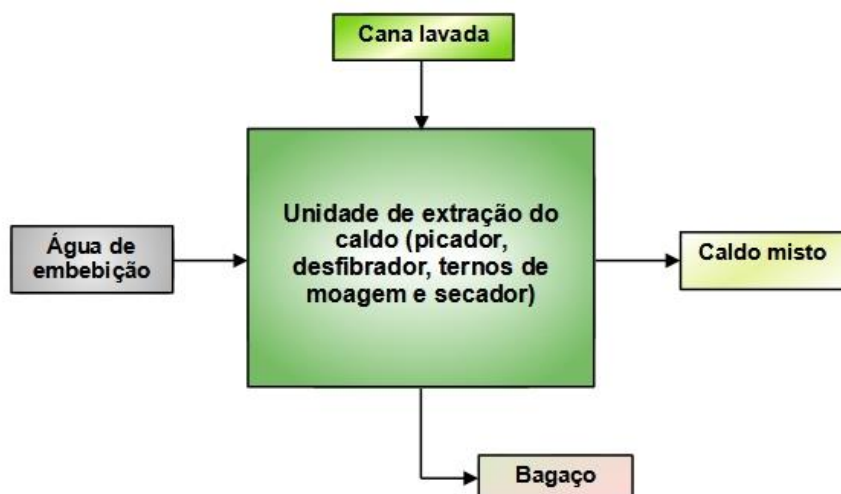
A fração de palhiço que foi separada no processo de lavagem será incorporado ao bagaço no processo de queima na caldeira. A massa de palhiço não retirada no processo de lavagem permanece junto ao colmo no processo de extração.

3.3 UNIDADE DE EXTRAÇÃO DO CALDO

A extração do caldo da cana consiste no processo físico de separação da fibra (bagaço), sendo feito, fundamentalmente, por meio de dois processos: moagem ou difusão (ALCARDE, 2006).

No presente trabalho, o processo considerado é o de moagem, apresentado na Figura 3, bem como o equacionamento no Apêndice C. A cana depois de picada e desfibrada é encaminhada para as moendas, estas constituídas de ternos de moagem que, por sua vez, são constituídos geralmente de 3 cilindros que exercerão pressão sobre a cana conforme ela avança sobre os ternos (4 a 6 ternos). Conforme a cana-de-açúcar avança, a pressão exercida pelos ternos perde eficiência de extração do caldo. Com isso, é executada a embebição, cujo processo consiste na adição de água com temperatura em torno de 55 °C para permitir uma maior extração do açúcar na cana (DELFINI, 2018).

Figura 3: Fluxograma da unidade de extração e moagem da cana.



Fonte: Elaboração do próprio autor.

Após a extração do caldo, o bagaço é encaminhado para um secador que resulta em uma umidade de aproximadamente 50%. A concentração de sacarose e demais sólidos solúveis no caldo, denominado Brix, depende do volume de água de embebição inserido no processo de extração. No presente trabalho será considerado 22 °Brix (CÂNDIDO, 2012).

Vale observar que o bagaço apresenta em sua composição as fibras do colmo, a palha que não foi separada do colmo, parcela do palhiço e da massa mineral remanescente após processo de lavagem e parcela dos sólidos solúveis (sacarose, glicose, frutose e demais componentes) que não foram extraídos para o caldo. O caldo assim extraído, também denominado de caldo misto, apresenta em sua composição a parcela dos sólidos solúveis extraída, a parcela de massa mineral não retida no bagaço e uma pequena parcela de fibras da cana e de palhiço denominadas aqui de palhiço.

Nas plantas típicas, o resfriamento dos mancais dos ternos se dá por sistema aberto com uso de água. Para economizar essa demanda, será considerado no trabalho um sistema fechado para o óleo trocando calor com o ar por meio de trocadores de calor compactos (radiadores de óleo).

Os parâmetros considerados para a unidade de extração do caldo são apresentados na Tabela 3.

Tabela 3: Parâmetros de interesse da unidade de extração do caldo.

Parâmetro	Valor	Referência
Brix do caldo na saída da extração (moenda)	22 [°Brix]	Cândido (2012)
Umidade do bagaço	50 [%]	Beefpoint (2008)
Solúveis do bagaço	3 [%]	Beefpoint (2008)
Temperatura de saída do caldo	26 [°C]	Próprio autor
Temperatura água de embebição	55 [°C]	Delfini (2018)

Fonte: Elaboração do próprio autor.

3.4 UNIDADE DE TRATAMENTO DE CALDO

A unidade de tratamento do caldo tem por finalidade a retirada das impurezas presentes no caldo de cana após a extração.

A primeira fase do tratamento é destinada à remoção, por meio de peneiras, dos sólidos insolúveis (areia e bagacilho), cujos teores variam entre 0,1% e 1,0%, sendo considerado aqui no presente trabalho 0,2 %. A segunda fase é o tratamento químico, cujo objetivo é remover as impurezas insolúveis que não foram eliminadas na fase anterior e as impurezas coloidais e solúveis. Este processo visa a coagulação, floculação e precipitação destas impurezas, que são eliminadas por sedimentação. É necessário, ainda, fazer a correção do pH para evitar inversão e decomposição da sacarose (NOVACANA, 2013).

Um tratamento mais completo do caldo implica adição de cal, aquecimento e posterior decantação, usado tanto na fração de caldo que vai para a fabricação de açúcar quanto para o álcool. Segundo Lima (2012), a quantidade de cal adicionada no preparo do leite de cal é de 500 g/t de cana. Cruz (2016) complementa que a caracterização do leite de cal é tipicamente de 15 °Brix, graduação que mede densidade de líquidos, que nos dá uma relação de 148 g de cal/litro de leite de levedura. Considerando a base mássica de entrada da cana como 100 kg/s, considera-se aqui um fator de adição de água que compõe o leite de cal de 0,003 kg de água/kg de cana.

Segundo Welligton Filho (2019), existem alguns modos de se realizar a calagem. Aqui, usaremos a calagem a frio, ou seja, o caldo bruto com temperatura proveniente da unidade de extração (26 °C) é caleado com a adição do leite de cal. Após o procedimento de calagem, o caldo é direcionado, conforme *mix* (fração

destinada à produção de açúcar), para as respectivas linhas de produção de açúcar e produção de etanol.

Nas usinas sucroalcooleiras, o caldo tratado destinado à fabricação de açúcar passa por um processo de sulfitação, que objetiva inibir reações que promovem o escurecimento do açúcar, a coagulação de coloides solúveis e a formação do precipitado CaSO_3 (sulfito de cálcio), bem como diminuir a viscosidade do caldo e do xarope, massas cozidas e méis, facilitando as operações posteriores de evaporação e cozimento. Não é necessária para a fração de caldo destinado à destilaria. Aqui se utiliza tipicamente água para resfriamento das colunas de sulfitação, pois altas temperaturas podem contribuir para reações de componentes indesejados para o processo, visto que os produtos de combustão atingem temperaturas em torno de 400°C e necessitam ser resfriados a temperaturas próximas de 200°C .

Para o resfriamento da água que circula na camisa do sulfitador, será considerado aqui o uso de trocadores compactos (radiadores) em circuito fechado,

Na linha de produção de açúcar o caldo precisa ser sulfitado. Assim, essa fração de caldo precisa ser pré-aquecida até a temperatura de 70°C para ser submetida a esse tratamento. A proposta aqui é realizar o pré-aquecimento do caldo com o vapor vegetal oriundo do cozedor da massa denominada A, a qual será abordada posteriormente. Terminada essa etapa, o caldo é então aquecido por meio de vapor de processo até a temperatura de 105°C e encaminhado para o processo de decantação (WELLINGTON FILHO, 2019).

Na linha de produção de etanol, a fração de caldo caleado precisa ser aquecido para também passar pelo processo de decantação. Entretanto, o destino desse caldo é a unidade de preparo do mosto e a temperatura de decantação é incompatível com a temperatura requerida para a linha da dorna de fermentação. Assim, propõe-se que o caldo passe por um permutador de calor em que a linha de entrada (caldo caleado à temperatura de 26°C) troque calor com o caldo decantado encaminhado para o tanque de preparação de mosto a 30°C , onde o caldo quente passa pelos decantadores durante esse processo.

O material depositado nos decantadores é denominado lodo e este ainda contém uma fração de sacarose que pode ser recuperada. Esta massa é filtrada em filtros rotativos que operam sob vácuo onde se faz recuperação do caldo filtrado que é recirculado ao tanque de calagem. Segundo Francisco (2018), o lodo, então, entra no filtro onde é lavado com água a 85°C . Uma fração de bagaço é adicionada para

melhorar a pega do lodo pelo filtro, visto que um subproduto muito aquoso adere pouco à superfície filtrante.

Durante o processo de filtração, o lodo é submetido a dois tipos de vácuo: um para a pega da torta e outro para a lavagem dela.

No local onde o lodo adere ao filtro, o vácuo produzido deve ser o mínimo possível para segurá-lo, mas não alto o suficiente a ponto de comprimi-lo, uma vez que isso reduziria a permeabilidade. Se for aplicado um alto vácuo, o composto será compactado e a água de lavagem não penetrará o suficiente para deslocar o caldo a ser recuperado.

A torta resultante da filtração é utilizada, então, como adubo no cultivo da cana.

Todo o processo de tratamento do caldo descrito anteriormente pode ser visto na Figura 4 e o equacionamento está descrito no Apêndice D.

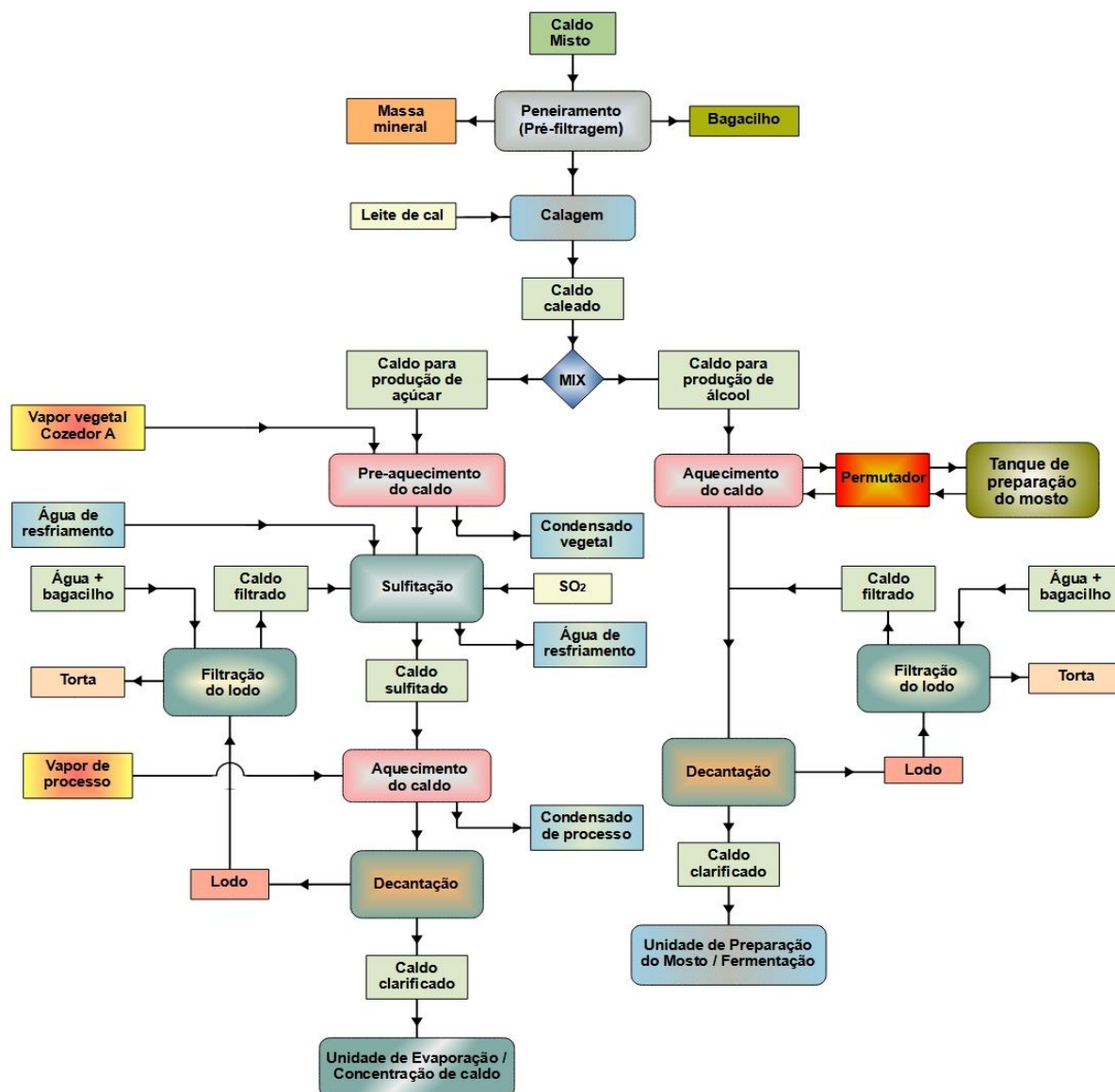
Os parâmetros principais que serão estabelecidos para a unidade de tratamento do caldo são apresentados na Tabela 4.

Tabela 4: Parâmetros de interesse da unidade de tratamento do caldo.

Parâmetro	Valor	Referência
Umidade do lodo	70 [%]	Rossetto (2020)
Pressão baixo vácuo	0,24 [bar]	Payne (1989)
Pressão alto vácuo	0,50 [bar]	Payne (1989)
Fração de bagaço adic. no lodo	6 [kg de bagaço/t de cana]	Santos (2019)
Fração de enxofre	0,30 [kg de S/t de cana]	ANA (2009)
Fator adic. de água no leite de cal	0,003 [kg de água/kg de cana]	Próprio autor
Temp. da água de lavagem da torta	85 [°C]	Francisco (2018)

Fonte: Elaboração do próprio autor.

Figura 4: Fluxograma do tratamento do caldo.

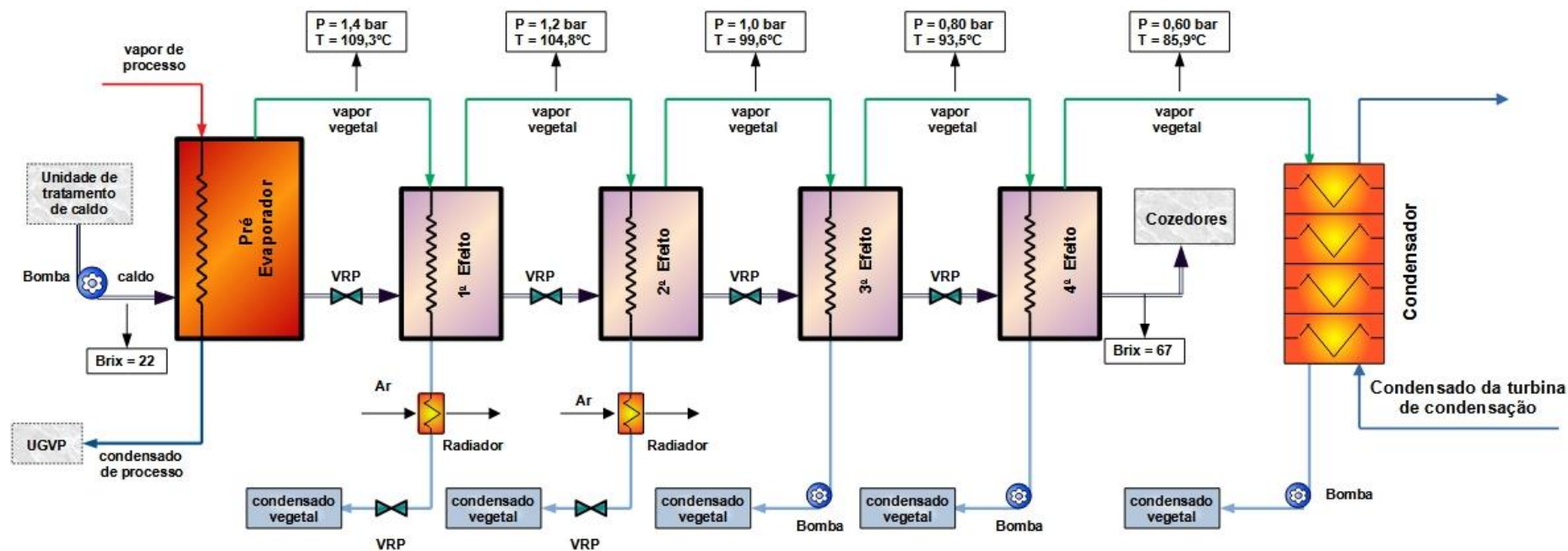


Fonte: Elaboração do próprio autor.

3.5 UNIDADE DE EVAPORAÇÃO DO CALDO

Para a fabricação do açúcar, o caldo é destinado ao processo de evaporação para concentração e será posteriormente enviado à unidade de cozimento. O processo que é normalmente utilizado consiste no sistema de múltiplos efeitos como pode ser visualizado na Figura 5, bem como o equacionamento no Apêndice E.

Figura 5 - Fluxograma da unidade de evaporação do caldo.



Fonte: Elaboração do próprio autor.

Para esse sistema, o caldo proveniente da unidade de tratamento é bombeado a um pré-evaporador que recebe uma injeção de vapor de processo. Nos tubos do pré-evaporador nos quais se encontra o caldo é mantido a uma pressão com temperatura de saturação inferior à temperatura de saturação do vapor de processo. Assim, o vapor de processo é suficiente para promover a evaporação do caldo, promovendo um aumento da sua concentração. A massa evaporada do caldo é denominada de vapor vegetal o qual apresenta um potencial de promover também a evaporação do caldo de cana em uma nova etapa desde que este esteja a uma pressão menor. Esse processo do vapor vegetal promover a evaporação desse mesmo caldo em uma pressão menor em uma nova etapa se constitui em um efeito de evaporação capaz de promover um acréscimo na concentração do caldo.

Nesse contexto, o ajuste para uma concentração desejada no caldo pode ser obtido através de um conjunto desses efeitos interligados em série.

Esse sistema é utilizado para se economizar vapor de processo, visto que este é utilizado apenas no pré-evaporador e nos demais efeitos o próprio vapor vegetal será o insumo concentrador nos efeitos subsequentes. A quantidade de vapor de processo no pré-evaporador, bem como as pressões a serem estabelecidas em todos os efeitos posteriores devem ser ajustadas de modo que se consiga a concentração desejada no último efeito.

Para o equacionamento termodinâmico em todos os pontos de interesse do sistema múltiplo efeito no presente trabalho, foi utilizada a equação de Crapiste e Lozano para avaliação da entalpia no caldo.

Os principais parâmetros que serão estabelecidos para a unidade de evaporação do caldo são apresentados na Tabela 5.

Tabela 5: Parâmetros de interesse da unidade de evaporação do caldo.

Parâmetro	Valor	Referência
Brix de entrada do caldo	22 [°Brix]	Próprio autor
Brix de saída do caldo	67 [°Brix]	Próprio autor
Pressão no pré-evaporador	1,4 [bar]	Próprio autor
Pressão no primeiro efeito	1,2 [bar]	Próprio autor
Pressão no segundo efeito	1,0 [bar]	Próprio autor
Pressão no terceiro efeito	0,8 [bar]	Próprio autor
Pressão no quarto efeito	0,6 [bar]	Próprio autor

Fonte: Elaboração do próprio autor.

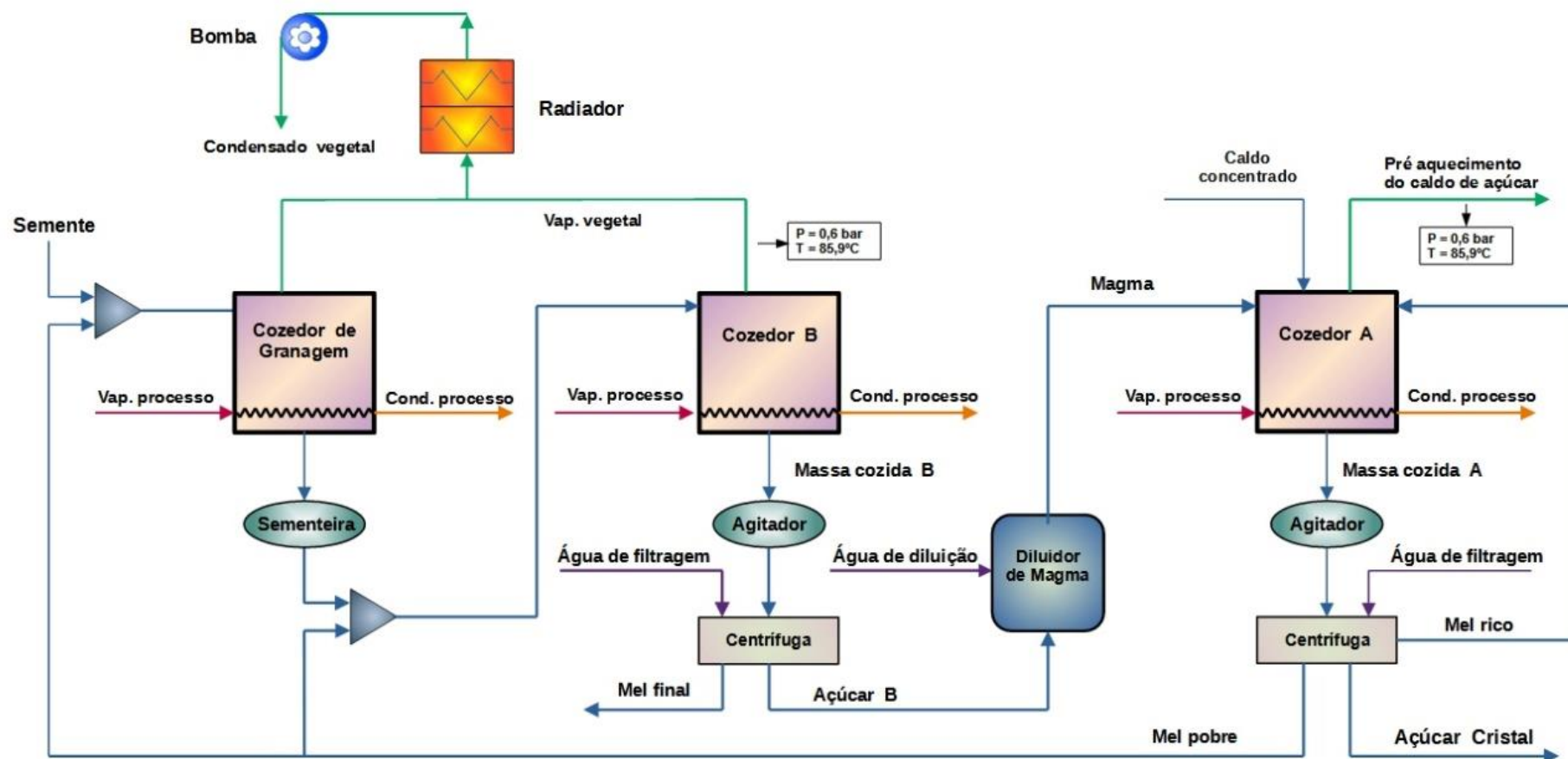
3.6 UNIDADE DE COZIMENTO E SECAGEM DO AÇÚCAR

A unidade de cozimento e secagem é a unidade responsável pela cristalização da sacarose (açúcar cristal).

Para o presente trabalho, utilizou-se o processo de produção de açúcar por meio do método de esgotamento de duas massas, o qual é o mais utilizado no Brasil (TORRES, 2007).

O esquema desse método é representado na Figura 6 e o equacionamento está descrito no Apêndice F.

Figura 6: Fluxograma da unidade de cozimento.



Fonte: Elaboração do próprio autor.

O xarope (caldo concentrado) proveniente da unidade de evaporação é injetado no cozedor A na mesma pressão do último efeito dos evaporadores. O efeito de cozimento, ou seja, o aumento da concentração de xarope é estabelecido por uma injeção de vapor de processo. Aqui também ocorre a geração de vapor vegetal proveniente do cozimento da massa. A cristalização da sacarose se inicia no cozedor A após a inclusão do magma, que consiste em uma pequena mistura de cristais de açúcar diluídos necessários para dar início ao processo de cristalização.

Após esse processo, a massa concentrada é transferida para um tanque de agitação mecânica para acelerar o processo de cristalização. Posteriormente, a massa cozida segue para a centrífuga A. Na operação de centrifugação, água é injetada sobre a massa cozida para promover a separação dos cristais de sacarose. Essa solução massa cozida mais água é denominada de mel. Esse processo de centrifugação ocorre em duas etapas, como será descrito a seguir.

Na primeira etapa, a centrífuga separa os cristais de sacarose do mel por meio de uma tela. A solução resultante contém frutose e glicose (que não se cristalizam), bem como uma parcela de sacarose que não foi cristalizada. Esta solução é denominada de mel pobre

Na segunda etapa, a água é injetada novamente sobre os cristais de sacarose obtidos na primeira etapa para a remoção de camadas remanescentes de mel em torno dos cristais de sacarose. Essa operação culmina na dissolução de parte do açúcar separado do mel. Vale observar que a solução resultante contém uma quantidade significativa de sacarose, quando comparado com o mel pobre, e passiva de cristalização. Para maximizar o processo de esgotamento da sacarose presente nesta solução, denominada de mel rico, ela é reencaminhada para o cozedor A. Os diversos parâmetros pertinentes do processo de cozimento e frações de água utilizadas na centrifugação são dados por Cândido (2012).

Na sequência, o mel pobre é enviado para etapa de granagem. Nesta etapa, o mel pobre recebe inicialmente a semente para cristalização, a qual consiste de uma suspensão em álcool anidro de minúsculas partículas de sacarose (4 a 6 μm), que dará origem, após um processo de cozimento controlado, ao magma de granagem, sendo que o mesmo será o pé de cristalização para o açúcar do cozedor B.

O processo de cozimento em B é semelhante ao que ocorre no cozedor A. O magma, que consiste na diluição do açúcar obtido no processo de centrifugação, é então encaminhado para o cozedor A. O mel resultante da centrifugação nesta etapa,

por ser muito pobre em sacarose, é denominado de mel final e encaminhado para a unidade de preparação do mosto.

Os principais parâmetros que foram utilizados no equacionamento termodinâmico da unidade de cozimento são apresentados na Tabela 6.

Tabela 6: Parâmetros de interesse da unidade de cozimento e cristalização.

Parâmetro	Valor	Referência
Brix do xarope	67 (°Brix)	Próprio autor
Brix da massa cozida “A”	91 (°Brix)	Cândido (2012)
Brix da massa cozida “B”	95 (°Brix)	Cândido (2012)
Brix do magma	88 (°Brix)	Cândido (2012)
Fração de água de lavagem da centrífuga “A”	1,0 (%)	Cândido (2012)
Fração de água de lavagem da centrífuga “B”	4,0 (%)	Próprio autor

Fonte: Elaboração do próprio autor.

3.7 UNIDADE DE FERMENTAÇÃO ALCOÓLICA

A fermentação alcoólica é um processo no qual um substrato é metabolizado a álcool etílico, gás carbônico e glicerol, sob a ação de organismos vivos denominados leveduras, sendo a *Saccharomyces Cerevisiae* a mais utilizada no setor sucroalcooleiro (ANDRADE, 2007).

O processo fermentativo inicia-se com o preparo do mosto, que se constitui em uma solução açucarada susceptível à fermentação. O mosto é obtido a partir do caldo proveniente da unidade de tratamento do caldo que é destinado à fabricação de etanol e, também, do mel final proveniente da unidade de cozimento. É importante observar que o caldo proveniente dos decantadores deve ser devidamente resfriado para atender às condições adequadas do processo de fermentação. Os parâmetros adequados do mosto para iniciar o processo de fermentação são visualizados na Tabela 7.

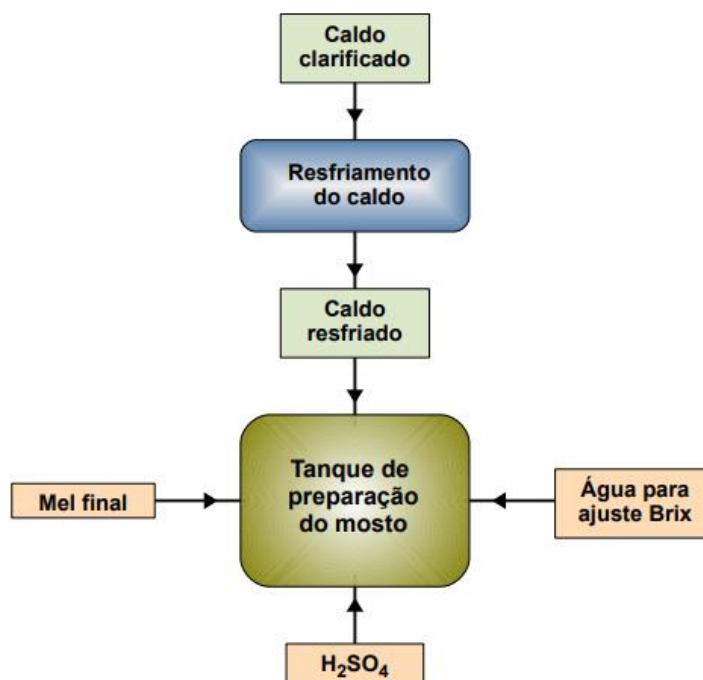
Tabela 7: Parâmetros do preparo do mosto.

Parâmetro	Valor	Referência
Brix do mosto	16 a 26°Brix	ANA (2009)
Temperatura do mosto	30 a 35°C	ANA (2009)
PH do mosto	4,5 a 5,0	Alcarde (2020)

Fonte: Elaboração pelo próprio autor.

A preparação do mosto é visualizada na Figura 7 e o equacionamento está descrito no Apêndice G

Figura 7: Fluxograma de preparação do mosto.



Fonte: Elaboração pelo próprio autor.

Após o seu preparo, o mosto deve ser encaminhado para a dorna de fermentação, onde também é acrescentado o pé-de-cuba (fermento que contém a levedura). A sacarose é quebrada pela enzima invertase em frutose e glicose os quais serão metabolizados pela levedura em etanol. A reação da fermentação da frutose e da glicose é dada pela Equação (8).



onde Q equivale a 580 kJ/kg.

Para manter a integridade da levedura e um bom rendimento de fermentação, um sistema de resfriamento das dornas é necessário para manter o processo a uma temperatura no intervalo de 32 a 34°C.

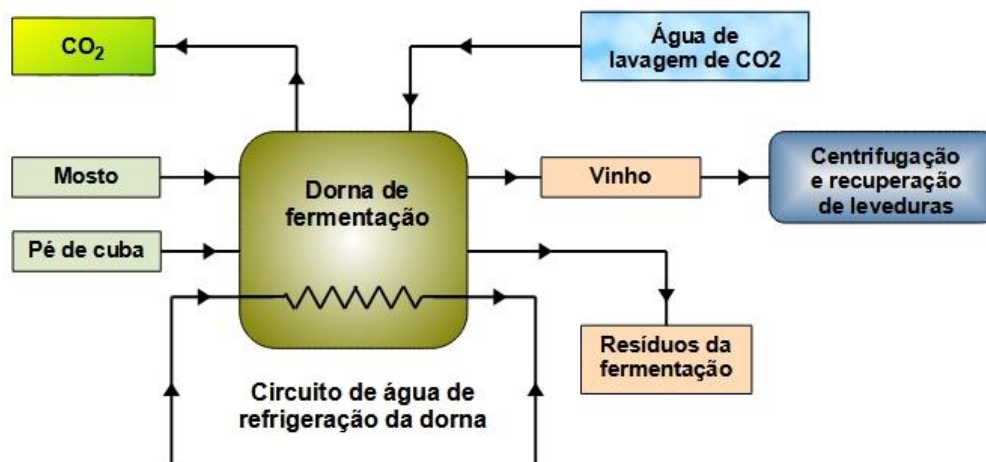
Como resultado do processo de fermentação, obtém-se o vinho, que além da solução água mais etanol, possui outras substâncias como glicerol, óleo fusel, alguns ácidos orgânicos e massa seca de leveduras mortas decorrentes do processo de fermentação, segundo Finguerut *et al.* (1985). A concentração de etanol no vinho depende da concentração de substrato, açúcares, no mosto. No entanto, observa-se que altas concentrações de etanol gera um meio tóxico para a levedura. Por essa razão é que o mosto deve ser preparado dentro de um intervalo de concentração. A utilização de mostos com Brix mais elevados somente é possível se o processo de fermentação for processado por meio de leveduras mais resistentes à concentrações mais elevadas no vinho.

A graduação alcoólica do vinho produzido nas destilarias ocorre em torno de 8 a 10°GL, ou seja, 8 a 10 % de etanol em volume. No entanto, cepas mais eficientes são capazes de propiciar vinhos de até 15°GL. Para o presente trabalho, será considerado cepas de leveduras eficientes que permitam vinhos com graduação alcoólica de até 12°GL.

Outro aspecto importante a ser levado em consideração está relacionado com o CO₂ produzido, uma vez que, no processo de fermentação, arrasta consigo uma fração de etanol. Para minimizar essa perda de etanol, uma fração de água é esborrifada na parte superior da dorna de fermentação.

Para um maior entendimento do processo que engloba a dorna de fermentação, segue a Figura 8, como o equacionamento ainda no Apêndice G.

Figura 8: Fluxograma da dorna de fermentação.



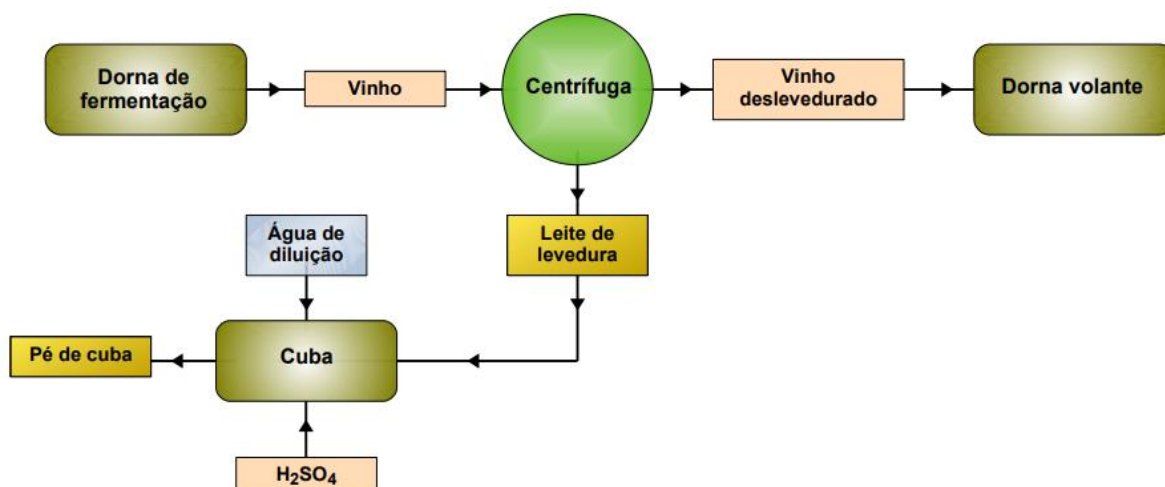
Fonte: Elaboração do próprio autor.

O vinho produzido é encaminhado a um processo de centrifugação para a recuperação das leveduras, uma vez que estas serão utilizadas para um novo processo de fermentação. Assim, o vinho deslevedurado, ou seja, isento de leveduras, é encaminhado para a dorna volante e, posteriormente, para as colunas de destilação para a obtenção do etanol.

Como resultado da centrifugação se obtém o leite de leveduras, o qual, por sua vez, é encaminhado para as cubas onde ocorrerá o preparo do pé de cuba, insumo que retorna às dornas de fermentação para começar um novo processo.

O preparo do pé de cuba é apresentado na Figura 9 e o equacionamento está descrito no Apêndice G.

Figura 9: Fluxograma de centrifugação do vinho.



Fonte: Elaboração do próprio autor.

3.8 UNIDADE DE DESTILAÇÃO

A extração do etanol do vinho é obtida pelo processo de destilação. Nas usinas sucroalcooleiras, esse processo é realizado tipicamente por colunas de destilação. Nessas colunas, a separação do etanol é obtida por meio de contato da fase líquida do vinho descendente na coluna com o vapor desse mesmo vinho que é produzido na base da coluna. Esse vapor é gerado por meio de vapor de processo em refervedores na parte inferior da coluna. A vinhaça, ou seja, a fração do líquido que não foi evaporada, encontra-se esgotada de etanol e é utilizada para fazer o pré-aquecimento do vinho na dorna volante. O vapor que ascende na coluna se torna cada vez mais rico em etanol devido ao contato com a fase líquida do vinho descendente. A intensificação do contato entre essas duas fases é feita por meio de bandejas espaçadas ao longo desse contato se faz necessário para aumentar a extração do etanol no vinho. Esse processo se dá por meio de bandejas ao longo da coluna. Quando atinge a parte superior da coluna, o vapor rico em etanol, flegma, é condensado e retornado parcialmente à coluna. Esse retorno parcial do flegma condensado, refluxo, permite sucessivas ações de condensação e reevaporação através do contato entre as duas fases. O flegma, que não retorna à coluna, apresenta uma graduação alcoólica em torno de 60°GL, ou seja, ainda contém a presença de muita água. Desta forma, para aumentar a concentração de etanol no flegma é

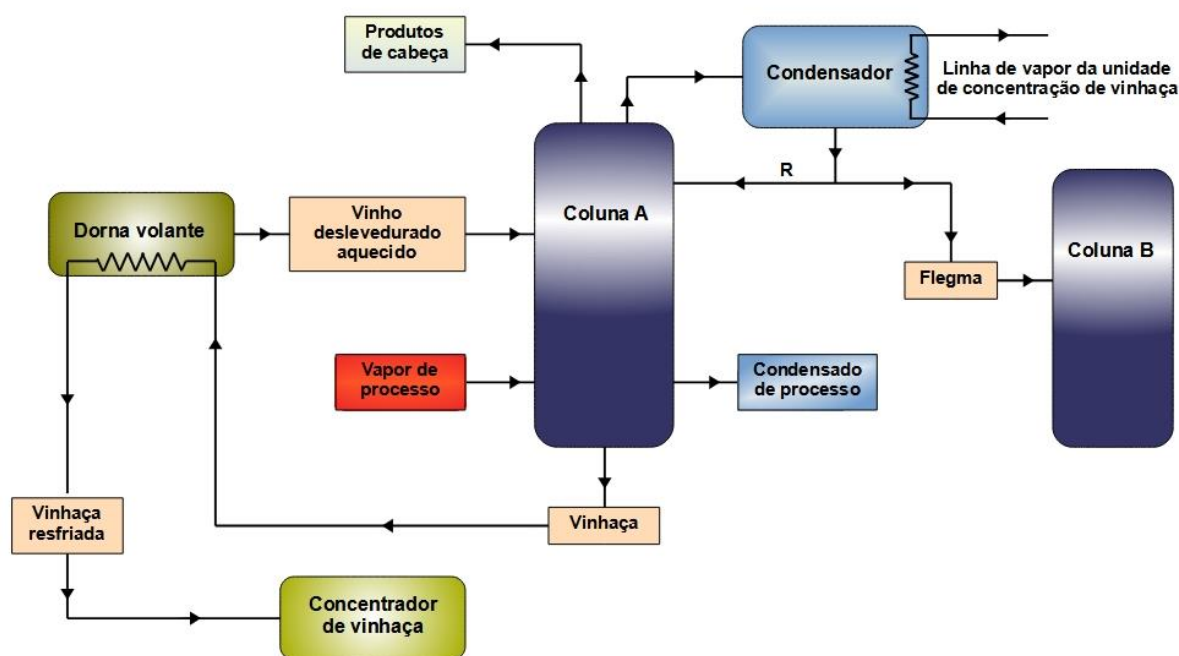
necessário repetir o processo em uma outra coluna. Com isso, denomina-se a primeira coluna como A e a segunda como B.

O projeto da coluna B é realizado de forma que o vapor alcoólico no topo na coluna se condense em torno de uma graduação de 92°GL, ou seja, aquela correspondente à graduação de álcool hidratado.

Para a obtenção do álcool anidro, ou seja, o álcool praticamente isento de água com graduação de aproximadamente 99° GL, será considerado no presente trabalho a utilização de peneira molecular. Esse processo consiste na introdução de uma pequena parcela de vapor de processo para superaquecer o álcool hidratado a fim de assegurar a passagem pela peneira somente no estado gasoso. Depois, esse vapor é condensado, dando origem ao etanol anidro. Parte da água gasosa armazenada nos zeólitos da peneira é encaminhada para condensação.

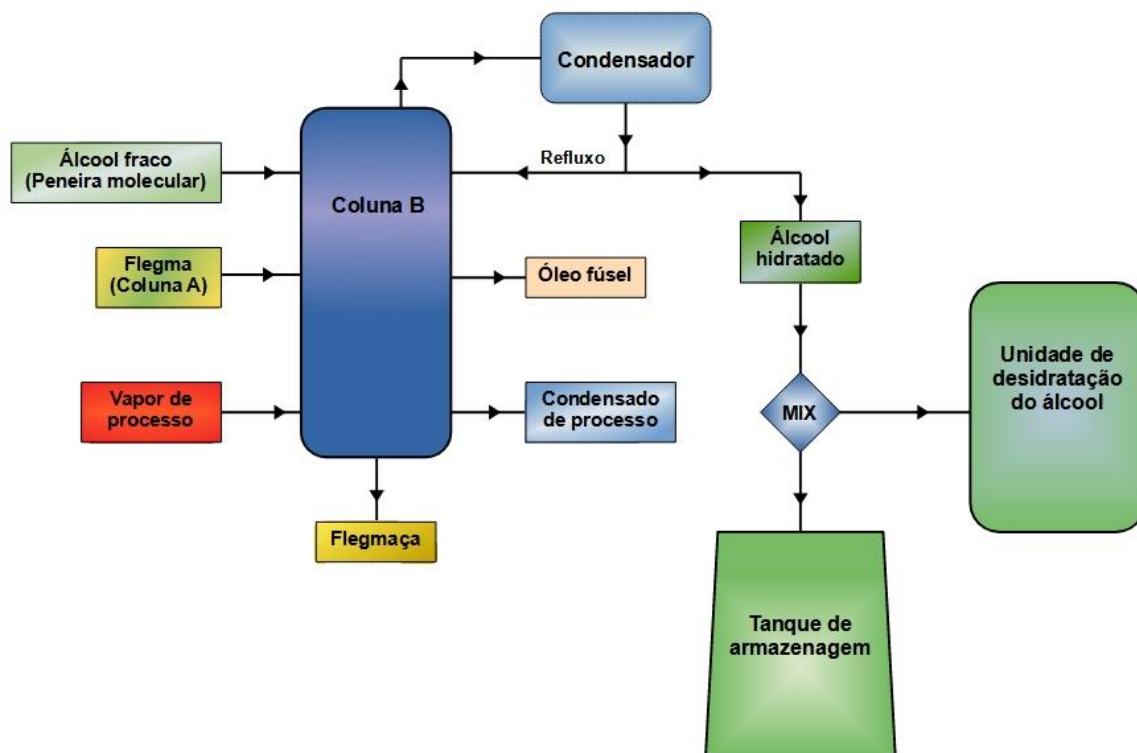
O esquema da unidade de destilação pode ser visto nas Figuras 10, 11 e 12, bem como o equacionamento que está descrito no Apêndice H.

Figura 10: Fluxograma de destilação do vinho (Coluna A).



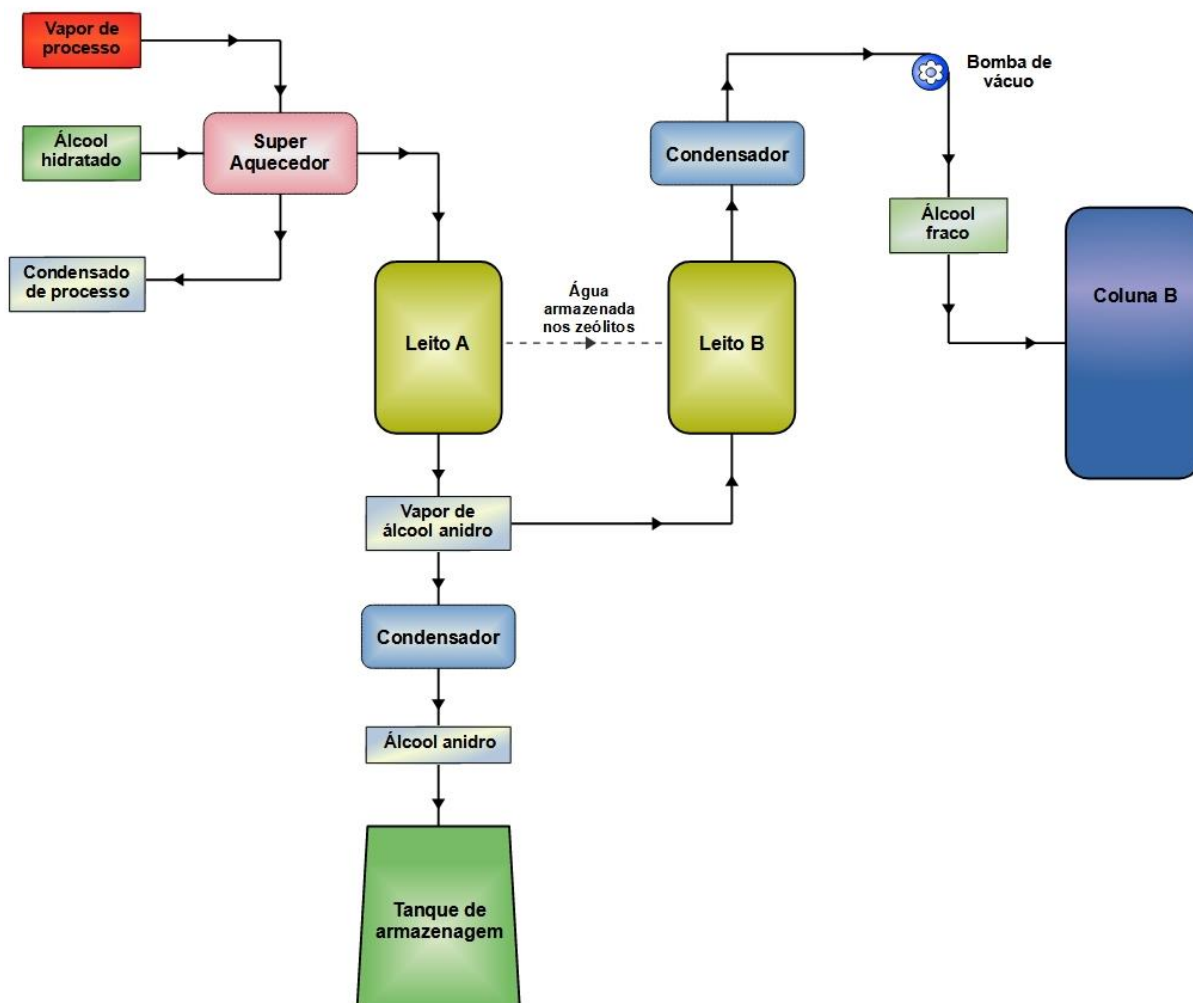
Fonte: Elaboração do próprio autor.

Figura 11: Fluxograma de destilação do vinho (Coluna B).



Fonte: Elaboração do próprio autor.

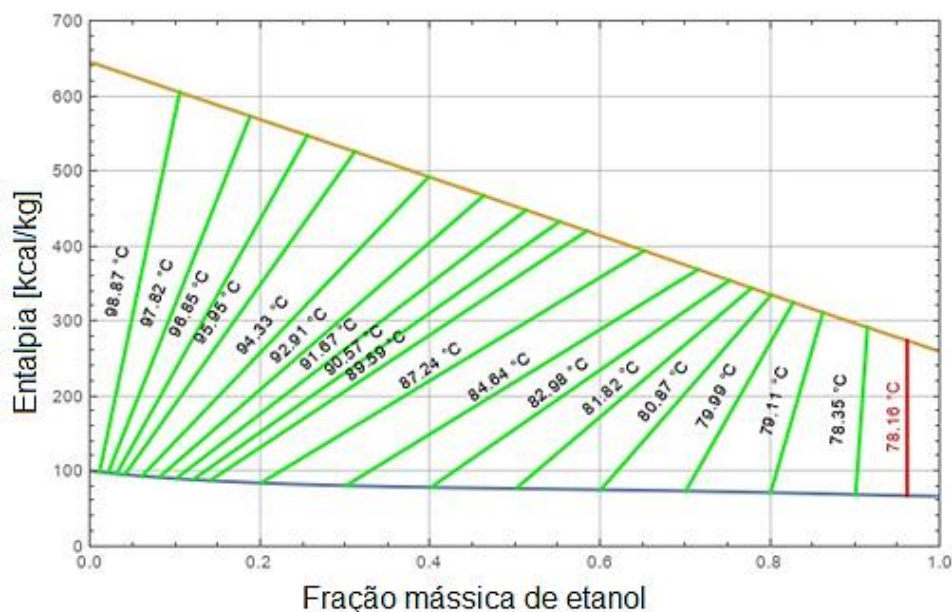
Figura 12: Fluxograma de desidratação do álcool hidratado na peneira molecular.



Fonte: Elaboração do próprio autor.

Para o equacionamento termodinâmico envolvido no processo de destilação, foi considerado o diagrama de entalpia para misturas binárias de água + etanol, segundo Wolfram (2021), tal como pode ser visualizado na Figura 13.

Figura 13: Diagrama de entalpia de misturas binárias (etanol + água).



Fonte: Adaptado de Wolfram (2021).

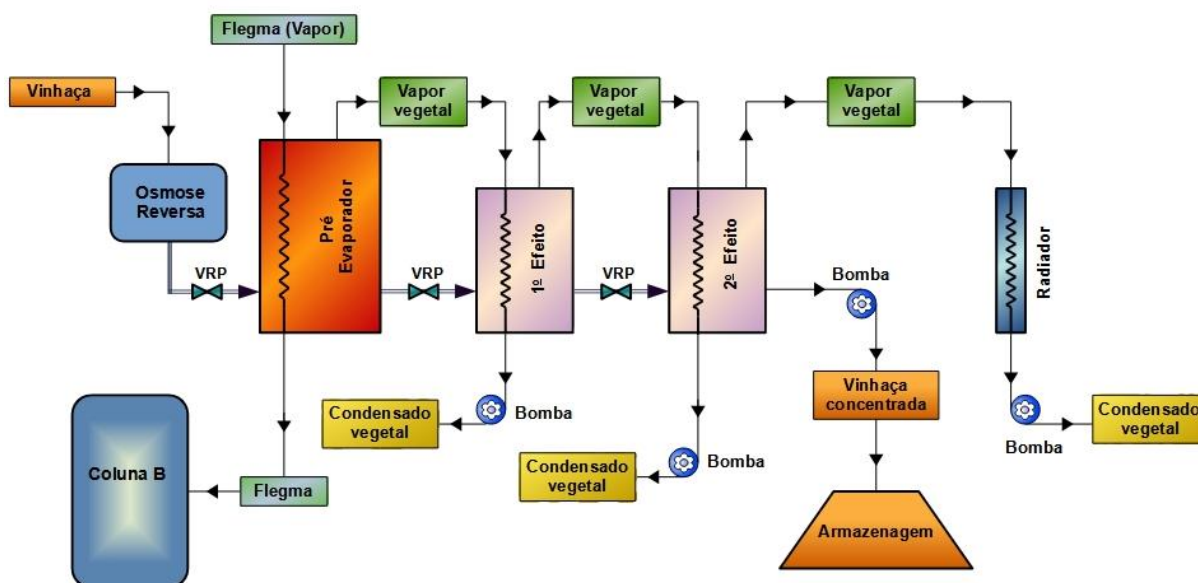
3.9 UNIDADE DE CONCENTRAÇÃO DA VINHAÇA

A vinhaça que deixa a unidade de destilação apresenta em sua composição nutrientes que podem ser utilizados como fertilizante na lavoura da cana. No entanto, essa concentração é muito baixa, apresentando Brix da ordem de 3. Nesse contexto, é proposto no presente trabalho a concentração da vinhaça por meio de um processo de osmose reversa e posterior concentração em evaporadores de múltiplo efeito. A unidade de osmose reversa é composta de membranas filtrantes capazes de reter grande parte dos componentes químicos e, possivelmente, poluentes da vinhaça.

Posterior ao processo de osmose reversa, propõe-se a instalação de evaporadores para terminar a etapa de concentração da vinhaça. Esses evaporadores se assemelham aos do processo de evaporação do caldo e são capazes de concentrar a vinhaça a patamares em torno de 25 a 30° Brix. A fonte de calor para o pré-evaporador será considerada aqui como a carga térmica disponível no condensador da coluna A de destilação. Com isso, obtém-se uma economia com o transporte da vinhaça até as áreas de aplicação no campo, visto que a quantidade especificada como adubo é conseguida com um menor volume de vinhaça. O armazenamento também é beneficiado.

O esquema de concentração da vinhaça utilizando evaporadores é apresentado na Figura 14 e o equacionamento está descrito no Apêndice I.

Figura 14: Fluxograma da evaporação da vinhaça.



Fonte: Elaboração do próprio autor.

3.10 UNIDADE DE REFRIGERAÇÃO DA DORNA DE FERMENTAÇÃO

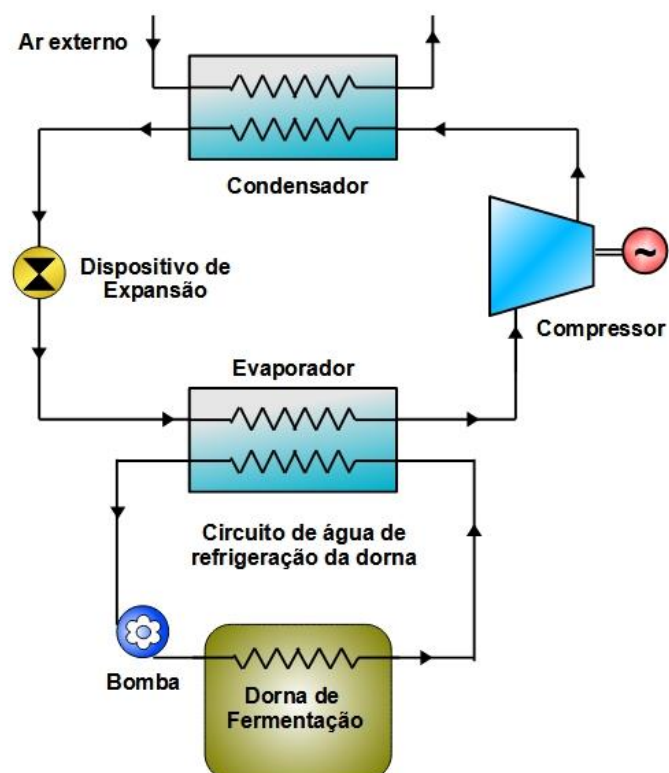
Devido à natureza exotérmica do processo de fermentação, é necessário que se proceda a remoção do calor gerado para preservação da qualidade do processo de fermentação, como visto anteriormente.

Tendo em vista que as usinas sucroalcooleiras são instaladas em regiões de alta insolação, o processo de resfriamento nas dornas se torna crítico, principalmente nos dias mais quentes.

Assim, propõe-se uma unidade de refrigeração por compressão específica para a dorna em circuito fechado, garantindo, primordialmente, que as dornas fiquem dentro da temperatura especificada, mesmo nos dias mais quentes e proporcionando, ainda, uma economia de água.

A unidade de refrigeração da dorna está mostrada na Figura 15 e o equacionamento está descrito no Apêndice K.

Figura 15: Fluxograma da unidade de refrigeração da dorna.



Fonte: Elaboração do próprio autor.

3.11 UNIDADE DE GERAÇÃO DE VAPOR E POTÊNCIA

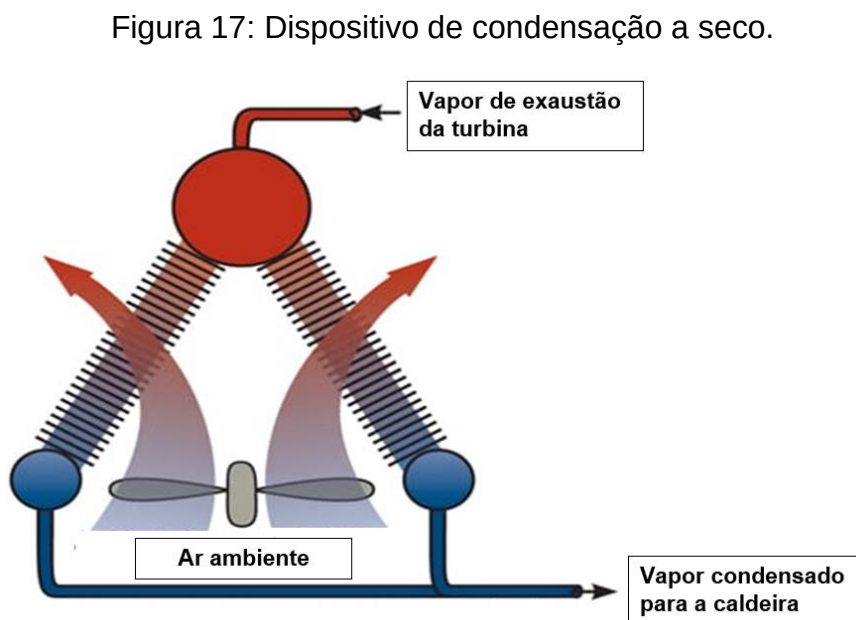
Para o entendimento das diversas demandas de vapor de processo, bem como potência mecânica para acionamento de todo o parque industrial, as usinas dispõem de uma unidade de geração de vapor e potência que fazem uso do bagaço como combustível em máquinas térmicas que operam segundo o ciclo de Rankine.

As configurações dessas unidades de geração de vapor e potência são as mais diversas. Mas do ponto de vista termodinâmico, uma concepção mais moderna e eficiente pode ser estabelecida de uma maneira simplificada como apresentada na Figura 16 e o equacionamento está descrito no Apêndice J.

Ainda, tem-se como proposta a utilização de um sistema de resfriamento a seco para a turbina de condensação, visto que é uma tecnologia já existente e que economizaria quantidade significativa de água.

O vapor de exaustão da turbina é condensado no interior do dispositivo de resfriamento pelo ar que passa pelo exterior dos tubos e água condensada é então retornada à caldeira. Diferentemente das opções de torre de resfriamento, o condensador resfriado a ar não requer água de resfriamento, embora o sistema exija energia auxiliar adicional para acionar os ventiladores de refrigeração e sofra perda de eficiência a temperaturas ambiente elevadas (ZAMMIT, 2012).

A Figura 17 esquematiza o processo de condensação a seco.



Fonte: Zammit (2012).

4 RESULTADOS TERMODINÂMICOS PREDOMINANTES DA PLANTA

Para alocar as diversas demandas hídricas da Unidade de Tratamento Térmico serão apresentados inicialmente os principais parâmetros que foram obtidos para a planta industrial proposta. Os dados serão apresentados sempre com variação do *mix* em 30%, 50% e 70%.

4.1 UNIDADE DE RECEPÇÃO E LAVAGEM DA CANA

Os principais parâmetros da Unidade de Recepção e Lavagem da Cana são apresentados na Tabela 8.

Tabela 8: Principais parâmetros da unidade de recepção e lavagem a seco da cana.

Parâmetro	30 %	50%	70%	Temperatura [°C]
Fluxo de cana [kg/s]	100,0	100,0	100,0	25,0
Fluxo de cana lavada [kg/s]	99,2	99,2	99,2	25,0

Fonte: Elaboração pelo próprio autor.

4.2 UNIDADE DE EXTRAÇÃO DO CALDO

Os principais parâmetros da Unidade de Extração do Caldo são apresentados na Tabela 9.

Tabela 9: Principais parâmetros da unidade de extração do caldo.

Parâmetro	30%	50%	70%	Temperatura [°C]
Fluxo de caldo [kg/s]	72,7	72,7	72,7	26,5
Fluxo de bagaço [kg/s]	30,2	30,2	30,2	26,5
Fluxo de água de embebição [kg/s]	3,9	3,9	3,9	55,0

Fonte: Elaboração pelo próprio autor.

4.3 UNIDADE DE TRATAMENTO DO CALDO

Os principais parâmetros da Unidade de Tratamento do Caldo são apresentados na Tabela 10.

Tabela 10: Parâmetros da unidade de tratamento do caldo.

Parâmetro	30%	50%	70%
Água do leite de cal [kg/s]	0,3	0,3	0,3
Carga térmica de aquecimento do caldo (26 °C a 70°C) [MW]	4,4	7,4	10,3
Carga térmica de aquecimento do caldo (70 °C a 105°C) [MW]	3,0	5,1	7,1
Água p/ filtros rotativos [kg/s]	2,0	2,0	2,0

Fonte: Elaboração pelo próprio autor.

4.4 UNIDADE DE EVAPORAÇÃO DO CALDO

Os principais parâmetros da Unidade de Evaporação do Caldo são apresentados na Tabela 11.

Tabela 11: Principais parâmetros da unidade de evaporação do caldo.

Parâmetro	30%	50%	70%
Pressão Pré [bar]	1,4	1,4	1,4
Pressão 1E [bar]	1,2	1,2	1,2
Pressão 2E [bar]	1,0	1,0	1,0
Pressão 3E [bar]	0,8	0,8	0,8
Pressão 4E [bar]	0,6	0,6	0,6
Caldo na entrada [kg/s]	22,3	37,2	52,0
Caldo na saída [kg/s]	7,0	33,6	47,0
Condensado 1E [kg/s]	2,1	3,6	5,0
Condensado 2E [kg/s]	2,7	4,5	6,3
Condensado 3E [kg/s]	3,0	5,0	7,0
Condensado 4E [kg/s]	3,4	5,7	8,0
Condensado VV4 [kg/s]	4,0	6,6	9,6
Temperatura Cond. VV1 [°C]	99,6	99,6	99,6
Temperatura Cond. VV2 [°C]	99,6	99,6	99,6
Temperatura Cond. VV3 [°C]	99,6	99,6	99,6
Temperatura Cond. VV4 [°C]	93,6	93,6	93,6
Temperatura VV4 [°C]	86,0	86,0	86,0

Fonte: Elaboração pelo próprio autor.

4.5 UNIDADE DE COZIMENTO DO CALDO

Os principais parâmetros da Unidade de Cozimento do Caldo são apresentados na Tabela 12.

Tabela 12: Parâmetros de interesse da unidade de cozimento do caldo.

Parâmetro	30%	50%	70%
Caldo (Xarope) [kg/s]	7,0	33,6	47,0
Caldo (Xarope) [°Brix]	67	67	67
Massa A [°Brix]	91	91	91
Massa B [°Brix]	95	95	95
Granagem [°Brix]	90	90	90
Açúcar Cristal [kg/s]	4,4	7,3	10,2
Vapor de Processo (CA) [kg/s]	2,1	3,5	4,9
Vapor de processo (CB) [kg/s]	0,38	0,63	0,88
Vapor de processo (CG) [kg/s]	0,07	0,12	0,16
Pressão Cozedor A [bar]	0,6	0,6	0,6
Pressão Cozedor B [bar]	0,6	0,6	0,6
Pressão Cozedor Granagem [bar]	0,6	0,6	0,6
Vapor Vegetal (CA) [kg/s]	1,9	3,2	4,5
Vapor Vegetal (CB) [kg/s]	0,32	0,53	0,75
Vapor Vegetal (CG) [kg/s]	0,06	0,12	0,13
Água diluidor Magma [kg/s]	0,06	0,09	0,13
Água Centrífuga A [kg/s]	0,07	0,11	0,16
Água Centrífuga B [kg/s]	0,06	0,09	0,13
Temp. água Centrífugas e Diluidor de Magma [°C]	80,0	80,0	80,0
Temperatura VV (CA) [°C]	86,0	86,0	86,0
Temperatura VV (CB) [°C]	86,0	86,0	86,0
Temperatura VV (CG) [°C]	86,0	86,0	86,0

Fonte: Elaboração pelo próprio autor.

4.6 UNIDADE DE FERMENTAÇÃO ALCOÓLICA

Os principais parâmetros da Unidade de Fermentação Alcoólica são apresentados na Tabela 13.

Tabela 13: Propriedades de interesse da unidade de fermentação alcoólica.

Parâmetro	30%	50%	70%
Mosto [°Brix]	28	28	28
Mosto [kg/s]	53,0	38,8	24,8
Vinho [kg/s]	59,8	43,6	27,4
Água de diluição do fermento [kg/s]	2,8	2,3	1,4
Pé-de-cuba [kg/s]	10,6	7,8	4,9
Leite de levedura [kg/s]	7,6	5,6	3,5
Vinho deslevedurado [kg/s]	54,9	40,0	25,1
Água de lavagem da centrífuga do vinho [kg/s]	2,7	2,0	1,3
Água de lavagem CO ₂ [kg/s]	1,4	1,0	0,6

Fonte: Elaboração pelo próprio autor.

4.7 UNIDADE DE DESTILAÇÃO

Os principais parâmetros da Unidade de Destilação são apresentados na Tabela 14.

Tabela 14: Parâmetros de interesse da unidade de destilação do caldo.

Parâmetro	30%	50%	70%
Vapor de processo Coluna A [kg/s]	20,9	15,8	10,8
Vapor de processo Coluna B [kg/s]	9,4	7,2	4,9
Vapor de processo Peneira [kg/s]	0,69	0,53	0,36
Carga térmica Coluna A [MW]	45,1	34,3	23,5
Carga térmica Coluna B [MW]	19,5	14,8	10,2
Carga térmica Peneira [MW]	1,5	1,1	0,8
Vinho [kg/s]	54,9	40,0	25,1
Vinhaça [kg/s]	44,3	32,0	19,6
Flegma [kg/s]	10,5	8,0	5,5
Flegmaça [kg/s]	3,9	3,0	2,0
Óleo fusel [kg/s]	0,02	0,01	0,01
Álcool Hidratado [kg/s]	5,3	4,0	2,7
Álcool Anidro [kg/s]	1,27	0,97	0,66

Fonte: Elaboração pelo próprio autor.

4.8 UNIDADE DE CONCENTRAÇÃO DA VINHAÇA

Os parâmetros de interesse da Unidade de Concentração da Vinhaça estão na Tabela 15.

Tabela 15: Parâmetros de interesse da unidade de concentração da vinhaça.

Parâmetro	30%	50%	70%
Vinhaça Osmose Reversa [kg/s]	24,2	20,8	17,4
Vinhaça Osmose Reversa [°Brix]	10	10	10
Permeado da Vinhaça (OR) [kg/s]	28,7	19,4	10,4
Cond. Vinhaça 1E [kg/s]	6,3	5,4	4,5
Cond. Vinhaça 2E [kg/s]	6,1	5,2	4,4
Cond. Vegetal Vinhaça 2E [kg/s]	3,8	3,3	2,9
Vinhaça Concentrada [kg/s]	7,9	6,8	5,7
Vinhaça Concentrada [°Brix]	28	28	28

Fonte: Elaboração pelo próprio autor.

4.9 UNIDADE DE GERAÇÃO DE VAPOR E POTÊNCIA

Os principais parâmetros relacionados aos equipamentos da Unidade de Geração de Vapor e Potência (UGVP) estão na Tabela 16.

Tabela 16: Parâmetros de interesse da Unidade de Geração de Vapor e Potência.

Parâmetro	30%	50%	70%
Eficiência da caldeira [%]	85	85	85
Eficiência das turbinas [%]	78	78	78
Eficiência das bombas [%]	60	60	60
Vapor de processo [kg/s]	37,5	34,4	31,4
Bagaço [kg/s]	30,2	30,2	30,2
Pressão da linha de vapor de processo [bar]	3,13	3,13	3,13
Pressão na saída da turbina de condensação [bar]	0,123	0,123	0,123
Pressão na caldeira [bar]	90,0	90,0	90,0
Temperatura do vapor vivo [°C]	520	520	520
Temperatura do vapor de processo [°C]	135	135	135
Água de reposição da caldeira [kg/s]	1,27	1,27	1,27

Fonte: Elaboração pelo próprio autor.

Dos dados apresentados na Tabela 16 e com a configuração termodinâmica da UGVP como apresentado na Figura 16, foram determinados os estados em todos os pontos de interesse para um *mix* de 50%, conforme apresentado na Tabela 17.

Tabela 17: Pontos termodinâmicos de interesse da UGVP.

Pontos	$\dot{m}$ [kg/s]	P [bar]	T [°C]	h [kJ/kg]	s [kJ/kg.K]
1	98,4	90,0	520,0	3437	6,722
2	29,5	90,0	520,0	3437	6,722
3	29,5	3,13	169,8	2802	7,153
4	4,92	3,13	169,8	2802	7,153
5	24,6	3,13	169,8	2802	7,153
6	68,9	90,0	520,0	3437	6,722
7	68,9	0,123	50,0	2436	7,595
8	68,9	0,123	50,0	209,3	0,704
9	68,9	3,13	50,0	209,8	0,704
10	0,728	3,13	50,0	209,8	0,704
11	68,2	3,13	50,0	209,8	0,704
12	25,3	3,13	135,0	2727	6,978
13	24,1	3,13	135,0	567,8	1,687
14	68,2	3,13	80,0	335,1	1,075
15	92,2	3,13	94,5	395,8	1,244
16	1,27	3,13	30,0	126,0	0,436
17	93,5	3,13	93,6	392,2	1,234
18	98,4	90,0	122,1	512,7	1,550
19	98,4	90,0	124,3	528,0	1,565

Fonte: Elaboração pelo próprio autor.

Os dados de carga térmica e potência dos equipamentos de interesse são apresentados a seguir na Tabela 18.

Tabela 18: Carga térmica e potência dos equipamentos.

Equipamento	Potência / Carga Térmica [MW]
Caldeira	268,0
Turbina de Contrapressão	26,0
Turbina de Condensação	68,2
Bomba da Turbina de Condensação	0,035
Bomba da Caldeira	1,68
Condensador da Turbina de Condensação	152,0
Carga Térmica do Vapor de Processo	52,0

Fonte: Elaboração do próprio autor.

5 UNIDADE DE TRATAMENTO TÉRMICO DA ÁGUA: ANÁLISE E DISCUSSÃO

Diante das demandas hídricas fundamentais que foram levantadas para as unidades de processo da planta proposta, será delineada uma configuração de gerenciamento que atenda os propósitos do presente trabalho. Inicialmente serão apresentados os fluxos hídricos necessários para os processos, as demandas de vapor de processo, bem como os fluxos das águas residuárias resultantes para a usina operando com *mix* de 30, 50 e 70%.

5.1 RESULTADOS DA SIMULAÇÃO COM *MIX* DE PRODUÇÃO DE 30 %

5.1.1 Consumo de água nos processos da usina para *mix* de 30%

As demandas de água nos processos e de vapor na usina são indicadas nas Tabelas 19 e 20, respectivamente, para um *mix* de produção de 30%.

Tabela 19: Demandas hídricas da planta da usina para *mix* de 30%.

Unidade	Finalidade / Aplicação	Fluxo [kg/s]	Temperatura [°C]
Moagem e Extração do Caldo	Água de embebição	3,90	55
Tratamento do Caldo	Fornecimento de água aos filtros rotativos	2,05	80
	Água para preparo do leite de cal	0,29	75
Cozimento e Cristalização	Água de lavagem para a Centrífuga A	0,07	80
	Água de lavagem para a Centrífuga B	0,06	80
	Água para o diluidor de Magma	0,06	80
Fermentação	Água de lavagem de CO ₂	1,40	30
	Água adicionada no fermento	2,80	30
	Água de diluição da centrífuga do vinho	2,70	30
Geração de Vapor e Potência	Água de reposição da caldeira	1,97	30

Fonte: Elaboração do próprio autor.

Tabela 20: Demandas de vapor de processo para *mix* de 30%.

Unidade	Finalidade / Aplicação	Fluxo [kg/s]	Temperatura [°C]
Tratamento do Caldo	Vapor de processo para aquecer o caldo de 70 °C para 105 °C	1,40	135
	Vapor de processo para o permutador de caldo	0,77	135
Evaporação do Caldo	Vapor de processo no pré-evaporador do caldo	2,20	135
Cozimento e Cristalização	Vapor de processo no Cozedor A	2,30	135
	Vapor de processo no Cozedor B	0,34	135
	Vapor de processo no Cozedor Granagem	0,07	135
Destilação do Vinho e Desidratação do Etanol	Vapor de processo na Coluna A	21,10	135
	Vapor de processo na Coluna B	10,00	135
	Vapor de processo na Peneira Molecular	0,73	135

Fonte: Elaboração do próprio autor.

5.1.2 Disponibilidade de água para reuso na usina para *mix* de 30%

As disponibilidades de água e vapor para reuso, em cada unidade do processo, estão indicadas na Tabela 21, para um *mix* de produção de 30%.

Tabela 21: Residuário hídrico da planta da usina para *mix* de 30%.

Unidade	Finalidade / Aplicação	Fluxo [kg/s]	Temperatura [°C]
Evaporação do Caldo	Condensado vegetal do 1º Efeito	2,10	99,6
	Condensado vegetal do 2º Efeito	2,70	99,6
	Condensado vegetal do 3º Efeito	3,00	99,6
	Condensado vegetal do 4º Efeito	3,40	93,4
	Vapor vegetal disponível do 4º Efeito	3,97	85,9
Osmose Reversa e Evaporação da Vinhaça	Água residuária da filtração da vinhaça na osmose	28,7	40,0
	Condensado vegetal do 1º Efeito	6,30	93,5
	Condensado vegetal do 2º Efeito	6,10	85,9
	Vapor vegetal disponível do 2º Efeito	3,87	75,9
Cozimento e Cristalização	Vapor vegetal disponível do Cozedor A	1,92	85,9
	Vapor vegetal disponível do Cozedor B	0,32	85,9
	Vapor vegetal disponível do Cozedor Granagem	0,06	85,9

Fonte: Elaboração do próprio autor.

5.1.3 Águas não recuperáveis da usina para *mix* de 30%

A Tabela 22 identifica os pontos em que a água associada à composição do insumo ou subproduto do processo não pode ser recuperada e demais perdas para um *mix* de produção de 30%

Tabela 22: Águas não recuperáveis da usina para *mix* de 30%.

Águas não recuperáveis	Fluxo [kg/s]
Água da composição do bagaço	15,1
Água da composição da torta de filtro	0,76
Água da composição da vinhaça	5,50
Água da composição do açúcar	0,09
Água da composição do etanol hidratado	1,70
Água da composição do etanol anidro	0,29
Água de perdas de vapor na caldeira	5,45
Água da evaporação dos tanques de condensados	2,05

Fonte: Elaboração do próprio autor.

5.2 RESULTADOS DA SIMULAÇÃO COM *MIX* DE PRODUÇÃO DE 50 %

5.2.1 Consumo de água nos processos da usina para *mix* de 50%

As demandas de água nos processos da usina e de vapor na usina são indicadas nas Tabelas 23 e 24, respectivamente, para um *mix* de produção de 50%.

Tabela 23: Demandas hídricas da planta da usina para *mix* de 50%.

Unidade	Finalidade / Aplicação	Fluxo [kg/s]	Temperatura [°C]
Moagem e Extração do Caldo	Água de embebição	3,90	55
Tratamento do Caldo	Fornecimento de água aos filtros rotativos	2,05	80
	Água para preparo do leite de cal	0,29	75
Cozimento e Cristalização	Água de lavagem para a Centrífuga A	0,12	80
	Água de lavagem para a Centrífuga B	0,10	80
	Água para o diluidor de Magma	0,10	80
Fermentação	Água de lavagem de CO ₂	1,10	30
	Água adicionada no fermento	2,30	30
	Água de diluição da centrífuga do vinho	2,20	30
Geração de Vapor e Potência	Água de reposição da caldeira	1,83	30

Fonte: Elaboração do próprio autor.

Tabela 24: Demandas de vapor de processo para *mix* de 50%.

Unidade	Finalidade / Aplicação	Fluxo [kg/s]	Temperatura [°C]
Tratamento do Caldo	Vapor de processo para aquecer o caldo de 70 °C para 105 °C	2,30	135
	Vapor de processo para o permutador de caldo	0,57	135
Evaporação do Caldo	Vapor de processo no pré-evaporador do caldo	4,30	135
Cozimento e Cristalização	Vapor de processo no Cozedor A	3,50	135
	Vapor de processo no Cozedor B	0,63	135
	Vapor de processo no Cozedor Granagem	0,12	135
Destilação do Vinho e Desidratação do Etanol	Vapor de processo na Coluna A	15,8	135
	Vapor de processo na Coluna B	7,20	135
	Vapor de processo na Peneira Molecular	0,53	135

Fonte: Elaboração do próprio autor.

5.2.2 Disponibilidade de água para reuso na usina para *mix* de 50%

As disponibilidades de água e vapor para reuso, em cada unidade do processo, estão indicadas na Tabela 25, para um *mix* de produção de 50%.

Tabela 25: Residuário hídrico da planta da usina para *mix* de 50%.

Unidade	Finalidade / Aplicação	Fluxo [kg/s]	Temperatura [°C]
Evaporação do Caldo	Condensado vegetal do 1º Efeito	5,07	99,6
	Condensado vegetal do 2º Efeito	4,80	99,6
	Condensado vegetal do 3º Efeito	5,30	99,6
	Condensado vegetal do 4º Efeito	6,10	93,4
	Vapor vegetal disponível do 4º Efeito	7,03	85,9
Osmose Reversa e Evaporação da Vinhaça	Água residuária da filtração da vinhaça na osmose	19,4	40,0
	Condensado vegetal do 1º Efeito	3,90	93,5
	Condensado vegetal do 2º Efeito	4,50	85,9
	Vapor vegetal disponível do 2º Efeito	3,33	75,9
Cozimento e Cristalização	Vapor vegetal disponível do Cozedor A	3,39	85,9
	Vapor vegetal disponível do Cozedor B	0,57	85,9
	Vapor vegetal disponível do Cozedor Granagem	0,10	85,9

Fonte: Elaboração do próprio autor.

5.2.3 Águas não recuperáveis da usina para *mix* de 50%

A Tabela 26 identifica os pontos em que a água associada à composição do insumo ou subproduto do processo não pode ser recuperada e demais perdas para um *mix* de produção de 50%.

Tabela 26: Águas não recuperáveis da usina para *mix* de 50%.

Águas não recuperáveis	Fluxo [kg/s]
Água da composição do bagaço	15,1
Água da composição da torta de filtro	0,76
Água da composição da vinhaça	4,72
Água da composição do açúcar	0,15
Água da composição do etanol hidratado	1,29
Água da composição do etanol anidro	0,22
Água de perdas de vapor na caldeira	5,45
Água da evaporação dos tanques de condensados	2,11

Fonte: Elaboração do próprio autor.

5.3 RESULTADOS DA SIMULAÇÃO COM *MIX* DE PRODUÇÃO DE 70 %

5.3.1 Consumo de água nos processos da usina para *mix* de 70%

As demandas de água nos processos e de vapor na usina são indicadas nas Tabelas 27 e 28 respectivamente, para um *mix* de produção de 70%.

Tabela 27: Demandas hídricas da planta da usina para *mix* de 70%.

Unidade	Finalidade / Aplicação	Fluxo [kg/s]	Temperatura [°C]
Moagem e Extração do Caldo	Água de embebição	3,90	55
Tratamento do Caldo	Fornecimento de água aos filtros rotativos	2,05	80
	Água para preparo do leite de cal	0,29	75
Cozimento e Cristalização	Água de lavagem para a Centrífuga A	0,17	80
	Água de lavagem para a Centrífuga B	0,14	80
	Água para o diluidor de Magma	0,14	80
Fermentação	Água de lavagem de CO ₂	0,66	30
	Água adicionada no fermento	1,40	30
	Água de diluição da centrífuga do vinho	1,40	30
Geração de Vapor e Potência	Água de reposição da caldeira	1,65	30

Fonte: Elaboração do próprio autor.

Tabela 28: Demandas de vapor de processo para *mix* de 70%.

Unidade	Finalidade / Aplicação	Fluxo [kg/s]	Temperatura [°C]
Tratamento do Caldo	Vapor de processo para aquecer o caldo de 70 °C para 105 °C	3,30	135
	Vapor de processo para o permutador de caldo	0,37	135
Evaporação do Caldo	Vapor de processo no pré-evaporador do caldo	6,00	135
Cozimento e Cristalização	Vapor de processo no Cozedor A	4,90	135
	Vapor de processo no Cozedor B	0,88	135
	Vapor de processo no Cozedor Granagem	0,16	135
Destilação do Vinho e Desidratação do Etanol	Vapor de processo na Coluna A	10,8	135
	Vapor de processo na Coluna B	4,90	135
	Vapor de processo na Peneira Molecular	0,38	135

Fonte: Elaboração do próprio autor.

5.3.2 Disponibilidade de água para reuso na usina para *mix* de 70%

As disponibilidades de água e vapor para reuso, em cada unidade do processo, estão indicadas na Tabela 29, para um *mix* de produção de 70%.

Tabela 29: Residuário hídrico da planta da usina para *mix* de 70%.

Unidade	Finalidade / Aplicação	Fluxo [kg/s]	Temperatura [°C]
Evaporação do Caldo	Condensado vegetal do 1º Efeito	7,09	99,6
	Condensado vegetal do 2º Efeito	6,70	99,6
	Condensado vegetal do 3º Efeito	7,40	99,6
	Condensado vegetal do 4º Efeito	8,50	93,4
	Vapor vegetal disponível do 4º Efeito	9,84	85,9
Osmose Reversa e Evaporação da Vinhaça	Água residuária da filtração da vinhaça na osmose	10,4	40,0
	Condensado vegetal do 1º Efeito	3,30	93,5
	Condensado vegetal do 2º Efeito	3,70	85,9
	Vapor vegetal disponível do 2º Efeito	4,24	75,9
Cozimento e Cristalização	Vapor vegetal disponível do Cozedor A	4,75	85,9
	Vapor vegetal disponível do Cozedor B	0,79	85,9
	Vapor vegetal disponível do Cozedor Granagem	0,14	85,9

Fonte: Elaboração do próprio autor.

5.3.3 Águas não recuperáveis da usina para *mix* de 70%

A Tabela 30 identifica os pontos em que há irreversibilidade de água, ou seja, pontos em que a água associada à composição do insumo ou subproduto do processo não pode ser recuperada, para um *mix* de produção de 70%.

Tabela 30: Águas não recuperáveis da usina para *mix* de 70%.

Águas não recuperáveis	Fluxo [kg/s]
Água da composição do bagaço	15,1
Água da composição da torta de filtro	0,76
Água da composição da vinhaça	3,94
Água da composição do açúcar	0,21
Água da composição do etanol hidratado	0,85
Água da composição do etanol anidro	0,15
Água de perdas de vapor na caldeira	5,45
Água da evaporação dos tanques de condensados	2,17

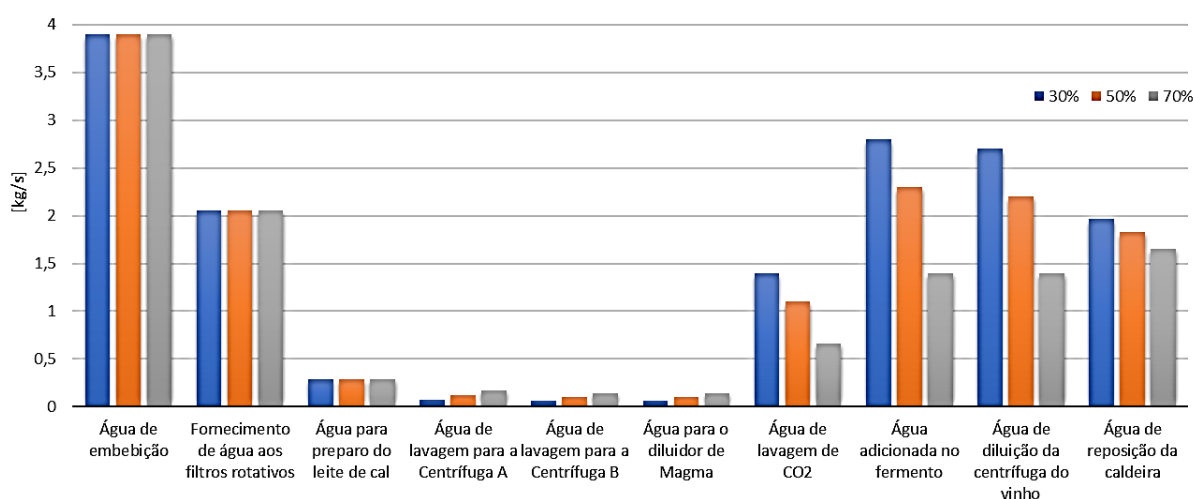
Fonte: Elaboração do próprio autor.

5.4 QUADRO COMPARATIVO DAS DEMANDAS HÍDRICAS E DE VAPOR DE PROCESSO

A seguir são apresentados comparativos das demandas hídricas e de vapor de processo que servirão de base para a proposição e análise de uma Unidade de Tratamento Térmico da Água.

A Figura 18 representa um comparativo das demandas hídricas em diferentes etapas do processamento da cana de açúcar para diferentes *mix* de produção (30%, 50% e 70%).

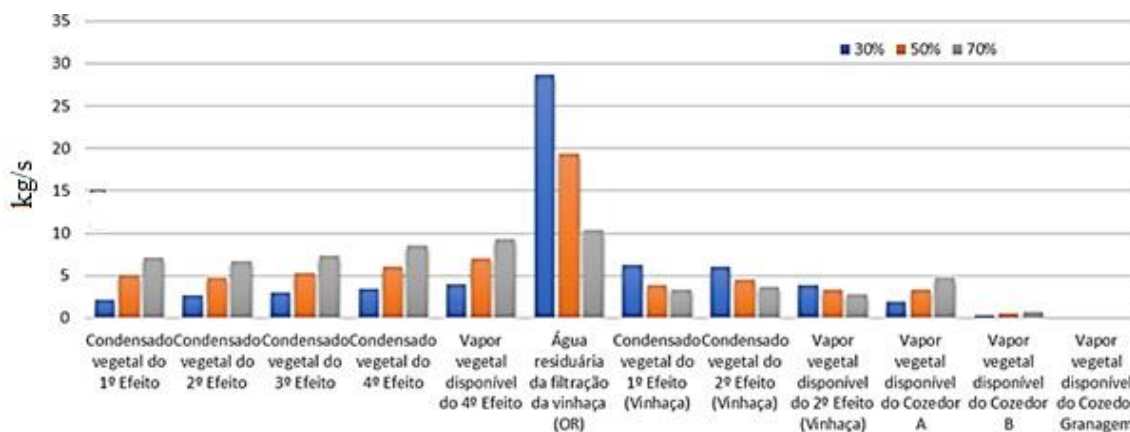
Figura 18: Comparativo de demandas hídricas para *mix* de 30%, 50% e 70%.



Fonte: Elaboração do próprio autor.

A Figura 19, por sua vez, representa um comparativo da disponibilidade de água para reuso no próprio processo industrial para os diferentes *mix* de produção (30%, 50% e 70%).

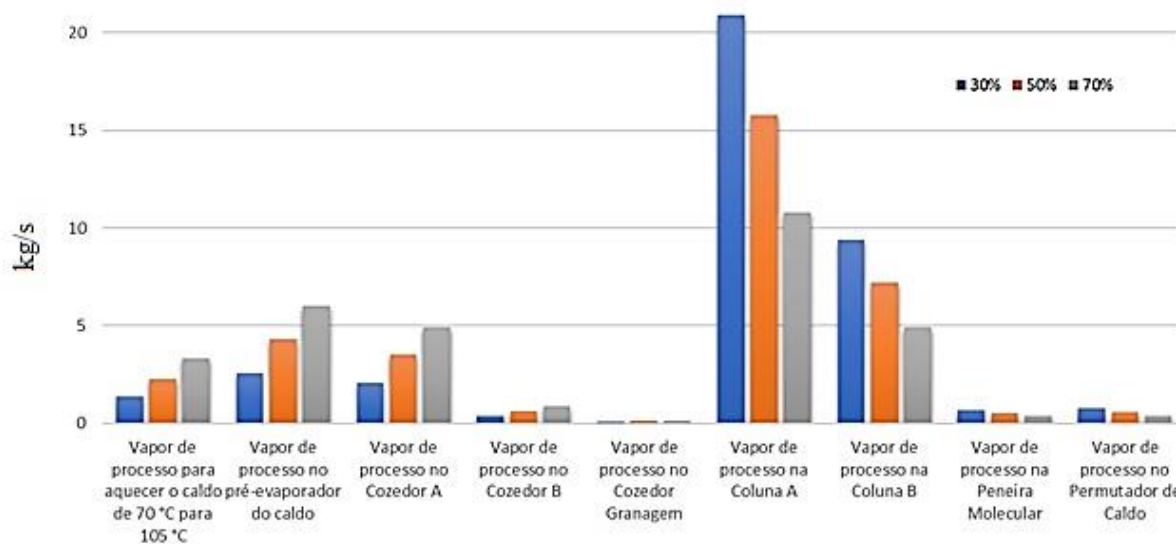
Figura 19: Comparativo de água para reuso para *mix* de 30%, 50% e 70%.



Fonte: Elaborado pelo próprio autor.

A Figura 20 representa um comparativo para as demandas de vapor de processo para diferentes *mix* de produção (30%, 50% e 70%).

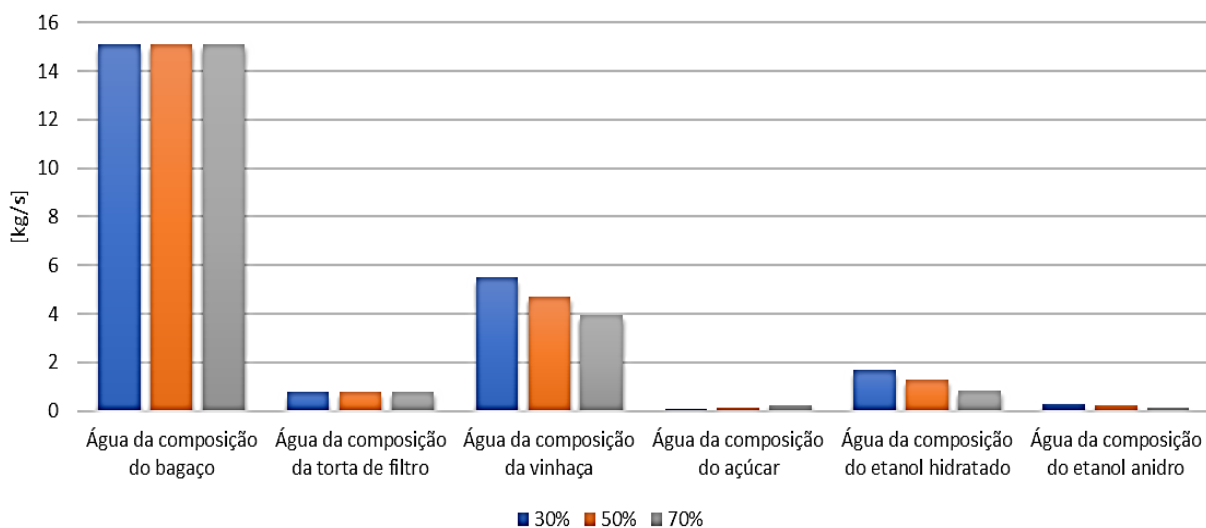
Figura 20: Comparativo de demandas de vapor para *mix* de 30%, 50% e 70%.



Fonte: Elaboração do próprio autor.

A Figura 21 representa um comparativo para as águas não recuperáveis de água, ou seja, o que não pode ser recuperado, dado as circunstâncias do processo para diferentes *mix* de produção (30%, 50% e 70%).

Figura 21: Comparativo de perdas de água para *mix* de 30%, 50% e 70%.



Fonte: Elaboração do próprio autor.

5.5 CARACTERIZAÇÃO DOS PROCESSOS HÍDRICO E TOMADA DE DECISÕES

Neste item será abordada diretrizes para as tomadas de decisões no que diz respeito ao que foi proposto no trabalho. Na Tabela 31 pode ser visualizada as principais cargas térmicas de equipamentos e processos em diversos pontos de interesse na planta.

Tabela 31: Cargas térmicas de processos.

Principais dos Processos	Cargas Térmicas [MW]		
	30%	50%	70%
Condensador da Coluna A	47,0	35,7	24,5
Condensador da Coluna B	20,3	15,4	10,6
Resfriamento da Vinhaça (105°C até 40°C)	13,0	9,5	6,0
Aquecimento do Vinho (30° até 90°C)	14,5	10,4	6,5
Pré-aquecimento do caldo-de-açúcar (26°C até 70°C)	4,7	7,8	10,9
Vapor Vegetal do Cozedor A	4,6	7,6	10,7
Vapor Vegetal do Cozedor B	0,8	1,3	1,8
Vapor Vegetal do Cozedor Granagem	0,13	1,42	2,0
Condensador da Turbina de Condensação	153,5	153,5	153,5
Dorna de Fermentação	6,3	4,8	3,3
Peneira Molecular	1,5	1,1	0,8
Vapor Vegetal 4° Efeito	9,1	15,2	21,2

Fonte: Elaboração pelo próprio autor.

Diante dos resultados obtidos, inúmeras configurações para o tratamento térmico da água poderiam ser propostas para análise. No entanto, será aqui apresentada uma diretriz que culmine em uma concepção que contemple não somente na economia da captação de água para processo no parque industrial, mas, na apresentação de uma configuração que minimize as perdas típicas que ocorrem em instalações desse setor. Obviamente, os custos de aquisição, instalação e operação para alguns equipamentos que venham atender a presente proposta poderão ser proibitivas no momento atual. Mas, diante do avanço da escassez do insumo água e das normas cada vez mais restritivas para a sua captação, acredita-se que a configuração a ser apresentada possa servir como uma orientação futura.

Como primeira diretriz, foram identificadas na planta quais demandas de resfriamento poderiam ser providenciadas por meio de circuitos fechados de água, ou de um outro fluido refrigerante. Assim, apresenta-se nas Tabelas 32 e 33 alguns pontos mais significativos e a ação incorporada na configuração:

Tabela 32: Diretrizes norteadoras dos processos de interesse.

Demanda	Ação
Resfriamento dos mancais do terno	Instalação de radiadores (trocadores compactos) de óleo
Resfriamento da câmara de sulfitação do caldo	Circuito fechado para água de resfriamento da câmara de sulfitação, acoplado à radiadores
Resfriamento das dornas de fermentação	Incorporação de uma unidade de refrigeração que permita controle rigoroso da temperatura do vinho durante o processo de fermentação
Condensação do vapor de etanol anidro (peneira molecular)	Instalação de condensadores compactos a seco (radiadores a ar)

Fonte: Elaboração pelo próprio autor.

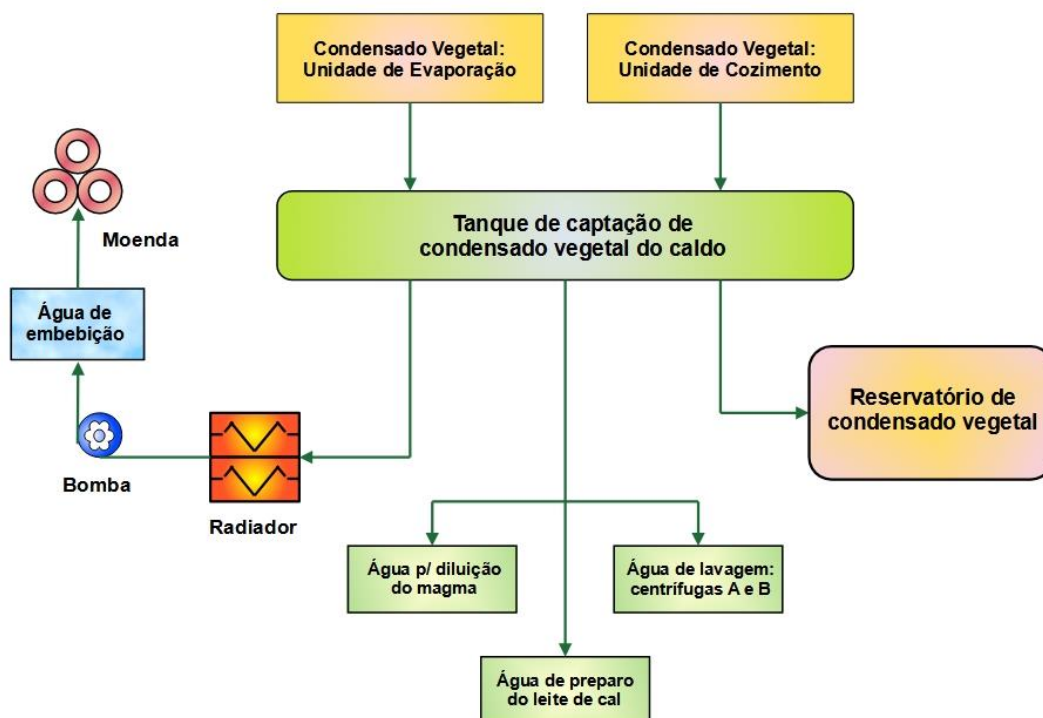
Tabela 33: Demandas dos processos alvos de ações diretas para minimizar o consumo de água.

Demanda	Carga térmica [MW]		
	30%	50%	70%
Resfriamento dos mancais do terno	1,2	1,2	1,2
Resfriamento da câmara de sulfitação do caldo	0,11	0,19	0,27
Resfriamento das dornas de fermentação	6,3	4,8	3,3
Peneira Molecular	1,5	1,1	0,8

Fonte: Elaboração pelo próprio autor.

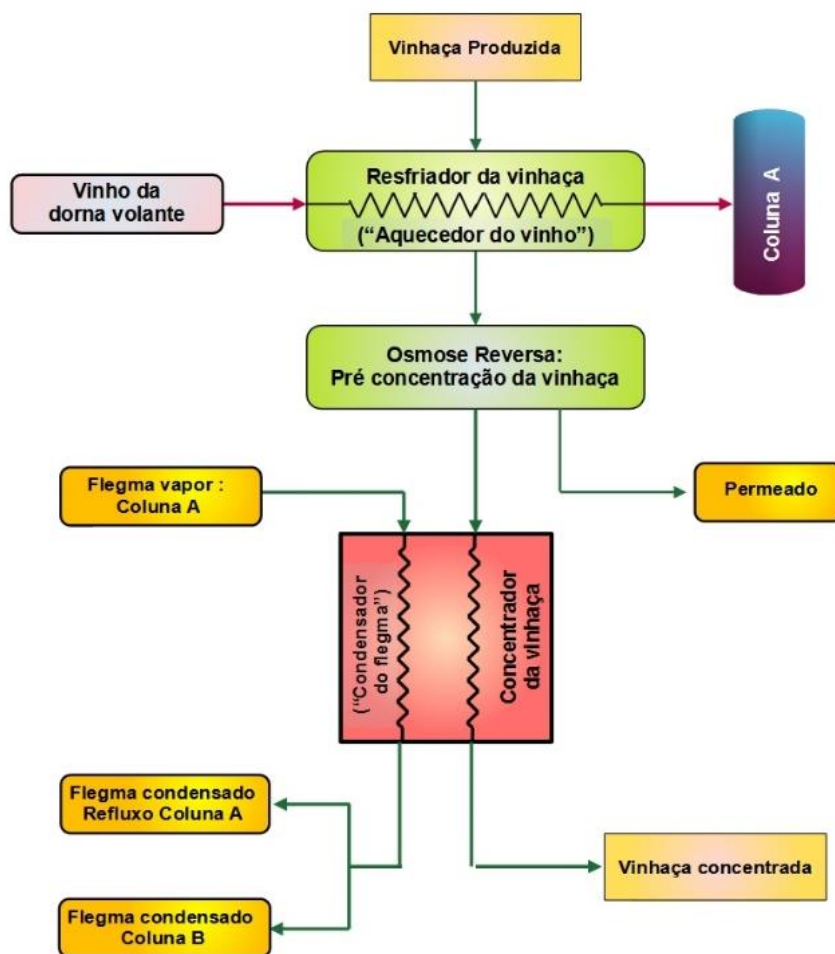
Uma outra diretriz importante diz respeito a como fazer uso de fontes de calor disponíveis na planta, como condensado e vapor vegetal, para atender demandas de aquecimento de interesse na própria planta. Inicialmente, vale observar que há duas linhas básicas de processo na usina sucroalcooleira: a linha de produção de açúcar e a linha de produção de álcool. Assim, é importante que o atendimento de uma certa demanda seja feito por uma fonte de uma mesma linha, pois quando for necessário a alteração do *mix* de produção açúcar/álcool, as demandas e fontes apresentam as mesmas tendências de crescimento ou diminuição, como pode ser verificado nas tabelas apresentadas na Seção 5.3. Uma visualização de como poderia se acoplar estas ações pode ser visualizada nas Figuras 22, 23 e 24.

Figura 22: Acoplamento de ações na linha de açúcar.



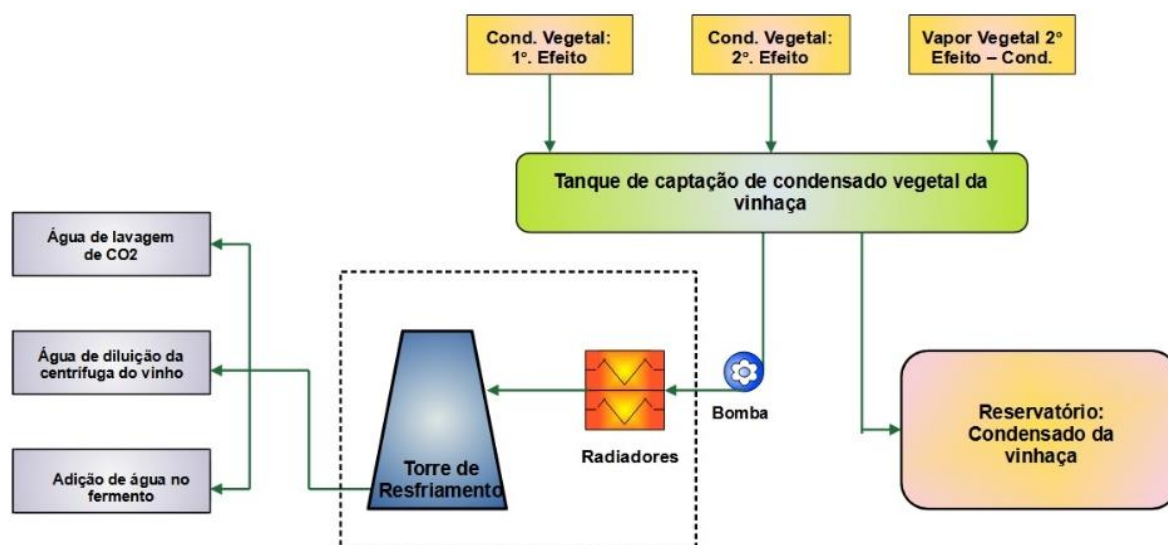
Fonte: Elaboração pelo próprio autor.

Figura 23: Acoplamento de ações na linha de concentração da vinhaça.



Fonte: Elaboração pelo próprio autor.

Figura 24: Acoplamento de ações na concentração da vinhaça do condensado vegetal.



Fonte: Elaboração pelo próprio autor.

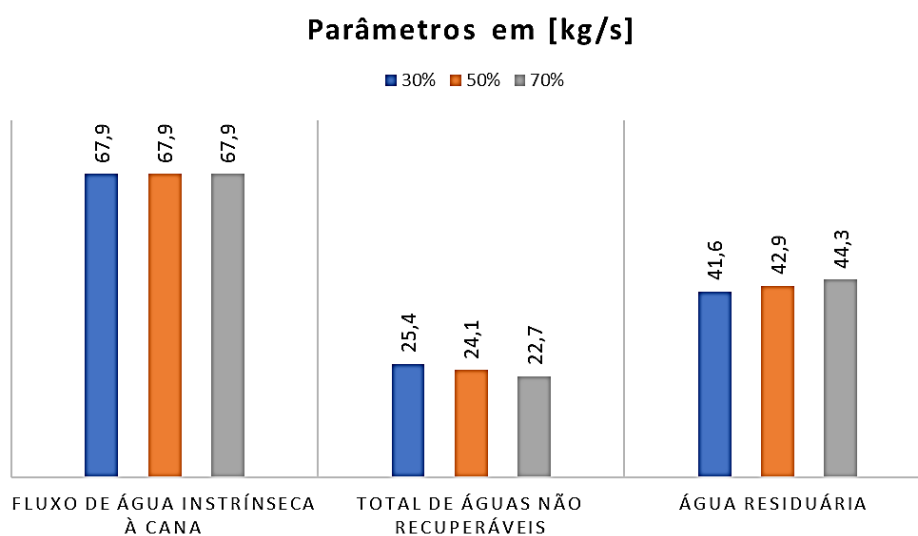
Das Figuras 23 e 24, observa-se que há grandes ofertas de condensado vegetal. E também há grande disponibilidade de vapor vegetal que se forem adequadamente tratadas, podem representar uma grande fonte de água. Na sua essência, uma usina sucroalcooleira pode disponibilizar grandes quantidades de água, em vez de consumi-la.

No entanto, existe uma ação necessária de difícil solução. Trata da necessidade de uma fonte fria para promover a condensação do vapor de baixa pressão que é ejetado da turbina de condensação. A ordem de grandeza dos parâmetros envolvidos nesta ação é colossal. Para uma usina de porte médio, com capacidade de moagem em torno de 100 kg/s (correspondente a uma moagem anual de 2.000.000 toneladas de cana), é necessário disponibilizar sistemas de resfriamento da ordem de 100 MW. O sistema empregado para tal fim sempre está relacionado com resfriamento evaporativo, o que promove grandes perdas de água.

Assim, no presente trabalho é proposto para esta ação a condensação a seco, ou seja, o vapor com temperatura de saturação da ordem de 50°C troca calor com o ar. Esta proposição envolve trocadores gigantesco, que com certeza envolvem custos de operação significativos. Hoje esta proposta é inviável. Mas, isso hoje. Amanhã, diante de novas restrições regulatórias, certamente condensação a seco será a solução.

Existem diversas outras demandas de resfriamento com cargas térmicas bem menores quando comparadas com aquela da condensação do vapor ejetado da turbina de condensação, como pode ser observado nas tabelas já apresentadas anteriormente. Desta forma, foram estabelecidas também para estas demandas a troca térmica por meio de trocadores de calor compactos, como radiadores. Por meio desse procedimento, associado com a proposta de concentrar a vinhaça, é possível, para a usina proposta, fornecer água residuária da ordem de 40 kg para cada 100 kg de cana, como pode ser visto na Figura 25.

Figura 25: Água residual da usina.



Fonte: Elaboração pelo próprio autor.

Como pode ser observado de toda a análise, as ações necessárias para proceder resfriamento nos diversos pontos da usina são muito maiores do que para aquecimento. É por esse motivo que as usinas fazem uso da captação externa de água em grandes quantidades tendo em vista que esse é um mecanismo barato para atender as suas necessidades térmicas. Atualmente, mesmo as mais modernas usinas sucroalcooleiras fazem captação externa de mais de 1 m³ de água para cada tonelada de cana segundo Elia Neto (2008), ou seja, 100 kg de água para cada 100 kg de cana processada. Mas, pela questão da sustentabilidade da água, este cenário de captação de água está mudando para esse setor que consome uma enorme quantidade de água no contexto industrial nacional. E, com certeza, a evolução para a otimização do consumo de água no setor sucroalcooleiro estará intimamente ligado

ao bom planejamento de trocas térmicas e hídricas internas no processo industrial e a rejeição final de calor a seco para o meio ambiente.

6 CONCLUSÕES

Diante dos resultados apresentados, é possível identificar processos e ou alternativas tecnológicas que permitem uma redução no seu consumo de água. Neste contexto, vale aqui apontar alguns procedimentos que seriam mais relevantes como a introdução da lavagem a seco da cana. A utilização desse processo de lavagem a seco logo no início do processamento da cana contribui consideravelmente para a redução do consumo de água, visto que esse é conhecidamente um processo oneroso no consumo hídrico e gerador de águas praticamente irrecuperáveis. Também, a incorporação de um sistema de refrigeração para resfriamento das dornas de fermentação com a vinculação de um condensador que não faça uso de resfriamento evaporativo. Assim, é possível economizar parcela da demanda de água na usina, além de se tornar possível um controle rigoroso da temperatura durante o processo de fermentação nas dornas.

É importante observar que o atendimento de uma certa demanda térmica ou hídrica seja feito por uma fonte dentro de uma mesma linha de produção, açúcar ou álcool, pois, dessa forma, a alteração do *mix* de produção açúcar/álcool garante que as demandas e fontes apresentam as mesmas tendências de crescimento ou diminuição.

A concentração da vinhaça representa não somente vantagens econômicas para o seu transporte em processos de fertirrigação, mas também como uma fonte de condensado que poderá ser usado no parque industrial.

Quando é necessário descarregar energia térmica para o meio ambiente, foi estabelecido como estratégia a utilização de trocadores de calor compactos, como radiadores, em processos de resfriamento a seco. Este procedimento é viável e barato quando o fluido de processo se encontra em temperaturas bem mais elevadas comparadas com a temperatura ambiente. Para o vapor extraído das turbinas de condensação, no entanto, o processo de condensação a seco envolveria trocadores gigantescos devido a pequena diferença de temperatura do vapor com o ar ambiente, principalmente durante os períodos de verão e, também, devido a carga térmica extremamente elevada. Assim, para o atendimento dessa demanda os custos devido a amortização e operação se tornariam proibitivos para essa alternativa. Mas vale observar que o processo de resfriamento evaporativo empregado no setor sucroalcooleiro é responsável pela maior perda de água para a operação de

condensação do vapor extraído nessas turbinas. Mesmo atento a essa questão, foi considerado para análise no presente trabalho o processo de condensação a seco do vapor extraído das turbinas de condensação, o que permitiu verificar os limites da redução de perdas/consumo de água no processo industrial.

Com isso, conclui-se que é possível não somente reduzir drasticamente, mas anular a captação de água e transformar a usina como uma fonte de água residuária da ordem de 40 kg de água a cada 100 kg de cana processada. Esta é a perspectiva a ser alcançada em um futuro não longínquo tendo em vista que a captação média atual é da ordem de 1 m³ de água para cada tonelada de cana processada, o seja, 100 kg de água captada externamente para 100 kg de cana processada.

REFERÊNCIAS

- AGÊNCIA NACIONAL DAS ÁGUAS - ANA. **Manual de conservação e de reuso de água na indústria sucroenergética**. Brasília, DF: ANA, 2009. Disponível em: <https://www.unica.com.br/wp-content/uploads/2019/06/Gestao-dos-Recursos-Hidricos.pdf>. Acesso em: 20 jan. 2021.
- ANDRADE, R. R. **Procedimento para o desenvolvimento de um modelo matematico robusto para o processo de fermentação alcoólica**. 2007. 110 f. Dissertação (mestrado) - Universidade Estadual de Campinas, Faculdade de Engenharia Química, Campinas, 2007. Disponível em: <http://www.repositorio.unicamp.br/handle/REPOSIP/266270>. Acesso em: 01 jan. 2021.
- ALCARDE, A. R. **Cana-de-açúcar: extração**. [S. l.]: Embrapa, 2006. Disponível em: https://www.agencia.cnptia.embrapa.br/gestor/cana-de-acucar/arvore/CONTAG01_103_22122006154841.html. Acesso em: 28 maio 2020.
- BEEFPOINT. **Bagaço de cana: um subproduto nobre**. [S. l.], 2008. Disponível em: <https://www.beefpoint.com.br/bagaco-de-cana-um-subproduto-nobre-43998/>. Acesso em: 02 jun. 2020.
- CÂNDIDO, L. **Treinamento fábrica de açúcar**. [S. l.], Alvorada do Bebedouro, 2012. Disponível em: <https://pt.slideshare.net/leandrocandido982/4treinamento-fbrica-de-acar>. Acesso em: 02 maio 2020.
- CÂNDIDO, L. **Treinamento moenda**. [S. l.], 2012. Disponível em: <https://pt.slideshare.net/leandrocandido982/2treinamento-moenda>. Acesso em: 05 maio 2020.
- CETESB. **Resolução SMA - 88, de 19-12-2008**. [S. l.], 2009. Disponível em: http://www.cetesb.sp.gov.br/licenciamento/documentos/2008_Res_SMA_88.pdf. Acesso em: 05 dez. 2017.
- CHAVEZ-RODRIGUEZ, M. F.; MOSQUEIRA-SALAZAR, K. J.; ENSINAS, A. V.; NEBRA, S. A. Water reuse and recycling according to stream qualities in sugar-ethanol plants. **Energy for Sustainable Development**, Amsterdam, v. 17, n. 5, p. 546-554, 2013.
- CRAPISTE, G. H.; LOZANO, J. E. Effect of concentration and pressure on the boiling point rise of apple juice and related sugar solutions. **Journal of Food Science**, Hoboken, v. 53, n. 3, p. 865-868, 1988.
- CRUZ, S. H. **Extração e purificação do caldo**. São Paulo: Universidade de São Paulo, 2016. Disponível em: https://edisciplinas.usp.br/pluginfile.php/1863599/mod_resource/content/1/2016%20A%C3%A7%C3%BAcar_aula2.pdf. Acesso em: 04 jan. 2021.
- DELFINI, P. **Conceitos gerais de extração**. [S. l.], 2018. Disponível em: http://www.stab.org.br/palestras_extracao2018/paulo_delfini.pdf. Acesso em: 05 maio 2020.

ELIA NETO, A. **Água na indústria da cana-de-açúcar**. In: WORKSHOP PROJETO PPP, 1., 2008, São Paulo. Workshop. São Paulo: Centro de Tecnologia Canavieira, 2008.

EMPRESA BRASILEIRA DE PESQUISA AGROPECUÁRIA – EMBRAPA. Fermentação, 2015. Disponível em: http://www.agencia.cnptia.embrapa.br/gestor/cana-de-acucar/arvore/CONTAG01_105_22122006154841.html. Acesso em: 05 dez. 2017.

F-CHART. **Engineering Equation Solver**. [S. l.: s. n.], 2020. Disponível em: <http://www.fchartsoftware.com/ees/>. Acesso em: 12 maio 2020.

FINGUERUT, J. *et al.* **Estequiometria da fermentação do caldo de cana**. [S. l.: s. n.], 1985. Disponível em: https://www.researchgate.net/profile/Jaime-Finguerut/publication/260634056_Stoichiometry_of_alcoholic_fermentation_of_sugar_cane_juice/links/00b7d531dc952b3ec4000000/Stoichiometry-of-alcoholic-fermentation-of-sugarcane-juice.pdf. Acesso em: 25 out. 2020.

FINGUERUT, J. **Impurezas e qualidade da cana-de-açúcar**. [S. l.]: Centro de Tecnologia Canavieira, 2014. Disponível em: http://www.stab.org.br/palestra_ws_limpeza_da_cana/jaime_finguerut.pdf. Acesso em: 05 maio 2020.

LIMA, R. B. **Processo de clarificação do caldo de cana-de-açúcar aplicando elétrons acelerados**. 2012. 62 f. Tese (Doutorado) - Curso de Tecnologia Nuclear, Instituto de Pesquisas Energéticas e Nucleares, São Paulo, 2012.

MOSQUEIRA-SALAZAR, K. J.; PALACIOS-BERECHE, R.; CHÁVEZ-RODRÍGUEZ, M.; SEABRA, J.; NEBRA, S. A. Reduction of water consumption in an integrated first- and second-generation ethanol plant. **Energy for Sustainable Development**, v. 17, n. 5, p. 531-535, 2013.

NOVACANA. **Processo de fabricação de etanol**. [S. l.], 2012. Disponível em: <https://www.novacana.com/etanol/fabricacao>. Acesso em: 20 dez. 2019.

NOVACANA. **Como é feito o processamento da cana-de-açúcar nas usinas**. [S. l.], 2013. Disponível em: <https://www.novacana.com/usina/como-e-feito-processamento-cana-de-acucar>. Acesso em: 10 jan. 2020.

OLIVÉRIO, J. L.; CARMO, V. B.; GURGEL, M. A. The DSM: Dedini Sustainable Mill: a new concept in designing complete sugarcane mill. In: INTERNATIONAL SOCIETY OF SUGAR CANE TECHNOLOGISTS, 25., 2010, Veracruz. **Proceedings** [...] [S. l.: s. n.], 2010. p. 1-4.

PAYNE, J. H. **Operações unitárias na produção de açúcar**. São Paulo: NBL, 1989. 248 p.

PINA, E. A.; PALACIOS-BERECHE, R.; CHAVEZ-RODRIGUEZ, M. F.; ENSINAS, A. V.; MODESTO, M.; NEBRA, S. A. Reduction of process steam demand and water-usage through heat integration in sugar and ethanol production from sugarcane - Evaluation of different plant configurations. **Energy**, v. 138, p. 1263-1280, 2017.

PODDAR, P. K.; SAHU, O. Quality and management of wastewater in sugar industry. **Applied Water Science**, Rondebosch, v. 7, n. 1, p. 461-468, 2015.

ROSSETTO, R. **Cana-de-Açúcar**. [S. l.]: Agência Embrapa de Informação Tecnológica, 2020. Disponível em: https://www.agencia.cnptia.embrapa.br/gestor/cana-de-acucar/arvore/CONTAG01_39_711200516717.html. Acesso em: 10 maio 2020.

TECNOLOGIA INDUSTRIAL. **Limpeza a seco**: a busca pela qualidade da cana. Ribeirão Preto: Rpanews, 2019. Disponível em: <https://revistarpanews.com.br/tecnologia-industrial-limpeza-a-seco-a-busca-pela-qualidade-da-cana/>. Acesso em: 01 jun. 2020.

SONAJE, N. P. **Water conservation in sugar industry**: a case study of Lokmangal sugar, ethanol and co-generation industries ltd. Bhandarkavathe, 2017. Disponível em: https://www.researchgate.net/publication/319330136_water_conservation_in_sugar_industry_a_case_study_of_lokmangal_sugar_ethanol_and_co-generation_industries_ltd_bhandarkavathe. Acesso em: 10 abr. 2020.

TORRES, R. C. **Estudo do processo de cristalização de açúcar**: modelagem e estratégias de controle. 2007. 107 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Engenharia Química, Universidade Federal de São Carlos, São Carlos, 2007.

SÃO FERNANDO AÇÚCAR E ÁLCOOL. **Composição da cana-de-açúcar**. [S. l.: s. n.], 2020. Disponível em: http://www.usinasaofernando.com.br/conteudo_site.asp?tipoID=3. Acesso em: 20 fev. 2020.

SANTOS, O. A. **Filtro rotativo**: conceitos e operação. [S. l.: s. n.], 2019. Disponível em: <https://www.linkedin.com/pulse/filtro-rotativo-conceitos-e-opera%C3%A7%C3%A3o-oslei-aparecido-dos-santos/>. Acesso em: 20 maio 2020.

WELLIGTON FILHO, J. **Tratamento de Caldo “Sulfitação com Caleação Simultânea”**. [S. l.: s. n.], 2019. Disponível em: <https://www.linkedin.com/pulse/sulfita%C3%A7%C3%A3o-com-calea%C3%A7%C3%A3o-simult%C3%A2nea-jos%C3%A9-welligton-farias/>. Acesso em: 21 jan. 2021.

WOLFRAM. **Ponchon-Savarit Diagram for an Ethanol-Water Binary Mixture**. [S. l.: s. n.], 2021. Disponível em: <https://www.wolframcloud.com/objects/demonstrations/PonchonSavaritDiagramForAnEthanolWaterBinaryMixture-source.nb>. Acesso em: 22 jan. 2021.

ZAMMIT, K. D. **Water conservation options for power generation facilities**. [S. l.: s. n.], 2012. Disponível em: <https://www.powermag.com/water-conservation-options-for-power-generation-facilities/>. Acesso em: 05 maio 2020.

Apêndice A – Parâmetros de Entrada e de Processo da Usina

No descrever dos processos, são utilizadas figuras que representam esquematicamente o volume de controle de cada etapa. O equacionamento foi feito no EES, devidamente detalhado em cada volume considerado. Cada variável de cada equação foi nomeada com o a finalidade de tornar intuitivo o que cada uma representa e a qual volume de controle pertence. Em cada linha de grande parte majoritária do programa também está, entre parênteses (comentário que não altera a funcionalidade do programa), documentado do que se trata cada equação. Assim sendo, é possível acompanhar o equacionamento ao longo do processo e o valor das variáveis utilizadas.

"! Parâmetros Termodinâmicos"

P_atm = 1,0 {Pressão atmosférica [bar]}
 T_amb = 25 {Temperatura ambiente [°C]}
 T_agua_embeb = 55 {Temperatura da água de embebição [°C]}

"! Dados do processo "

"! Composição da cana "

f_palhiço = 0,05 {fração de palhiço relativo a safra disponibilizado [ton palhiço / ton cana] }
 f_palha = 0,02 {fração de palha que acompanha o colmo [kg palha/ kg cana] }
 f_mm_cana = 0,02 {fração de massa mineral que entra juntamente com a cana na recepção}
 f_mm_palhiço = 0,03 {fração de massa mineral que entra juntamente com o palhiço na recepção}
 f_AR = 0,01 {fração de açúcares redutores (AR) que compõem os colmos da cana}
 f_fibras = 0,13 {fração de fibras que compõem os colmos da cana}
 f_outros = 0,02 {fração de outros elementos que compõem os colmos da cana, tais com sais, ácidos, etc}
 f_sacarose = 0,14 {fração de sacarose que compõe os colmos da cana}
 f_água = 0,70 {fração de água que compõe os colmos da cana}

"!=====

Mix = 0,5 {Mix de produção de açúcar e álcool}
 M_safra = 2000000 {massa de cana total que entra na usina durante a safra [ton]}
 Período_dias = 220 {período de operação da safra [dias]}
 Período_s = Período_dias*24*3600 {período de operação da safra [segundos]}
 M_safra_kg = 2000000*1000 {massa de colmos total que entra na usina durante a safra [kg]}
 Brix_caldo_moenda = 0,22 {brix do caldo que sai da unidade de extração utilizando moendas}
 Brix_caldo_difusor = 0,15 {brix do caldo que sai da unidade de extração utilizando difusor}
 Brix_caldo = Brix_caldo_moenda {brix do caldo que sai da unidade de extração}
 Brix_caldo_filtrado = 0,09 {brix do caldo filtrado que sai do filtro rotativo à vácuo}
 f_umidade_lodo = 0,75 {teor de umidade do lodo}
 f_umidade_torta = 0,7 {teor de umidade da torta}
 f_bagaço_adicionado_lodo = 8 {quantidade de bagaço adicionado ao lodo no processo de filtragem [kg bagaço/ ton. cana]}
 f_recup_bagaço = f_bagaço_adicionado_lodo/1000 {fração de bagaço adicionado no lodo na etapa de filtragem}
 f_solúveis_torta = 0,2 {fração de solúveis que compõe a torta de filtro proveniente do total de solúveis do lodo e bagaço}
 f_umidade_bagaço = 0,50 {fração de umidade do bagaço}
 f_solúveis_caldo = 0,97 {fração de solúveis que compõem o caldo}

$f_{\text{água_resfr_mancais_moendas}} = 0,15$ {fração de água destinada ao resfriamento de mancais na unidade de extração [kg água/kg colmo]}
 $f_{\text{água_leite_cal}} = 0,03$ {fração de água utilizada no preparo do leite de cal na unidade de pré-tratamento [kg água/kg colmo]}
 $f_{\text{água_resfr_coluna_sulfit}} = 0,10$ {fração de água utilizada no resfriamento da coluna de sulfitação da unidade de pré -trat. [kg água/kg colmo]}
 $f_{\text{água_emb_filtros}} = 0,04$ {fração de água utilizada na embebição dos filtros na unidade de pré-tratamento [kg água/kg colmo]}
 $f_{\text{água_cond_filtros}} = 0,3$ {fração de água utilizada nos condensadores dos filtros da unidade de pré-tratamento [kg água/kg colmo]}
 $f_{\text{limpeza_mm}} = 0,8$ {fração de limpeza da massa mineral da cana na lavagem a seco}
 $f_{\text{limpeza_mm_palhiço}} = 0,7$ {fração de limpeza da massa mineral do palhiço na lavagem a seco}
 $f_{\text{mm_caldo}} = 0,98$ {fração de massa mineral presente no caldo}
 $f_{\text{mm_bagaço}} = 1 - f_{\text{mm_caldo}}$ {fração de massa mineral presente no bagaço}
 $f_{\text{solúveis_lodo}} = 0,02$ {fração de solúveis que compõem o lodo}

Apêndice B – Unidade de Lavagem da Cana

"! Lavagem a Seco da Cana "

{fluxo mássico de cana bruta proveniente da recepção na base 100 [kg/s]}

$m_{cana} = 100,0$

{fluxo de massa mineral que entra juntamente com a cana proveniente da recepção [kg/s]}

$m_{mm_cana_in} = m_{cana} * f_{mm_cana}$

{fluxo mássico de palha proveniente da recepção [kg/s]}

$m_{palha_cana_in} = m_{cana} * f_{palha}$

{fluxo de massa mineral lavada [kg/s]}

$m_{mm_lavagem_cana_out} = m_{mm_cana_in} * f_{limpeza_mm}$

{fluxo de massa mineral que ainda permanece na cana após a lavagem [kg/s]}

$m_{mm_cana_out} = m_{mm_cana_in} - m_{mm_lavagem_cana_out}$

{fluxo de palha que permanece na cana após a lavagem [kg/s]}

$m_{palha_cana_out} = m_{palha_cana_in}$

{fluxo de colmo lavado (ainda com impurezas) que sai da unidade de lavagem [kg/s]}

$m_{colmo_lavado} = m_{cana} - m_{mm_lavagem_cana_out}$

"!=====

"! Lavagem a Seco do Palhiço

{fluxo de palhiço que entra na unidade de lavagem a seco [kg/s]}

$m_{palhiço_lavagem_in} = f_{palhiço} * m_{cana}$

{fluxo de massa mineral continua no palhiço que entra na unidade de lavagem [kg/s]}

$m_{mm_palhiço_in} = m_{palhiço_lavagem_in} * f_{mm_palhiço}$

{fluxo de massa mineral que é lavada do palhiço [kg/s]}

$m_{mm_palhiço_out} = m_{mm_palhiço_in} * f_{limpeza_mm_palhiço}$

{fluxo de massa mineral que ainda compõe o palhiço após a lavagem [kg/s]}

$m_{mm_palhiço_lavado_out} = m_{mm_palhiço_in} - m_{mm_palhiço_out}$

{fluxo de palhiço lavado (com fração de m. mineral) que vai para a unidade de vapor e potência [kg/s]}

$m_{palhiço_lavagem_out} = m_{palhiço_lavagem_in} - m_{mm_palhiço_out}$

"! Balanço de massa"

$\Delta 1 = m_{cana} + m_{palhiço_lavagem_in} - m_{colmo_lavado} - m_{palhiço_lavagem_out} - m_{mm_lavagem_cana_out} - m_{mm_palhiço_out}$

Apêndice C – Unidade de Extração do Caldo

{fluxo de colmos lavados que entra na unidade de extração [kg/s]}

$m_colmo_ext_in = m_colmo_lavado$

{fluxo de colmo limpo que entra na unidade de extração [kg/s]}

$m_colmo_limpo = m_colmo_lavado - m_palha_cana_out - m_mm_cana_out$

{fluxo de água que compõe o colmo limpo que entra na unidade de extração [kg/s]}

$m_água_colmo_ext_in = m_colmo_limpo * f_água$

{fluxo de sacarose que compõe o colmo limpo que entra na unidade de extração [kg/s]}

$m_sacarose_ext_in = m_colmo_limpo * f_sacarose$

{fluxo de AR (açúcares redutores = frutose + glicose) que compõe o colmo limpo que entra na unidade de extração [kg/s]}

$m_AR_ext_in = m_colmo_limpo * f_AR$

{fluxo de fibras que compõe o colmo limpo que entra na unidade de extração [kg/s]}

$m_fibras_ext_in = m_colmo_limpo * f_fibras$

{fluxo de outros elementos que compõe o colmo limpo que entra na unidade de extração [kg/s]}

$m_outros_ext_in = m_colmo_limpo * f_outros$

{fluxo de solúveis que compõe o colmo limpo que entra na unidade de extração [kg/s]}

$m_soluveis_ext_in = m_sacarose_ext_in + m_AR_ext_in + m_outros_ext_in$

$f_sacarose_soluveis = m_sacarose_ext_in / m_soluveis_ext_in$

$f_AR_soluveis = m_AR_ext_in / m_soluveis_ext_in$

$f_outros_soluveis = m_outros_ext_in / m_soluveis_ext_in$

{fluxo de solúveis que saem da unidade de extração contidos no caldo [kg/s]}

$m_soluveis_caldo_out = m_soluveis_ext_in * f_soluveis_caldo$

{fluxo de caldo que sai da unidade de extração [kg/s]}

$m_caldo_ext_out = (m_soluveis_caldo_out) / Brix_caldo$

{fluxo de água contida no caldo que sai da unidade de extração [kg/s]}

$m_água_caldo_ext_out = (1 - Brix_caldo) * m_caldo_ext_out$

{fluxo de massa mineral que compõe o caldo que sai da extração e peneiramento [kg/s]}

$m_mm_caldo_ext_out = m_mm_cana_out * f_mm_caldo$

{fluxo total de caldo que sai da unidade de extração e peneiramento [kg/s]}

$m_caldo_TOTAL_ext_out = m_caldo_ext_out + m_mm_caldo_ext_out$

{fluxo de palha que sai da unidade de extração [kg/s]}

$m_palha_ext_out = m_palha_cana_in$

{fluxo de solúveis no bagaço que sai da unidade de extração [kg/s]}

$m_soluveis_bagaço_ext_out = m_soluveis_ext_in - m_soluveis_caldo_out$

{fluxo de fibras que compõem o bagaço e que sai da unidade de extração [kg/s]}

$m_fibras_bagaço_ext_out = m_fibras_ext_in$

{fluxo de massa mineral que sai juntamente com o bagaço da unidade de extração [kg/s]}

$m_mm_bagaço_ext_out = m_mm_cana_out * f_mm_bagaço$

{fluxo de bagaço que sai da unidade de extração [kg/s]}

$m_{\text{bagaço_ext_out}} = (m_{\text{fibras_bagaço_ext_out}} + m_{\text{solúveis_bagaço_ext_out}} + m_{\text{mm_bagaço_ext_out}} + m_{\text{palha_ext_out}}) / (1 - f_{\text{umidade_bagaço}})$

{fluxo de água contida no bagaço que sai da unidade de extração [kg/s]}

$m_{\text{água_bagaço_ext_out}} = m_{\text{bagaço_ext_out}} * f_{\text{umidade_bagaço}}$

{fluxo de água de embebição (entra) na unidade de extração [kg/s]}

$m_{\text{água_embeb_ext_in}} = (m_{\text{água_caldo_ext_out}} + m_{\text{água_bagaço_ext_out}}) - m_{\text{água_colmo_ext_in}}$

{fluxo de água que sai da unidade de extração devido à água de resfriamento de mancais [kg/s]}

$m_{\text{água_resfr_mancais_ext_out}} = f_{\text{água_resfr_mancais_moendas}} * m_{\text{colmo_limpo}}$

"! Balanço de massa"

$\text{delta2} = m_{\text{colmo_ext_in}} + m_{\text{água_embeb_ext_in}} - m_{\text{caldo_TOTAL_ext_out}} - m_{\text{bagaço_ext_out}}$

"! Temperatura de saída do caldo da unidade de Extração"

$cp_{\text{fibras}} = 1,3 \quad \{kJ/kg.K\}$

$a = (m_{\text{água_colmo_ext_in}} * cp_{\text{H2O}} + m_{\text{fibras_ext_in}} * cp_{\text{fibras}} + m_{\text{solúveis_ext_in}} * cp_{\text{solúveis}}) * T_{\text{amb}}$

$b = (m_{\text{água_embeb_ext_in}} * cp_{\text{H2O}} * T_{\text{água_embeb}})$

$c = (m_{\text{fibras_bagaço_ext_out}} * cp_{\text{fibras}} + m_{\text{solúveis_bagaço_ext_out}} * cp_{\text{solúveis}} + m_{\text{água_bagaço_ext_out}} * cp_{\text{H2O}} + m_{\text{água_caldo_ext_out}} * cp_{\text{H2O}} + m_{\text{solúveis_caldo_out}} * cp_{\text{solúveis}})$

$T_{\text{caldo_ext_out}} = (a + b) / c$

Apêndice D – Unidade de Tratamento do Caldo

```

"!=====
"!                                     FILTRAGEM                                     "

"! Parâmetros"

"!=====
"! Lodo"
"!=====

{Temperatura do lodo [°C]}
T_lodo = 85

{fluxo de massa mineral contida no lodo que entra na unidade de filtragem [kg/s]}
m_mm_lodo_in = m_mm_caldo_ext_out

{fluxo de solúveis contido no lodo que entra na unidade de filtragem [kg/s]}
m_solueis_lodo_in = f_solueis_lodo*m_solueis_caldo_out

{fluxo de lodo que entra na unidade de filtragem [kg/s]}
m_lodo_in = (m_mm_lodo_in + m_solueis_lodo_in)/(1-f_umidade_lodo)

{fluxo de água contida no lodo que entra na unidade de filtragem [kg/s]}
m_agua_lodo_in = m_lodo_in*f_umidade_lodo

"!=====

"! Bagaço"

{fluxo de solúveis do bagaço que adicionado no lodo no processo de filtragem [kg/s]}
m_solueis_bagaço_torta = f_recup_bagaço*m_solueis_bagaço_ext_out

{fluxo de massa mineral que compõe o bagaço adicionado no lodo no processo de filtragem [kg/s]}
m_mm_bagaço_torta = f_recup_bagaço*m_mm_bagaço_ext_out

{fluxo de fibras que compõe o bagaço adicionado no lodo no processo de filtragem [kg/s]}
m_fibras_bagaço_torta = f_recup_bagaço*m_fibras_bagaço_ext_out

{fluxo de bagaço adicionando no lodo no processo de filtragem [kg/s]}
m_bagaço_torta = (m_solueis_bagaço_torta + m_mm_bagaço_torta + m_fibras_bagaço_torta) / (1-
f_umidade_bagaço)

{fluxo de água no bagaço adicionado no lodo no processo de filtragem [kg/s]}
m_agua_bagaço_torta = m_bagaço_torta*f_umidade_bagaço

"!=====

"!      Filtragem Baixo Vácuo      "

{fluxo de massa mineral contida na mistura do bagaço com o lodo [kg/s]}
m_mm_lodo_bagaço_in = m_mm_lodo_in + m_mm_bagaço_torta

{fluxo de solúveis contido na mistura do bagaço com o lodo [kg/s]}
m_solueis_lodo_bagaço_in = m_solueis_lodo_in + m_solueis_bagaço_torta

{fluxo de água contida na mistura do bagaço com o lodo [kg/s]}
m_agua_lodo_bagaço_in = m_agua_lodo_in + m_agua_bagaço_torta

{fluxo de fibras contida na mistura do bagaço com o lodo [kg/s]}

```

$m_{\text{fibras_lodo_bagaço_in}} = m_{\text{fibras_bagaço_torta}}$

{fluxo total da mistura do bagaço com o lodo [kg/s]}

$m_{\text{total_lodo_bagaço_in}} = m_{\text{mm_lodo_bagaço_in}} + m_{\text{solúveis_lodo_bagaço_in}} + m_{\text{água_lodo_bagaço_in}} + m_{\text{fibras_lodo_bagaço_in}}$

{fator de água que compõe o caldo turvo da filtração a baixo vácuo}

$f_{\text{água_caldo_turvo_BV}} = 0,5$

"! Caldo Turvo "

{Brix do caldo turvo que sai da filtração a baixo vácuo}

$\text{Brix_caldo_turvo} = 0,15$

{fluxo de água contida no caldo turvo que sai da filtração a baixo vácuo [kg/s]}

$m_{\text{água_caldo_turvo}} = m_{\text{água_lodo_bagaço_in}} * f_{\text{água_caldo_turvo_BV}}$

{fluxo de solúveis contido no caldo turvo que sai da filtração a baixo vácuo [kg/s]}

$m_{\text{solúveis_caldo_turvo}} = \text{Brix_caldo_turvo} * m_{\text{água_caldo_turvo}} / (1 - \text{Brix_caldo_turvo})$

{fluxo total de caldo turvo que sai da filtração a baixo vácuo [kg/s]}

$m_{\text{caldo_turvo}} = m_{\text{solúveis_caldo_turvo}} + m_{\text{água_caldo_turvo}}$

"! Torta de Baixo Vácuo"

{fluxo da torta resultante da filtração a baixo vácuo [kg/s]}

$m_{\text{torta_BV}} = m_{\text{total_lodo_bagaço_in}} - m_{\text{caldo_turvo}}$

{fluxo de massa mineral da torta resultante da filtração a baixo vácuo [kg/s]}

$m_{\text{mm_torta_BV}} = m_{\text{mm_lodo_bagaço_in}}$

{fluxo de água da torta resultante da filtração a baixo vácuo [kg/s]}

$m_{\text{água_torta_BV}} = m_{\text{água_lodo_bagaço_in}} - m_{\text{água_caldo_turvo}}$

{fluxo de solúveis da torta resultante da filtração a baixo vácuo [kg/s]}

$m_{\text{solúveis_torta_BV}} = m_{\text{solúveis_lodo_bagaço_in}} - m_{\text{solúveis_caldo_turvo}}$

{fluxo de fibras da torta resultante da filtração a baixo vácuo [kg/s]}

$m_{\text{fibras_torta_BV}} = m_{\text{fibras_lodo_bagaço_in}}$

"!=====

"! Torta Final"

{fluxo de massa mineral que compõe a torta [kg/s]}

$m_{\text{mm_torta}} = m_{\text{mm_torta_BV}}$

{fluxo de solúveis que compõe a torta [kg/s]}

$m_{\text{solúveis_torta}} = f_{\text{solúveis_torta}} * m_{\text{solúveis_torta_BV}}$

{fluxo de fibras que compõe a torta [kg/s]}

$m_{\text{fibras_torta}} = m_{\text{fibras_torta_BV}}$

{fluxo de torta que vai para a lavoura [kg/s]}

$m_{\text{torta}} = (m_{\text{mm_torta}} + m_{\text{solúveis_torta}} + m_{\text{fibras_torta}}) / (1 - f_{\text{umidade_torta}})$

{fluxo de água que compõe a torta [kg/s]}

$m_{\text{água_torta}} = m_{\text{torta}} * f_{\text{umidade_torta}}$

"!=====

"! Caldo Filtrado Alto Vácuo"

{fluxo de solúveis que compõe o caldo filtrado [kg/s]}

$m_{\text{soluveis_caldo_filtrado_AV}} = m_{\text{soluveis_torta_BV}} - m_{\text{soluveis_torta}}$

{fluxo de água que compõe o caldo filtrado [kg/s]}

$m_{\text{agua_caldo_filtrado_AV}} = (m_{\text{soluveis_caldo_turvo}} + m_{\text{soluveis_caldo_filtrado_AV}} - \text{Brix_caldo_filtrado}) \cdot (m_{\text{soluveis_caldo_turvo}} + m_{\text{soluveis_caldo_filtrado_AV}} + m_{\text{agua_caldo_turvo}}) / \text{Brix_caldo_filtrado}$

{fluxo de caldo filtrado resultante da filtração a alto vácuo e embebição [kg/s]}

$m_{\text{caldo_filtrado_AV}} = m_{\text{soluveis_caldo_filtrado_AV}} + m_{\text{agua_caldo_filtrado_AV}}$

"! Caldo da Filtração"

{fluxo de caldo total filtrado no processo de filtração [kg/s]}

$m_{\text{caldo_filtrado}} = m_{\text{caldo_filtrado_AV}} + m_{\text{caldo_turvo}}$

{fluxo de solúveis contido no caldo total filtrado [kg/s]}

$m_{\text{soluveis_caldo_filtrado}} = m_{\text{soluveis_caldo_filtrado_AV}} + m_{\text{soluveis_caldo_turvo}}$

{fluxo de água contida no caldo total filtrado [kg/s]}

$m_{\text{agua_caldo_filtrado}} = m_{\text{agua_caldo_filtrado_AV}} + m_{\text{agua_caldo_turvo}}$

{Brix do caldo filtrado no alto vácuo}

$\text{Brix_caldo_filtrado_AV} = m_{\text{soluveis_caldo_filtrado_AV}} / (m_{\text{soluveis_caldo_filtrado_AV}} + m_{\text{agua_caldo_filtrado_AV}})$

{relação da quantidade de caldo turvo por caldo filtrado}

$f_{\text{caldo_turvo}} = m_{\text{caldo_turvo}} / m_{\text{caldo_filtrado}}$

"!=====

"! Água Filtração"

{Pressão no filtro rotativo à vácuo [bar]}

$P_{\text{vacuo_filtro}} = 0,50$

{Temperatura da água de filtração [°C]}

$T_{\text{agua_filtração}} = 85$

{Pressão da água de filtração [bar]}

$P_{\text{agua_filtração}} = P_{\text{atm}}$

{Fluxo da fração líquida de água que entra no filtro (fração que não se tornou vapor devido ao vácuo) [kg/s]}

$m_{\text{agua_filtração_liquida}} = m_{\text{agua_caldo_filtrado_AV}} + m_{\text{agua_torta}} - m_{\text{agua_torta_BV}}$

{Entalpia da água de filtração que entra no filtro [kJ/kg]}

$h1 = \text{ENTHALPY}(\text{Water}; T=T_{\text{agua_filtração}}; P=P_{\text{agua_filtração}})$

{Título da água de filtração que entrou no filtro no ponto de operação de filtração (vácuo)}

$x1 = \text{QUALITY}(\text{Water}; h=h1; P=P_{\text{vacuo_filtro}})$

{fluxo de massa total de água de filtração que entra no filtro rotativo [kg/s]}

$m_{\text{agua_filtração}} = m_{\text{agua_filtração_liquida}} / (1-x1)$

{fluxo da fração da água de filtração na forma de vapor [kg/s]}

$m_{\text{agua_vapor_filtração}} = m_{\text{agua_filtração}} \cdot x1$

```

"!=====
"!                                     TRATAMENTO DE CALDO                                     "

{fluxo de caldo que entra na unidade de tratamento de caldo [kg/s]}
m_caldo_utc_in = m_caldo_filtrado + m_caldo_TOTAL_ext_out

"!=====

"! Produção de Açúcar"

{fluxo de caldo destinado à produção de açúcar [kg/s]}
m_caldo_açúcar = m_caldo_utc_in*Mix

{fluxo de água de calagem adicionado no caldo da linha do açúcar [kg/s]}
m_água_calagem_açúcar = f_água_leite_cal*m_colmo_limpo*Mix

{fluxo de massa mineral contida no caldo destinado à produção de açúcar [kg/s]}
m_mm_caldo_açúcar = m_mm_caldo_ext_out*Mix

{fluxo de água no caldo destinado à produção de açúcar [kg/s]}
m_água_caldo_açúcar = (m_água_caldo_ext_out + m_agua_caldo_filtrado)*Mix

{fluxo de solúveis no caldo destinado à produção de açúcar [kg/s]}
m_solueis_caldo_açúcar = (m_solueis_caldo_out + m_solueis_caldo_filtrado)*Mix

{fluxo de água contida no caldo clarificado na saída da unidade de tratamento de caldo [kg/s]}
m_água_caldo_clarif_açúcar = m_água_calagem_açúcar + m_água_caldo_açúcar -
(m_agua_lodo_in*Mix)

{fluxo de solúveis contido no caldo clarificado na saída da unidade de tratamento de caldo [kg/s]}
m_solueis_caldo_clarif_açúcar = m_solueis_caldo_açúcar - (m_solueis_lodo_in*Mix)

{fluxo de caldo clarificado na saída da UTC destinado à produção de açúcar [kg/s]}
m_caldo_clarif_açúcar = m_água_caldo_clarif_açúcar + m_solueis_caldo_clarif_açúcar

{Brix do caldo destinado à produção de açúcar}
Brix_caldo_açucar = m_solueis_caldo_açúcar/(m_solueis_caldo_açúcar + m_água_caldo_açúcar)

"!=====

"! Produção de Álcool"

{fluxo de caldo destinado à produção de álcool [kg/s]}
m_caldo_álcool = m_caldo_utc_in*(1 - Mix)

{fluxo de água de calagem adicionado no caldo da linha de álcool [kg/s]}
m_água_calagem_álcool = f_água_leite_cal*m_colmo_limpo*(1 - Mix)

{fluxo de massa mineral contida no caldo destinado à produção de álcool [kg/s]}
m_mm_caldo_álcool = m_mm_caldo_ext_out*(1 - Mix)

{fluxo de água no caldo destinado à produção de álcool [kg/s]}
m_água_caldo_álcool = (m_água_caldo_ext_out + m_agua_caldo_filtrado)*(1 - Mix)

{fluxo de solúveis no caldo destinado à produção de álcool [kg/s]}
m_solueis_caldo_álcool = (m_solueis_caldo_out + m_solueis_caldo_filtrado)*(1 - Mix)

{fluxo de água contida no caldo clarificado na saída da unidade de tratamento de caldo [kg/s]}

```

$m_{\text{água_caldo_clarif_álcool}} = m_{\text{água_calagem_álcool}} + m_{\text{água_caldo_álcool}} - (m_{\text{água_lodo_in}} * (1 - \text{Mix}))$

{fluxo de sólúveis contido no caldo clarificado na saída da unidade de tratamento de caldo [kg/s]}
 $m_{\text{solúveis_caldo_clarif_álcool}} = m_{\text{solúveis_caldo_álcool}} - (m_{\text{solúveis_lodo_in}} * (1 - \text{Mix}))$

{fluxo de caldo clarificado na saída da UTC destinado à produção de álcool [kg/s]}
 $m_{\text{caldo_clarif_álcool}} = m_{\text{água_caldo_clarif_álcool}} + m_{\text{solúveis_caldo_clarif_álcool}}$

"!=====

"! Resfriamento da Coluna de Sulfitação"

{fator de excesso}
 $f_{\text{excesso}} = 1$

{Poder Calorífico Inferior do enxofre [kJ/kg]}
 $\text{PCI_enxofre} = 9040$

{fração de enxofre a ser sulfitado em relação ao caldo [kg de enxofre/kg de caldo]}
 $f_{\text{enxofre}} = 0,001$

{massa de enxofre a ser sulfitado [kg/s]}
 $m_{\text{enxofre}} = f_{\text{enxofre}} * m_{\text{caldo_açúcar}}$

{calor específico do O2 [kJ/kg K]}
 $\text{cp_O2} = 1$

{calor específico do N2 [kJ/kg K]}
 $\text{cp_N2} = 1$

{calor específico do SO2 [kJ/kg K]}
 $\text{cp_SO2} = 0,7$

{variação de temperatura dos gases de combustão}
 $\Delta T_{\text{gases}} = 225$

{massa de SO2 que compõe o enxofre [kgs]}
 $m_{\text{SO2}} = 2 * m_{\text{enxofre}}$

{massa de N2 que compõe o enxofre [kgs]}
 $m_{\text{N2}} = (1 + f_{\text{excesso}}) * (3,5 * m_{\text{enxofre}})$

{massa de O2 que compõe o enxofre [kg/s]}
 $m_{\text{O2}} = f_{\text{excesso}} * m_{\text{enxofre}}$

{demanda térmica de resfriamento da coluna de sulfitação [MW]}
 $Q_{\text{água_sulft}} = (m_{\text{enxofre}} * \text{PCI_enxofre}) - (m_{\text{SO2}} * \text{cp_SO2} * \Delta T_{\text{gases}}) - (m_{\text{N2}} * \text{cp_N2} * \Delta T_{\text{gases}}) - (m_{\text{O2}} * \text{cp_O2} * \Delta T_{\text{gases}})$

{variação da temperatura da água de resfriamento da coluna de sulfitação}
 $\Delta T_{\text{água_sulft}} = 50$

{fluxo da água de resfriamento da coluna de sulfitação [kg/s]}
 $m_{\text{água_resfr_sulft}} = Q_{\text{água_sulft}} / \Delta T_{\text{água_sulft}}$

"! Vapor de Processo para o pré Aquecimento do Caldo"

{temperatura do caldo pré-aquecido [°C]}
 $T_{\text{caldo_pre_aq}} = 70$

```

{calor específico do caldo [kJ/kg.K]}
cp_pre_aq_caldo = cp_H2O*(1 - Brix_caldo_açucar) + cp_solúveis * Brix_caldo_açucar

{carga térmica do pré-aquecimento do caldo [MW]}
Q_pre_aq_caldo = m_caldo_açúcar * cp_pre_aq_caldo * (T_caldo_pre_aq - T_caldo_ext_out)

"!=====
{temperatura final do caldo aquecido [°C]}
T_caldo_aq = 100

{fluxo de vapor de processo necessário para aquecer o caldo em uma segunda etapa de aquecimento
[kg/s]}
m_vap_proc_aq_caldo = ((m_caldo_açúcar*cp_H2O + m_solúveis_caldo_clarif_açúcar*cp_solúveis) *
(T_caldo_aq - T_caldo_pre_aq)) / (h_lv_vaporsat_CA)

{fluxo de condensado de vapor de processo depois do aquecimento do caldo [kg/s]}
m_cond_vap_proc_aq_caldo = m_vap_proc_aq_caldo

{carga térmica do permutador para aquecimento do caldo destinado à produção de etanol [MW]}
Q_aq_caldo_permutador = (m_caldo_álcool*cp_H2O +
m_solúveis_caldo_clarif_açúcar*cp_solúveis)*(T_caldo_aq - T_caldo_ext_out)

"Considerando a Efetividade do Permutador de 90%"
{vapor de processo necessário para manter o aquecimento no permutador do caldo de etanol}
m_vap_proc_permutador = (0,1*Q_aq_caldo_permutador)/(h_lv_vaporsat_CA)

"=====

"! Balanço de Massa"

delta_4 = m_caldo_utc_in + m_água_calagem_açúcar + m_água_calagem_álcool -
m_caldo_clarif_açúcar - m_caldo_clarif_álcool - m_lodo_in

```


Apêndice E – Unidade de Evaporação do Caldo

"! Pré-Evaporador"

{Temperatura do vapor de processo [°C]}

T_vapor_processo = 135

{Temperatura do caldo no Pré-Evaporador [°C]}

T_caldo_pre_evap = 100

{Pressão de operação no pré-evaporador [bar]}

P_pre_caldo = 1,4

{temperatura do vapor vegetal que sai do pré-evaporador do caldo [°C]}

T_vv_pre_out = Temperature (Steam;P=P_pre_caldo;x=0)

{Brix do caldo que entra no pré-evaporador do caldo [°Brix]}

Brix_caldo_pre_evap_in = Brix_caldo_açúcar

{variação do Brix no pré-evaporador}

Delta_brix_pre = 0,023

{Brix do caldo na saída do Pré-Evaporador}

Brix_caldo_pre_evap_out = Brix_caldo_pre_evap_in + Delta_brix_pre

{Brix médio do caldo no pré-evaporador}

Brix_caldo_pre_evap_medio = (Brix_caldo_pre_evap_in + Brix_caldo_pre_evap_out)/2

{fluxo de caldo na entrada do Pré-Evaporador [kg/s]}

m_caldo_pre_evap_in = m_caldo_clarif_açúcar

{Equação de Crapiste e Lozano para determinação do ponto de ebulição do caldo}

T_pre_ebulicao_out = T_vv_pre_out +

$(0,03 * ((\text{Brix_caldo_pre_evap_out} * 100))^{0,094}) * (\exp(0,053 * \text{Brix_caldo_pre_evap_out} * 100)) * ((P_pre_c$
 $\text{aldo} * 100000)^{0,135})$

{fluxo de água contido no caldo que entra no Pré-Evaporador [kg/s]}

m_agua_caldo_pre_evap_in = m_agua_caldo_clarif_açúcar

{fluxo de solúveis contido no caldo que entra no Pré-Evaporador [kg/s]}

m_soluveis_caldo_pre_evap_in = m_soluveis_caldo_clarif_açúcar

{fluxo de solúveis contido no caldo que sai do Pré-Evaporador [kg/s]}

m_soluveis_caldo_pre_evap_out = m_soluveis_caldo_pre_evap_in

{fluxo de água contido no caldo que sai do Pré-Evaporador [kg/s]}

$m_agua_caldo_pre_evap_out = (m_soluveis_caldo_pre_evap_out * (1 - \text{Brix_caldo_pre_evap_out})) /$
 $\text{Brix_caldo_pre_evap_out}$

{fluxo de vapor vegetal que sai do Pré-Evaporador [kg/s]}

m_vapor_vegetal_pre_evap_out = m_agua_caldo_pre_evap_in - m_agua_caldo_pre_evap_out

{fluxo de caldo que sai do pré-evaporador [kg/s]}

m_caldo_pre_evap_out = m_soluveis_caldo_pre_evap_out + m_agua_caldo_pre_evap_out

{Calor específico da água [kJ/kg.°C]}

cp_H2O = 4,18

{Calor específico da sacarose [kJ/kg.°C]}

cp_sacarose = 1,26

{Calor específico dos solúveis [kJ/kg.°C]}

cp_solúveis = cp_sacarose

{Calor específico do caldo que entra no pré-evaporador [kJ/kg.°C]}

cp_Pré_in = cp_H2O*(1 - Brix_caldo_pre_evap_in) + cp_solúveis * Brix_caldo_pre_evap_in

{Calor específico do caldo que sai do pré-evaporador [kJ/kg.°C]}

cp_Pré_out = cp_H2O*(1 - Brix_caldo_pre_evap_out) + cp_solúveis * Brix_caldo_pre_evap_out

{Entalpia de entrada do pré-evaporador [kW]}

He_pre_in = m_caldo_pre_evap_in*cp_Pré_in*(T_caldo_pre_evap)

{Entalpia de saída do pré-evaporador [kW]}

Hs_pre_out = m_caldo_pre_evap_out*cp_Pré_out*(T_pre_ebulicao_out)

{entalpia do vapor de processo saturado [kJ/kg]}

h_vaporsat_pre_evap = ENTHALPY(Steam;T=T_vapor_processo;X=1)

{entalpia do líquido saturado do vapor de processo [kJ/kg]}

h_liqsat_pre_evap = ENTHALPY(Steam;T=T_vapor_processo;X=0)

{entalpia de mudança de fase do vapor de processo [kJ/kg]}

h_lv_vaporsat_pre_evap = h_vaporsat_pre_evap - h_liqsat_pre_evap

{entalpia do vapor vegetal saturado [kJ/kg]}

h_sat_vapor_vegetal_caldo_PE = ENTHALPY(Steam;T=T_vv_pre_out;X=1)

{Entalpia de saída do vapor vegetal do pré-evaporador [kJ]}

H_vv_pre_out = m_vapor_vegetal_pre_evap_out * h_sat_vapor_vegetal_caldo_PE

{fluxo de vapor de processo que entra no Pré-Evaporador [kg/s]}

m_vapor_processo_pre_evap_in = (Hs_pre_out + H_vv_pre_out - He_pre_in) /

h_lv_vaporsat_pre_evap

{fluxo de condensado de processo que sai do Pré-Evaporador [kg/s]}

m_cond_processo_pre_evap_out = m_vapor_processo_pre_evap_in

{carga térmica do vapor de processo no pré-evaporador [kW]}

Q_vap_proc_PRE = m_vapor_processo_pre_evap_in * h_lv_vaporsat_pre_evap

"=====

"! 1º Efeito"

{pressão de operação do 1º Efeito [bar]}

P_1E_caldo = 1,2

{brix do caldo de entrada no 1º Efeito [°Brix]}

Brix_caldo_1E_in = Brix_caldo_pre_evap_out

{variação do brix do caldo no 1º Efeito}

Delta_brix_1E = 0,037

{brix do caldo na saída do 1º Efeito [°Brix]}

Brix_caldo_1E_out = Brix_caldo_1E_in + Delta_brix_1E

{fluxo de caldo que entra no 1º Efeito [kg/s]}

m_caldo_1E_in = m_caldo_pre_evap_out

{temperatura do vapor vegetal que entra no 1° Efeito [°C]}

$$T_{vv_1E_in} = T_{vv_pre_out}$$

{temperatura do vapor vegetal que sai no 1° Efeito [°C]}

$$T_{vv_1E_out} = \text{Temperature}(\text{Steam}; P=P_{1E_caldo}; x=0)$$

{temperatura do caldo que entra no 1° Efeito [°C]}

$$T_{caldo_1E_in} = T_{pre_ebulicao_out}$$

{Equação de Crapiste e Lozano para determinação da temperatura de ebulição do caldo no 1° Efeito}

$$T_{caldo_1E_out} = T_{vv_1E_out} + (0,03 * (\text{Brix_caldo_1E_out} * 100)^{0,094}) * \exp(0,053 * \text{Brix_caldo_1E_out} * 100) * (P_{1E_caldo} * 100000)^{0,135}$$

{fluxo de vapor vegetal que entra no 1° Efeito [kg/s]}

$$m_{vapor_vegetal_1E_in} = m_{vapor_vegetal_pre_evap_out}$$

{fluxo de água contida no caldo que entra no 1° Efeito [kg/s]}

$$m_{agua_caldo_1E_in} = m_{agua_caldo_pre_evap_out}$$

{fluxo de sólúveis contidos no caldo que entra no 1° Efeito [kg/s]}

$$m_{soluveis_caldo_1E_in} = m_{soluveis_caldo_pre_evap_out}$$

{fluxo de sólúveis contidos no caldo que sai no 1° Efeito [kg/s]}

$$m_{soluveis_caldo_1E_out} = m_{soluveis_caldo_1E_in}$$

{fluxo de água contida no caldo que sai do 1° Efeito [kg/s]}

$$m_{agua_caldo_1E_out} = (m_{soluveis_caldo_1E_out} * (1 - \text{Brix_caldo_1E_out})) / \text{Brix_caldo_1E_out}$$

{fluxo de vapor vegetal que sai do 1° Efeito [kg/s]}

$$m_{vapor_vegetal_1E_out} = m_{agua_caldo_1E_in} - m_{agua_caldo_1E_out}$$

{fluxo de condensado de vapor vegetal que sai do 1° Efeito [kg/s]}

$$m_{cond_vapor_vegetal_1E_out} = m_{vapor_vegetal_1E_in}$$

{fluxo de caldo que sai do 1° Efeito [kg/s]}

$$m_{caldo_1E_out} = m_{soluveis_caldo_1E_out} + m_{agua_caldo_1E_out}$$

{entalpia do vapor vegetal saturado [kJ/kg]}

$$h_{sat_vv_caldo_1E_out} = \text{ENTHALPY}(\text{Steam}; T=T_{vv_1E_out}; X=1)$$

{entalpia do vapor vegetal saturado [kJ/kg]}

$$h_{sat_vv_caldo_1E_in} = \text{ENTHALPY}(\text{Steam}; T=T_{vv_1E_in}; X=1)$$

{entalpia do líquido saturado do vapor vegetal [kJ/kg]}

$$h_{liqsat_vv_1E_in} = \text{ENTHALPY}(\text{Steam}; T=T_{vv_1E_in}; X=0)$$

{entalpia de mudança de fase do vapor vegetal [kJ/kg]}

$$h_{lv_vaporsat_vv_1E_in} = h_{sat_vv_caldo_1E_in} - h_{liqsat_vv_1E_in}$$

{calor específico do caldo que sai do 1° Efeito [kJ/kg.°C]}

$$cp_{1E_out} = cp_{H2O} * (1 - \text{Brix_caldo_1E_out}) + cp_{solúveis} * \text{Brix_caldo_1E_out}$$

{Entalpia de entrada do caldo no 1° Efeito [kW]}

$$He_{1E_in} = Hs_{pre_out}$$

{Entalpia de saída do caldo no 1° Efeito [kW]}

$$Hs_{1E_out} = m_{caldo_1E_out} * cp_{1E_out} * (T_{caldo_1E_out} - T_{caldo_1E_in})$$

{Entalpia de saída do vapor vegetal no 1° Efeito [kW]}

$H_{vv_1E_out} = m_{vapor_vegetal_1E_out} * h_{sat_vv_caldo_1E_out}$

{carga térmica do primeiro efeito [kW]}

$Q_{1E} = m_{vapor_vegetal_1E_in} * h_{lv_vaporsat_vv_1E_in}$

{Balanço de energia}

$\Delta H_{1E} = (H_{e_1E_in} + Q_{1E}) / (H_{s_1E_out} + H_{vv_1E_out}) - 1$

"=====

{temperatura do condensado vegetal que sai do 1º Efeito [°C]}

$T_{cond_1E_out} = T_{vv_1E_in}$

{Entalpia do condensado no pré-evaporador [kJ/kg]}

$h_{cond_1E} = ENTHALPY(Water; P = P_{pre_caldo}; X=0)$

{Título do condensado do pré-evaporador na descarga na pressão atm}

$x_{1E} = QUALITY(Water; h=h_{cond_1E}; P=P_{atm})$

{Fluxo do vapor flash do condensado do pré-evaporador [kg/s]}

$m_{flash_cond_vap_veg_1E} = m_{cond_vapor_vegetal_1E_out} * x_{1E}$

{Fluxo de condensado de vapor vegetal que não sofreu flashamento [kg/s]}

$m_{cond_vap_veg_1E_flash_out} = m_{cond_vapor_vegetal_1E_out} - m_{flash_cond_vap_veg_1E}$

{Temperatura do vapor flash [°C]}

$T_{vapveg_flash_1E_caldo} = TEMPERATURE(Steam; P = P_{atm}; X=x_{1E})$

{Temperatura do condensado flash [°C]}

$T_{cond_flash_1E_out} = TEMPERATURE(Water; P = P_{atm}; X=0)$

"!=====

"! 2º Efeito"

{pressão de operação do 2º Efeito [bar]}

$P_{2E_caldo} = 1,0$

{brix do caldo de entrada no 2º Efeito [°Brix]}

$Brix_caldo_2E_in = Brix_caldo_1E_out$

{variação do brix do caldo no 2º Efeito}

$\Delta brix_{2E} = 0,0566$

{brix do caldo de saída no 2º Efeito [°Brix]}

$Brix_caldo_2E_out = Brix_caldo_2E_in + \Delta brix_{2E}$

{fluxo de caldo que entra no 2º Efeito [kg/s]}

$m_{caldo_2E_in} = m_{caldo_1E_out}$

{temperatura do vapor vegetal que entra no 2º Efeito [°C]}

$T_{vv_2E_in} = T_{vv_1E_out}$

{temperatura do vapor vegetal que sai no 2º Efeito [°C]}

$T_{vv_2E_out} = TEMPERATURE(Steam; P=P_{2E_caldo}; x=0)$

{temperatura do caldo que entra no 2º Efeito [°C]}

$T_{caldo_2E_in} = T_{caldo_1E_out}$

{Equação de Crapiste e Lozano para determinação da temperatura de ebulição do caldo no 2º Efeito}

$$T_{\text{caldo_2E_out}} = T_{\text{vv_2E_out}} + (0,03 * (\text{Brix_caldo_2E_out} * 100)^{0,094} * \exp(0,053 * \text{Brix_caldo_2E_out} * 100) * (P_{\text{2E_caldo}} * 100000)^{0,135})$$

{fluxo de vapor vegetal que entra no 2° Efeito [kg/s]}

$$m_{\text{vapor_vegetal_2E_in}} = m_{\text{vapor_vegetal_1E_out}}$$

{fluxo de água contida no caldo que entra no 2° Efeito [kg/s]}

$$m_{\text{agua_caldo_2E_in}} = m_{\text{agua_caldo_1E_out}}$$

{fluxo de solúveis contidos no caldo que entra no 2° Efeito [kg/s]}

$$m_{\text{soluveis_caldo_2E_in}} = m_{\text{soluveis_caldo_1E_out}}$$

{fluxo de solúveis contidos no caldo que sai no 2° Efeito [kg/s]}

$$m_{\text{soluveis_caldo_2E_out}} = m_{\text{soluveis_caldo_2E_in}}$$

{fluxo de água contida no caldo que sai do 2° Efeito [kg/s]}

$$m_{\text{agua_caldo_2E_out}} = (m_{\text{soluveis_caldo_2E_out}} * (1 - \text{Brix_caldo_2E_out})) / \text{Brix_caldo_2E_out}$$

{fluxo de vapor vegetal que sai do 2° Efeito [kg/s]}

$$m_{\text{vapor_vegetal_2E_out}} = m_{\text{agua_caldo_2E_in}} - m_{\text{agua_caldo_2E_out}}$$

{fluxo de condensado de vapor vegetal que sai do 2° Efeito [kg/s]}

$$m_{\text{cond_vapor_vegetal_2E_out}} = m_{\text{vapor_vegetal_2E_in}}$$

{fluxo de caldo que sai do 2° Efeito [kg/s]}

$$m_{\text{caldo_2E_out}} = m_{\text{soluveis_caldo_2E_out}} + m_{\text{agua_caldo_2E_out}}$$

{entalpia do vapor vegetal saturado [kJ/kg]}

$$h_{\text{sat_vv_caldo_2E_out}} = \text{ENTHALPY}(\text{Steam}; T=T_{\text{vv_2E_out}}; X=1)$$

{entalpia do vapor vegetal saturado [kJ/kg]}

$$h_{\text{sat_vv_caldo_2E_in}} = \text{ENTHALPY}(\text{Steam}; T=T_{\text{vv_2E_in}}; X=1)$$

{entalpia do líquido saturado do vapor de processo [kJ/kg]}

$$h_{\text{liqsat_vv_2E_in}} = \text{ENTHALPY}(\text{Steam}; T=T_{\text{vv_2E_in}}; X=0)$$

{entalpia de mudança de fase do vapor de processo [kJ/kg]}

$$h_{\text{lv_vaporsat_vv_2E_in}} = h_{\text{sat_vv_caldo_2E_in}} - h_{\text{liqsat_vv_2E_in}}$$

{calor específico do caldo que sai do 2° Efeito [kJ/kg.°C]}

$$cp_{\text{2E_out}} = cp_{\text{H2O}} * (1 - \text{Brix_caldo_2E_out}) + cp_{\text{solúveis}} * \text{Brix_caldo_2E_out}$$

{Entalpia de entrada do caldo no 2° Efeito [kW]}

$$He_{\text{2E_in}} = Hs_{\text{1E_out}}$$

{Entalpia de saída do caldo no 2° Efeito [kW]}

$$Hs_{\text{2E_out}} = m_{\text{caldo_2E_out}} * cp_{\text{2E_out}} * (T_{\text{caldo_2E_out}} - T_{\text{caldo_2E_in}})$$

{Entalpia de saída do vapor vegetal no 2° Efeito [kW]}

$$H_{\text{vv_2E_out}} = m_{\text{vapor_vegetal_2E_out}} * h_{\text{sat_vv_caldo_2E_out}}$$

{carga térmica do segundo efeito [kW]}

$$Q_{\text{2E}} = m_{\text{vapor_vegetal_2E_in}} * h_{\text{lv_vaporsat_vv_2E_in}}$$

{Balanço de energia}

$$\Delta H_{\text{2E}} = (He_{\text{2E_in}} + Q_{\text{2E}}) / (Hs_{\text{2E_out}} + H_{\text{vv_2E_out}}) - 1$$

"=====

{temperatura do condensado vegetal que sai do 2° Efeito [°C]}

$$T_{\text{cond_2E_out}} = T_{\text{vv_2E_in}}$$

{Entalpia do condensado no pré-evaporador [kJ/kg]}
 $h_{cond_2E} = ENTHALPY(Water; P = P_{1E_caldo}; X=0)$

{Título do condensado do pré-evaporador na descarga na pressão atm}
 $x_{2E} = QUALITY(Water; h=h_{cond_2E}; P=P_{atm})$

{Fluxo do vapor flash do condensado do pré-evaporador [kg/s]}
 $m_{flash_cond_vap_veg_2E} = m_{cond_vapor_vegetal_2E_out} * x_{2E}$
 {Fluxo de condensado de vapor vegetal que não sofreu flashamento [kg/s]}
 $m_{cond_vap_veg_2E_flash_out} = m_{cond_vapor_vegetal_2E_out} - m_{flash_cond_vap_veg_2E}$

{Temperatura do vapor flash [°C]}
 $T_{vapveg_flash_2E_caldo} = TEMPERATURE(Steam; P = P_{atm}; X=x_{2E})$

{Temperatura do condensado flash [°C]}
 $T_{cond_flash_2E_out} = TEMPERATURE(Water; P = P_{atm}; X=0)$

"!=====

"! 3º Efeito"

{pressão de operação do 3º Efeito [bar]}
 $P_{3E_caldo} = 0,8$

{brix do caldo de entrada no 3º Efeito [°Brix]}
 $Brix_caldo_3E_in = Brix_caldo_2E_out$

{variação do brix do caldo no 3º Efeito}
 $\Delta brix_{3E} = 0,103$

{brix do caldo na saída do 3º Efeito [°Brix]}
 $Brix_caldo_3E_out = Brix_caldo_3E_in + \Delta brix_{3E}$

{fluxo de caldo que entra no 3º Efeito [kg/s]}
 $m_{caldo_3E_in} = m_{caldo_2E_out}$

{temperatura do vapor vegetal que entra no 3º Efeito [°C]}
 $T_{vv_3E_in} = T_{vv_2E_out}$

{temperatura do vapor vegetal que sai no 3º Efeito [°C]}
 $T_{vv_3E_out} = Temperature(Steam; P=P_{3E_caldo}; x=0)$

{temperatura do caldo que entra no 3º Efeito [°C]}
 $T_{caldo_3E_in} = T_{caldo_2E_out}$

{Equação de Crapiste e Lozano para determinação da temperatura de ebulição do caldo no 3º Efeito}
 $T_{caldo_3E_out} = T_{vv_3E_out} +$
 $(0,03 * (Brix_caldo_3E_out * 100)^{0,094}) * \exp(0,053 * Brix_caldo_3E_out * 100) *$
 $(P_{3E_caldo} * 100000)^{0,135}$

{fluxo de vapor vegetal que entra no 3º Efeito [kg/s]}
 $m_{vapor_vegetal_3E_in} = m_{vapor_vegetal_2E_out}$

{fluxo de água contida no caldo que entra no 3º Efeito [kg/s]}
 $m_{agua_caldo_3E_in} = m_{agua_caldo_2E_out}$

{fluxo de solúveis contidos no caldo que entra no 3º Efeito [kg/s]}
 $m_{soluveis_caldo_3E_in} = m_{soluveis_caldo_2E_out}$

{fluxo de solúveis contidos no caldo que sai no 3° Efeito [kg/s]}

$m_{\text{soluveis_caldo_3E_out}} = m_{\text{soluveis_caldo_3E_in}}$

{fluxo de água contida no caldo que sai do 3° Efeito [kg/s]}

$m_{\text{agua_caldo_3E_out}} = (m_{\text{soluveis_caldo_3E_out}} * (1 - \text{Brix_caldo_3E_out})) / \text{Brix_caldo_3E_out}$

{fluxo de vapor vegetal que sai do 3° Efeito [kg/s]}

$m_{\text{vapor_vegetal_3E_out}} = m_{\text{agua_caldo_3E_in}} - m_{\text{agua_caldo_3E_out}}$

{fluxo de condensado de vapor vegetal que sai do 3° Efeito [kg/s]}

$m_{\text{cond_vapor_vegetal_3E_out}} = m_{\text{vapor_vegetal_3E_in}}$

{fluxo de caldo que sai do 3° Efeito [kg/s]}

$m_{\text{caldo_3E_out}} = m_{\text{soluveis_caldo_3E_out}} + m_{\text{agua_caldo_3E_out}}$

{entalpia do vapor vegetal saturado [kJ/kg]}

$h_{\text{sat_vv_caldo_3E_out}} = \text{ENTHALPY}(\text{Steam}; T=T_{\text{vv_3E_out}}; X=1)$

{entalpia do vapor vegetal saturado [kJ/kg]}

$h_{\text{sat_vv_caldo_3E_in}} = \text{ENTHALPY}(\text{Steam}; T=T_{\text{vv_3E_in}}; X=1)$

{entalpia do líquido saturado do vapor vegetal [kJ/kg]}

$h_{\text{liqsat_vv_3E_in}} = \text{ENTHALPY}(\text{Steam}; T=T_{\text{vv_3E_in}}; X=0)$

{entalpia de mudança de fase do vapor vegetal [kJ/kg]}

$h_{\text{lv_vaporsat_vv_3E_in}} = h_{\text{sat_vv_caldo_3E_in}} - h_{\text{liqsat_vv_3E_in}}$

{calor específico do caldo que sai do 3° Efeito [kJ/kg.°C]}

$cp_{\text{3E_out}} = cp_{\text{H2O}} * (1 - \text{Brix_caldo_3E_out}) + cp_{\text{solúveis}} * \text{Brix_caldo_3E_out}$

{Entalpia de entrada do caldo no 3° Efeito [kW]}

$He_{\text{3E_in}} = Hs_{\text{2E_out}}$

{Entalpia de saída do caldo no 3° Efeito [kW]}

$Hs_{\text{3E_out}} = m_{\text{caldo_3E_out}} * cp_{\text{3E_out}} * (T_{\text{caldo_3E_out}} - T_{\text{caldo_3E_in}})$

{Entalpia de saída do vapor vegetal no 3° Efeito [kW]}

$H_{\text{vv_3E_out}} = m_{\text{vapor_vegetal_3E_out}} * h_{\text{sat_vv_caldo_3E_out}}$

{carga térmica do terceiro efeito [kW]}

$Q_{\text{3E}} = m_{\text{vapor_vegetal_3E_in}} * h_{\text{lv_vaporsat_vv_3E_in}}$

{Balanço de energia}

$\Delta H_{\text{3E}} = (He_{\text{3E_in}} + Q_{\text{3E}}) / (Hs_{\text{3E_out}} + H_{\text{vv_3E_out}}) - 1$

"!=====

"! 4° Efeito"

{pressão de operação do 4° Efeito [bar]}

$P_{\text{4E_caldo}} = 0,6$

{brix do caldo de entrada no 4° Efeito [°Brix]}

$\text{Brix_caldo_4E_in} = \text{Brix_caldo_3E_out}$

{variação do brix do caldo no 4° Efeito}

$\Delta \text{brix_4E} = 0,244$

{brix do caldo na saída do 4° Efeito [°Brix]}

$\text{Brix_caldo_4E_out} = \text{Brix_caldo_4E_in} + \Delta \text{brix_4E}$

{fluxo de caldo que entra no 4° Efeito [kg/s]}
 $m_caldo_4E_in = m_caldo_3E_out$

{temperatura do vapor vegetal que entra no 4° Efeito [°C]}
 $T_vv_4E_in = T_vv_3E_out$

{temperatura do vapor vegetal que sai no 4° Efeito [°C]}
 $T_vv_4E_out = \text{Temperature}(\text{Steam}; P=P_4E_caldo; x=0)$
 {temperatura do caldo que entra no 4° Efeito [°C]}
 $T_caldo_4E_in = T_caldo_3E_out$

{Equação de Crapiste e Lozano para determinação da temperatura de ebulição do caldo no 4° Efeito}
 $T_caldo_4E_out = T_vv_4E_out +$
 $(0,03 * (\text{Brix_caldo_4E_out} * 100)^{0,094} * \exp(0,053 * \text{Brix_caldo_4E_out} * 100)) *$
 $(P_4E_caldo * 100000)^{0,135}$

{fluxo de vapor vegetal que entra no 4° Efeito [kg/s]}
 $m_vapor_vegetal_4E_in = m_vapor_vegetal_3E_out$

{fluxo de água contida no caldo que entra no 4° Efeito [kg/s]}
 $m_agua_caldo_4E_in = m_agua_caldo_3E_out$

{fluxo de sólúveis contidos no caldo que entra no 4° Efeito [kg/s]}
 $m_soluveis_caldo_4E_in = m_soluveis_caldo_3E_out$

{fluxo de sólúveis contidos no caldo que sai no 4° Efeito [kg/s]}
 $m_soluveis_caldo_4E_out = m_soluveis_caldo_4E_in$

{fluxo de água contida no caldo que sai do 4° Efeito [kg/s]}
 $m_agua_caldo_4E_out = (m_soluveis_caldo_4E_out * (1 - \text{Brix_caldo_4E_out})) / \text{Brix_caldo_4E_out}$

{fluxo de vapor vegetal que sai do 4° Efeito [kg/s]}
 $m_vapor_vegetal_4E_out = m_agua_caldo_4E_in - m_agua_caldo_4E_out$

{fluxo de condensado de vapor vegetal que sai do 4° Efeito [kg/s]}
 $m_cond_vapor_vegetal_4E_out = m_vapor_vegetal_4E_in$

{fluxo de caldo que sai do 4° Efeito [kg/s]}
 $m_caldo_4E_out = m_soluveis_caldo_4E_out + m_agua_caldo_4E_out$

{entalpia do vapor vegetal saturado [kJ/kg]}
 $h_sat_vv_caldo_4E_out = \text{ENTHALPY}(\text{Steam}; T=T_vv_4E_out; X=1)$

{entalpia do líquido saturado do vapor vegetal [kJ/kg]}
 $h_liq_vv_caldo_4E_out = \text{ENTHALPY}(\text{Steam}; T=T_vv_4E_out; X=0)$

{entalpia de mudança de fase do vapor vegetal [kJ/kg]}
 $h_lv_vapveg_4E_out = h_sat_vv_caldo_4E_out - h_liq_vv_caldo_4E_out$

{entalpia do vapor vegetal saturado [kJ/kg]}
 $h_sat_vv_caldo_4E_in = \text{ENTHALPY}(\text{Steam}; T=T_vv_4E_in; X=1)$

{entalpia do líquido saturado do vapor vegetal [kJ/kg]}
 $h_liqsat_vv_4E_in = \text{ENTHALPY}(\text{Steam}; T=T_vv_4E_in; X=0)$

{entalpia de mudança de fase do vapor vegetal [kJ/kg]}
 $h_lv_vaporsat_vv_4E_in = h_sat_vv_caldo_4E_in - h_liqsat_vv_4E_in$

{calor específico do caldo que sai do 4° Efeito [kJ/kg.°C]}

$$cp_4E_out = cp_H2O * (1 - Brix_caldo_4E_out) + cp_solúveis * Brix_caldo_4E_out$$

{Entalpia de entrada do caldo no 4° Efeito [kW]}

$$He_4E_in = Hs_3E_out$$

{Entalpia de saída do caldo no 4° Efeito [kW]}

$$Hs_4E_out = m_caldo_4E_out * cp_4E_out * (T_caldo_4E_out)$$

{Entalpia de saída do vapor vegetal no 4° Efeito [kW]}

$$H_vv_4E_out = m_vapor_vegetal_4E_out * h_sat_vv_caldo_4E_out$$

{carga térmica do quarto efeito [kW]}

$$Q_4E = m_vapor_vegetal_4E_in * h_lv_vaporsat_vv_4E_in$$

{Balanço de energia}

$$\Delta H_4E = (He_4E_in + Q_4E) / (Hs_4E_out + H_vv_4E_out) - 1$$

{! =====}

{ESTADO Entrada Bomba 4 Efeito: Bomba_In}

{Temperatura de condensação do vapor vegetal do 4° Efeito [°C]}

$$T_cond_4E_caldo = T_vv_4E_in$$

{Admitindo líquido saturado}

$$x_cond_4E_caldo = 0$$

{Pressão de entrada na bomba [bar]}

$$Pe_bomba_4E_caldo = PRESSURE(Water; T=T_cond_4E_caldo; X=x_cond_4E_caldo)$$

{Entalpia de entrada na bomba [kJ/kg]}

$$he_bomba_4E_caldo = ENTHALPY(Water; T=T_cond_4E_caldo; X=x_cond_4E_caldo)$$

{Entropia de entrada na bomba [kJ/kg.K]}

$$se_bomba_4E_caldo = ENTROPY(Water; T=T_cond_4E_caldo; X=x_cond_4E_caldo)$$

{! =====}

{ESTADO Saída Iso Bomba 4 Efeito: Bomba_Out}

{Pressão isoentrópica de saída na bomba [bar]}

$$Ps_estrela_bomba_4E_caldo = P_atm$$

{Entropia isoentrópica de saída na bomba [kJ/kg.K]}

$$ss_estrela_bomba_4E_caldo = se_bomba_4E_caldo$$

{Entalpia isoentrópica de saída na bomba [kJ/kg]}

$$hs_estrela_bomba_4E_caldo = ENTHALPY(Water; P=Ps_estrela_bomba_4E_caldo; s=ss_estrela_bomba_4E_caldo)$$

{! =====}

{ESTADO Saída Bomba 4 Efeito: Bomba_Out}

{Pressão de saída na bomba [bar]}

$$Ps_bomba_4E_caldo = P_atm$$

{Entalpia de saída na bomba [kJ/kg]}

$$hs_bomba_4E_caldo = he_bomba_4E_caldo + (hs_estrela_bomba_4E_caldo - he_bomba_4E_caldo) / (efic_bombaF)$$

{Fluxo de saída da bomba [kg/s]}

$$m_saida_bomba_4E_caldo = m_cond_vapor_vegetal_4E_out$$

{Entropia de saída na bomba [kJ/kg.K]}

ss_bomba_4E_caldo = ENTROPY (Water;h=hs_bomba_4E_caldo;P=Ps_bomba_4E_caldo)

{Temperatura de saída na bomba [°C]}

T_s_condveg_bomba_4E_caldo = TEMPERATURE

(Water;h=hs_bomba_4E_caldo;P=Ps_bomba_4E_caldo)

{Trabalho na bomba [kW]}

W_bomba_4E_caldo = m_saida_bomba_4E_caldo * (hs_bomba_4E_caldo - he_bomba_4E_caldo)

Apêndice F – Unidade de Cozimento e Secagem do Açúcar

"=====

"! Parâmetros de Referência da Unidade de Cozimento e Cristalização "

{Brix do xarope que entra na Unidade de Cozimento [°Brix]}

Brix_xarope = Brix_caldo_4E_out

"!=====

"! Composição: Xarope - Mel - Magma - Massa Cozida - Açúcar "

B_xarope_A_in= Brix_xarope	{Brix do xarope que entra no cozedor A}
B_magma_A_in=0,88	{Brix do magma que entra no cozedor A}
B_melrico_A_in=0,80	{Brix do mel rico que entra no cozedor A}
B_massacoza_out=0,91	{Brix da massa cozida que sai do cozedor A}
B_melrico_centra_out=B_melrico_A_in	{Brix do mel rico que sai da centrífuga A}
B_melpobre_centra_out=0,75	{Brix do mel pobre que sai da centrífuga A}
B_granagem = 0,9	{Brix da granagem}
B_massacozaB = 0,95	{Brix da massa cozida que sai do cozedor B}
Pur_xarope_A_in=0,85	{Pureza do xarope que entra no cozedor A}
Pur_melrico_A_in=0,90	{Pureza do mel rico que entra no cozedor A}
Pur_magma_A_in=0,90	{Pureza do magma que entra no cozedor A}
Pur_massacoza_out=0,87	{Pureza da massa cozida que sai do cozedor A}
Pur_melrico_centra_out=Pur_melrico_A_in	{Pureza do mel rico que sai da centrífuga A}
Pur_melpobre_centra_out = 0,73	{Pureza do mel pobre que sai da centrífuga A}
Pur_granagem = 0,73	{Pureza da granagem}
Pur_massacozaB = 0,73	{Pureza da massa cozida que sai do cozedor B}
Pur_açucar_B = Pur_magma_A_in	{Pureza do açúcar B}

{Fração de AR (Glicose+Frutose) na massa de solúveis do xarope que entra no cozedor A}
AR_xarope_A_in=0,08

{Fração de AR (Glicose+Frutose) na massa de solúveis do mel rico que entra no cozedor A}
AR_melrico_A_in=0,02

{Fração de AR (Glicose+Frutose) na massa de solúveis do magma que entra no cozedor A}
AR_magma_A_in=0,03

{Fração de AR (Glicose+Frutose) na massa de solúveis da massa cozida que sai do cozedor A}
AR_massacoza_out=0,13

{Fração de AR (Glicose+Frutose) na massa de solúveis do mel rico que sai da centrífuga A}
AR_melrico_centra_out=AR_melrico_A_in

{Fração de AR (Glicose+Frutose) na massa de solúveis do mel pobre que sai da centrífuga A}
AR_melpobre_centra_out=0,1

{Fração de sais do xarope que entra no cozedor A}
sais_xarope_A_in = 0,12

{Fração de sais do mel rico que entra no cozedor A}
sais_melrico_A_in=0,08

{Fração de sais do magma que entra no cozedor A}
sais_magma_A_in=0,07

{Fração de sais do mel rico que sai da centrífuga A}
sais_melrico_centra_out=sais_melrico_A_in

{Fração de sais do mel pobre que sai da centrífuga A}
 $\text{sais_melpobre_centr_A_out} = 0,2$

{Fração de água injetada na centrífuga A para a lavagem do Mel Pobre}
 $\text{f_ag_centrifugaA_MP} = 0,007$

{Fração de água injetada na centrífuga A para a lavagem do Mel Rico}
 $\text{f_ag_centrifugaA_MR} = 0,003$

{Fração de água injetada na centrífuga B para a lavagem}
 $\text{f_ag_centrifugaB} = 0,04$

{Fração de umidade contida no açúcar A}
 $\text{f_um_açucar} = 0,02$

{Fração de umidade contida no açúcar B}
 $\text{f_um_açucar_B} = 0,02$

{Fração de sacarose contida no açúcar A}
 $\text{f_sac_açucar} = 0,8$

{Fração de sacarose contida no açúcar B}
 $\text{f_sac_açucar_B} = 0,8$

{Fração de mel pobre que vai para a granagem}
 $\text{f_melpobre_granagem} = 0,193$

{Fração de mel pobre que vai para do Cozedor B}
 $\text{f_melpobre_cozedorB} = 0,807$

"!=====

"! Fluxos "

{Vazão de xarope que entra no cozedor A [kg/s]}
 $\text{m_xarope_A_in} = \text{m_caldo_4E_out}$

{fator iterativo de mel rico que retorna para o Cozedor A}
 $\text{f_m_melrico_A_in} = 0,0983$

{fator iterativo de magma que entra no Cozedor A}
 $\text{f_m_magma_A_in} = 0,138$

{Vazão de mel rico que entra no cozedor A [kg/s]}
 $\text{m_melrico_A_in} = \text{f_m_melrico_A_in} * \text{m_xarope_A_in}$

{Vazão de magma que entra no cozedor A [kg/s]}
 $\text{m_magma_A_in} = \text{f_m_magma_A_in} * \text{m_xarope_A_in}$

"!=====

"! VERIFICAÇÃO DO PROCESSO ITERATIVO "

$\text{f_m_melrico_A} = \text{m_melrico_centr_out} / \text{m_xarope_A_in}$
 $\text{f_m_magma_A} = \text{m_magma} / \text{m_xarope_A_in}$

"!=====

{Temperatura do xarope que entra no cozedor A [°C]}
 $\text{T_xarope_A_in} = \text{T_caldo_4E_out}$

{Temperatura do vapor de processo que entra no cozedor A [°C]}
 $T_{vap_proc} = 135$

"!=====

"! Balanço de massas no Cozedor A "

"! XAROPE "

{Vazão de solúveis que entra no cozedor A [kg/s]}
 $m_{sol_xarope_A_in} = m_{xarope_A_in} \cdot B_{xarope_A_in}$

{Vazão de sacarose que entra no cozedor A [kg/s]}
 $m_{sacarose_xarope_A_in} = m_{sol_xarope_A_in} \cdot Pur_{xarope_A_in}$

{Vazão de AR (Glicose+Frutose) que entra no cozedor A [kg/s]}
 $m_{AR_xarope_A_in} = m_{sol_xarope_A_in} \cdot AR_{xarope_A_in}$

{Vazão de água que entra no cozedor A [kg/s]}
 $m_{agua_xarope_A_in} = (1 - B_{xarope_A_in}) \cdot m_{xarope_A_in}$

{Vazão de sais que entra no cozedor A [kg/s]}
 $m_{sais_xarope_A_in} = m_{sol_xarope_A_in} - (m_{sacarose_xarope_A_in} + m_{AR_xarope_A_in})$

{Vazão de solúveis sem sacarose no cozedor A [kg/s]}
 $m_{nsac_xarope_A_in} = m_{sol_xarope_A_in} - m_{sacarose_xarope_A_in}$

"! MEL RICO "

{Vazão de solúveis que entra no cozedor A [kg/s]}
 $m_{sol_melrico_A_in} = m_{melrico_A_in} \cdot B_{melrico_A_in}$

{Vazão de sacarose que entra no cozedor A [kg/s]}
 $m_{sacarose_melrico_A_in} = m_{sol_melrico_A_in} \cdot Pur_{melrico_A_in}$

{Vazão de AR (Glicose+Frutose) que entra no cozedor A [kg/s]}
 $m_{AR_melrico_A_in} = m_{sol_melrico_A_in} \cdot AR_{melrico_A_in}$

{Vazão de água que entra no cozedor A [kg/s]}
 $m_{agua_melrico_A_in} = (1 - B_{melrico_A_in}) \cdot m_{melrico_A_in}$

{Vazão de sais que entra no cozedor A [kg/s]}
 $m_{sais_melrico_A_in} = m_{sol_melrico_A_in} - (m_{sacarose_melrico_A_in} + m_{AR_melrico_A_in})$

{Vazão de solúveis sem sacarose no cozedor A [kg/s]}
 $m_{nsac_melrico_A_in} = m_{sol_melrico_A_in} - m_{sacarose_melrico_A_in}$

"! MAGMA B "

{Vazão de solúveis que entra no cozedor A [kg/s]}
 $m_{sol_magma_A_in} = m_{magma_A_in} \cdot B_{magma_A_in}$

{Vazão de sacarose que entra no cozedor A [kg/s]}
 $m_{sacarose_magma_A_in} = m_{sol_magma_A_in} \cdot Pur_{magma_A_in}$

{Vazão de AR (Glicose+Frutose) que entra no cozedor A [kg/s]}
 $m_{AR_magma_A_in} = m_{sol_magma_A_in} \cdot AR_{magma_A_in}$

{Vazão de água que entra no cozedor A [kg/s]}

$$m_{\text{agua_magma_A_in}} = (1 - B_{\text{magma_A_in}}) * m_{\text{magma_A_in}}$$

{Vazão de sais que entra no cozedor A [kg/s]}

$$m_{\text{sais_magma_A_in}} = m_{\text{sol_magma_A_in}} - (m_{\text{sacarose_magma_A_in}} + m_{\text{AR_magma_A_in}})$$

{Vazão de solúveis sem sacarose no cozedor A [kg/s]}

$$m_{\text{nsac_magma_A_in}} = m_{\text{sol_magma_A_in}} - m_{\text{sacarose_magma_A_in}}$$

"! MASSA COZIDA A "

{Vazão de sacarose da massa cozida A [kg/s]}

$$m_{\text{sacarose_massacozidaA_out}} = m_{\text{sacarose_xarope_A_in}} + m_{\text{sacarose_melrico_A_in}} + m_{\text{sacarose_magma_A_in}}$$

{Vazão de AR (Glicose+Frutose) que sai do cozedor A [kg/s]}

$$m_{\text{AR_massacozidaA_out}} = m_{\text{AR_xarope_A_in}} + m_{\text{AR_melrico_A_in}} + m_{\text{AR_magma_A_in}}$$

{Vazão de sais que sai do cozedor A [kg/s]}

$$m_{\text{sais_massacozidaA_out}} = m_{\text{sais_xarope_A_in}} + m_{\text{sais_melrico_A_in}} + m_{\text{sais_magma_A_in}}$$

{Vazão de solúveis que sai cozedor A [kg/s]}

$$m_{\text{sol_massacozidaA_out}} = m_{\text{sacarose_massacozidaA_out}} + m_{\text{AR_massacozidaA_out}} + m_{\text{sais_massacozidaA_out}}$$

{Vazão de água que sai do cozedor A [kg/s]}

$$m_{\text{agua_massacozidaA_out}} = m_{\text{sol_massacozidaA_out}} * ((1 - B_{\text{massacozA_out}}) / B_{\text{massacozA_out}})$$

{Vazão de massa cozida A que sai do cozedor A [kg/s]}

$$m_{\text{massacozidaA_out}} = m_{\text{agua_massacozidaA_out}} + m_{\text{sol_massacozidaA_out}}$$

{Vazão de solúveis sem sacarose no cozedor A [kg/s]}

$$m_{\text{nsac_massacozidaA_in}} = m_{\text{sol_massacozidaA_out}} - m_{\text{sacarose_massacozidaA_out}}$$

"! Vapor Vegetal no Cozedor A "

{Vazão de vapor vegetal que sai do cozedor A [kg/s]}

$$m_{\text{vapvegetal_A}} = (m_{\text{agua_xarope_A_in}} + m_{\text{agua_melrico_A_in}} + m_{\text{agua_magma_A_in}}) - m_{\text{agua_massacozidaA_out}}$$

"! Vapor de Processo no Cozedor A "

{calor específico do xarope que entra no Cozedor A [kJ/kg.°C]}

$$cp_{\text{xarope_CA_in}} = cp_{\text{H2O}} * (1 - B_{\text{xarope_A_in}}) + cp_{\text{solúveis}} * B_{\text{xarope_A_in}}$$

{calor específico da massa cozida que sai no Cozedor A [kJ/kg.°C]}

$$cp_{\text{MA_CA_out}} = cp_{\text{H2O}} * (1 - B_{\text{massacozA_out}}) + cp_{\text{solúveis}} * B_{\text{massacozA_out}}$$

{calor específico do magma que entra no Cozedor A [kJ/kg.°C]}

$$cp_{\text{magma_CA_in}} = cp_{\text{H2O}} * (1 - B_{\text{magma_A_in}}) + cp_{\text{solúveis}} * B_{\text{magma_A_in}}$$

{calor específico do mel rico que entra no Cozedor A [kJ/kg.°C]}

$$cp_{\text{melrico_CA_in}} = cp_{\text{H2O}} * (1 - B_{\text{melrico_A_in}}) + cp_{\text{solúveis}} * B_{\text{melrico_A_in}}$$

{temperatura do mel rico [°C]}

$$T_{\text{melrico_CA_out}} = 80$$

{temperatura do magma [°C]}

$$T_{\text{magma_CA_in}} = 80$$

{Pressão de operação do Cozedor A [bar]}

$P_{\text{xarope_CA}} = 0,6$

{temperatura de saída do vapor vegetal no Cozedor A [°C]}
 $T_{\text{vv_CA_out}} = \text{Temperature}(\text{Steam}; P=P_{\text{xarope_CA}}; x=0)$

{Equação de Crapiste e Lozano para determinação do ponto de ebulição do xarope no Cozedor A}
 $He_{\text{xarope_CA_in}} = m_{\text{xarope_A_in}} \cdot cp_{\text{xarope_CA_in}} \cdot T_{\text{xarope_A_in}}$
 $T_{\text{MA_CA_out}} = T_{\text{vv_CA_out}} + (0,030612 \cdot (B_{\text{massacozA_out}} \cdot 100))^0,0942) \cdot$
 $(\exp(0,05329 \cdot B_{\text{massacozA_out}} \cdot 100)) \cdot ((P_{\text{xarope_CA}} \cdot 100000)^0,1356)$

{fluxo de magma que entra no Cozedor A [kg/s]}
 $m_{\text{magma_CA_in}} = m_{\text{sol_magma_A_in}} + m_{\text{agua_magma_A_in}}$

{fluxo de mel rico que entra no Cozedor A [kg/s]}
 $m_{\text{melrico_CA_in}} = m_{\text{sol_melrico_A_in}} + m_{\text{agua_melrico_A_in}}$

{entalpia de entrada do magma no Cozedor A [kW]}
 $He_{\text{magma_CA_in}} = m_{\text{magma_CA_in}} \cdot cp_{\text{magma_CA_in}} \cdot T_{\text{magma_CA_in}}$

{entalpia de entrada do mel rico no Cozedor A [kW]}
 $He_{\text{melrico_CA_in}} = m_{\text{melrico_CA_in}} \cdot cp_{\text{melrico_CA_in}} \cdot T_{\text{melrico_CA_out}}$

{entalpia de entrada no Cozedor A [kW]}
 $He_{\text{CA_in}} = He_{\text{xarope_CA_in}} + He_{\text{magma_CA_in}} + He_{\text{melrico_CA_in}}$

{entalpia de saída da massa cozida no Cozedor A [kW]}
 $Hs_{\text{CA_out}} = m_{\text{massacozidaA_out}} \cdot cp_{\text{MA_CA_out}} \cdot T_{\text{MA_CA_out}}$

{entalpia do vapor de processo saturado [kJ/kg]}
 $h_{\text{vaporsat_CA}} = \text{ENTHALPY}(\text{Steam}; T=T_{\text{vap_proc}}; X=1)$

{entalpia do líquido saturado do vapor de processo [kJ/kg]}
 $h_{\text{liqsat_CA}} = \text{ENTHALPY}(\text{Steam}; T=T_{\text{vap_proc}}; X=0)$

{entalpia de mudança de fase do vapor de processo [kJ/kg]}
 $h_{\text{lv_vaporsat_CA}} = h_{\text{vaporsat_CA}} - h_{\text{liqsat_CA}}$

{entalpia do vapor vegetal saturado [kJ/kg]}
 $h_{\text{sat_vapor_vegetal_xarope}} = \text{ENTHALPY}(\text{Steam}; T=T_{\text{vv_CA_out}}; X=1)$

{entalpia do líquido saturado do vapor vegetal [kJ/kg]}
 $h_{\text{liq_vapor_vegetal_xarope}} = \text{ENTHALPY}(\text{Steam}; T=T_{\text{vv_CA_out}}; X=0)$

{entalpia de mudança de fase do vapor vegetal [kJ/kg]}
 $h_{\text{lv_vapveg_CA_out}} = h_{\text{sat_vapor_vegetal_xarope}} - h_{\text{liq_vapor_vegetal_xarope}}$

{entalpia do vapor vegetal que sai do Cozedor A [kW]}
 $H_{\text{vv_CA_out}} = m_{\text{vapvegetal_A}} \cdot h_{\text{sat_vapor_vegetal_xarope}}$

{fluxo de vapor de processo que entra no Pré-Evaporador [kg/s]}
 $m_{\text{vapor_processo_CA_in}} = (Hs_{\text{CA_out}} + H_{\text{vv_CA_out}} - He_{\text{CA_in}}) / h_{\text{lv_vaporsat_CA}}$

{fluxo de condensado de processo que sai do Pré-Evaporador [kg/s]}
 $m_{\text{cond_processo_CA_out}} = m_{\text{vapor_processo_CA_in}}$

"!===== "
 {temperatura do condensado de vapor de processo do Cozedor A [°C]}
 $T_{\text{cond_CA_out}} = T_{\text{vap_proc}}$

"!===== "

" Balanço de massas na Centrífuga A "

"! Água para Filtração "

{Vazão de água que entra na centrífuga A na primeira lavagem (Mel Pobre) [kg/s]}

$m_agua_centr_A_in_MP = f_ag_centrifugaA_MP * m_massacozidaA_out$

{Vazão de água que entra na centrífuga A na segunda lavagem (Mel Rico) [kg/s]}

$m_agua_centr_A_in_MR = f_ag_centrifugaA_MR * m_massacozidaA_out$

{Vazão total de água que entra na centrífuga A para a lavagem dos méis rico e pobre [kg/s]}

$m_agua_centr_A_in_total = m_agua_centr_A_in_MP + m_agua_centr_A_in_MR$

"!=====

"! EXTRAÇÃO DE AÇÚCAR "

{Vazão sacarose do de açúcar que sai da centrífuga A [kg/s]}

$m_sac_açucar = f_sac_açucar * m_sacarose_massacozidaA_out$

{Umidade do açúcar que sai da centrífuga A [kg/s]}

$umidade_aç = m_sac_açucar * (f_um_açucar / (1 - f_um_açucar))$

{Vazão de açúcar que sai da centrífuga A [kg/s]}

$m_açucar = m_sac_açucar + umidade_aç$

{Mel total que sai da centrífuga A (MR + MP) [kg/s]}

$m_mel_total_centr_out = m_massacozidaA_out + m_agua_centr_A_in_total - m_açucar$

"!=====

"! COMPOSIÇÃO MEL TOTAL DA CENTRÍFUGA A "

{Vazão de sacarose do mel total que sai da centrífuga A [kg/s]}

$m_sac_meltotal_centr = m_sacarose_massacozidaA_out - m_sac_açucar$

{Vazão de AR (Glicose+Frutose) do mel total que sai da centrífuga A [kg/s]}

$m_AR_meltotal_centr = m_AR_massacozidaA_out$

{Vazão de sais do mel total que sai da centrífuga A [kg/s]}

$m_sais_meltotal_centr = m_sais_massacozidaA_out$

{Vazão de água do mel total que sai da centrífuga A [kg/s]}

$m_agua_meltotal_centr = m_agua_massacozidaA_out + m_agua_centr_A_in_total - umidade_aç$

{Vazão de solúveis do mel total que sai da centrífuga A [kg/s]}

$m_sol_meltotal_centr = m_sac_meltotal_centr + m_AR_meltotal_centr + m_sais_meltotal_centr$

{Vazão de mel total que sai da centrífuga A [kg/s]}

$m_mel_total_centr = m_sol_meltotal_centr + m_agua_meltotal_centr$

{Brix do mel total no cesto da centrífuga A}

$B_meltotal = m_sol_meltotal_centr / m_mel_total_centr$

"!=====

"! COMPOSIÇÃO DO MEL RICO QUE SAI DA CENTRÍFUGA A "

{Vazão de mel rico que sai da centrífuga A [kg/s]}

$$m_melrico_centr_out = (m_sol_meltotal_centr - B_melpobre_centr_A_out * m_meltotal_centr) / (B_melrico_centr_A_out - B_melpobre_centr_A_out)$$

{Vazão de solúveis do mel rico que sai da centrífuga A [kg/s]}

$$m_sol_melrico_centr_out = m_melrico_centr_out * B_melrico_centr_A_out$$

{Vazão de sacarose do mel rico que sai da centrífuga A [kg/s]}

$$m_sacarose_melrico_centr_out = m_sol_melrico_centr_out * Pur_melrico_centr_A_out$$

{Vazão de água do mel rico que sai da centrífuga A [kg/s]}

$$m_agua_melrico_centr_out = (1 - B_melrico_centr_A_out) * m_melrico_centr_out$$

"!=====

"! COMPOSIÇÃO DO MEL POBRE QUE SAI DA CENTRÍFUGA A "

{Vazão de mel pobre que sai da centrífuga A [kg/s]}

$$m_melpobre_centr_out = m_meltotal_centr - m_melrico_centr_out$$

{Vazão de solúveis do mel pobre que sai da centrífuga A [kg/s]}

$$m_sol_melpobre_centr_out = m_sol_meltotal_centr - m_sol_melrico_centr_out$$

{Vazão de sacarose do mel pobre que sai da centrífuga A [kg/s]}

$$m_sacarose_melpobre_centr_out = m_sac_meltotal_centr - m_sacarose_melrico_centr_out$$

{Vazão de água do mel pobre que sai da centrífuga A [kg/s]}

$$m_agua_melpobre_centr_out = m_agua_meltotal_centr - m_agua_melrico_centr_out$$

"!=====

"! COMPOSIÇÃO DO MEL POBRE QUE VAI PARA A GRANAGEM "

{Vazão de mel pobre que vai para a granagem [kg/s]}

$$m_melpobre_granagem = m_melpobre_centr_out * f_melpobre_granagem$$

{Vazão de solúveis do mel pobre que vai para a granagem [kg/s]}

$$m_sol_melpobre_granagem = m_sol_melpobre_centr_out * f_melpobre_granagem$$

{Vazão de sacarose do mel pobre que vai para a granagem [kg/s]}

$$m_sacarose_melpobre_granagem = m_sacarose_melpobre_centr_out * f_melpobre_granagem$$

{Vazão de água do mel pobre que vai para a granagem [kg/s]}

$$m_agua_melpobre_granagem = m_agua_melpobre_centr_out * f_melpobre_granagem$$

"!=====

"! COMPOSIÇÃO DO MEL POBRE QUE VAI PARA O COZEDOR B "

{Vazão de mel pobre que vai para o cozedor B [kg/s]}

$$m_melpobre_cozedorB = m_melpobre_centr_out * f_melpobre_cozedorB$$

{Vazão de solúveis do mel pobre que vai para o cozedor B [kg/s]}

$$m_sol_melpobre_cozedorB = m_sol_melpobre_centr_out * f_melpobre_cozedorB$$

{Vazão de sacarose do mel pobre que vai para o cozedor B [kg/s]}

$$m_sacarose_melpobre_cozedorB = m_sacarose_melpobre_centr_out * f_melpobre_cozedorB$$

{Vazão de água do mel pobre que vai para o cozedor B [kg/s]}

$$m_agua_melpobre_cozedorB = m_agua_melpobre_centr_out * f_melpobre_cozedorB$$

"=====

"! Balanço de massas na unidade de granagem "

"! COMPOSIÇÃO DA GRANAGEM "

{Vazão de solúveis da granagem [kg/s]}

$m_{sol_granagem} = m_{sol_melpobre_granagem}$

{Vazão de água da engranagem [kg/s]}

$m_{agua_granagem} = m_{sol_granagem} * ((1 - B_{granagem}) / B_{granagem})$

{Vazão de granagem que sai do cozedor de granagem [kg/s]}

$m_{granagem} = m_{sol_granagem} + m_{agua_granagem}$

{Vazão de vapor vegetal que sai do cozedor de granagem [kg/s]}

$m_{vapvegetal_CG} = m_{melpobre_granagem} - m_{granagem}$

{Vazão de sacarose que sai do cozedor de granagem [kg/s]}

$m_{sacarose_granagem} = m_{sacarose_melpobre_granagem}$

"! Vapor de Processo no Cozedor de Granagem "

{calor específico do mel pobre que entra no Cozedor de Granagem [kJ/kg.°C]}

$cp_{melpobre_CG_in} = cp_{H2O} * (1 - B_{melpobre_centr_A_out}) + cp_{solúveis} * B_{melpobre_centr_A_out}$

{calor específico da massa de granagem que sai do Cozedor de Granagem [kJ/kg.°C]}

$cp_{granagem_CG_out} = cp_{H2O} * (1 - B_{granagem}) + cp_{solúveis} * B_{granagem}$

{temperatura do mel pobre que entra no Cozedor de Granagem [°C]}

$T_{melpobre_CG_in} = 60$

{pressão de operação do Cozedor de Granagem [bar]}

$P_{granagem_CG} = 0,6$

{temperature do vapor vegetal que sai do Cozedor de Granagem [°C]}

$T_{vv_CG_out} = \text{Temperature}(\text{Steam}; P = P_{granagem_CG}; x = 0)$

{Equação de Crapiste e Lozano para determinação do ponto de ebulição no Cozedor de Granagem}

$T_{granagem_CG_out} = T_{vv_CG_out} + (0,030612 * ((B_{granagem} * 100))^{0,0942}) * (\exp(0,05329 * B_{granagem})) * ((P_{granagem_CG} * 100000)^{0,1356})$

{entalpia do mel pobre que entra no Cozedor de Granagem [kW]}

$He_{melpobre_CG_in} = m_{melpobre_granagem} * cp_{melpobre_CG_in} * T_{melpobre_CG_in}$

{entalpia da massa de granagem que sai do Cozedor de Granagem [kW]}

$Hs_{granagem_CG_out} = m_{granagem} * cp_{granagem_CG_out} * T_{granagem_CG_out}$

{entalpia do vapor de processo saturado [kJ/kg]}

$h_{vaporsat_CG} = \text{ENTHALPY}(\text{Steam}; T = T_{vap_proc}; X = 1)$

{entalpia do líquido saturado do vapor de processo [kJ/kg]}

$h_{liqsat_CG} = \text{ENTHALPY}(\text{Steam}; T = T_{vap_proc}; X = 0)$

{entalpia de mudança de fase do vapor de processo [kJ/kg]}

$h_{lv_vaporsat_CG} = h_{vaporsat_CG} - h_{liqsat_CG}$

{entalpia do vapor vegetal saturado [kJ/kg]}

$h_{sat_vapor_vegetal_granagem} = \text{ENTHALPY}(\text{Steam}; T = T_{vv_CG_out}; X = 1)$

```

{entalpia do líquido saturado do vapor vegetal [kJ/kg]}
h_liq_vapor_vegetal_granagem = ENTHALPY(Steam;T=T_vv_CG_out;X=0)

{entalpia de mudança de fase do vapor vegetal [kJ/kg]}
h_lv_vapveg_Granagem= h_sat_vapor_vegetal_granagem - h_liq_vapor_vegetal_granagem

{entalpia do vapor vegetal que sai do Cozedor de Granagem [kW]}
H_vv_CG_out = m_vapvegetal_CG *h_sat_vapor_vegetal_granagem

{fluxo de vapor de processo que entra no Pré-Evaporador [kg/s]}
m_vapor_processo_CG_in = (Hs_granagem_CG_out + H_vv_CG_out - He_melpobre_CG_in) /
h_lv_vaporsat_CG

{fluxo de condensado de processo que sai do Pré-Evaporador [kg/s]}
m_cond_processo_CG_out = m_vapor_processo_CG_in

"!=====
{temperatura do condensado de processo do Cozedor de Granagem [°C]}
T_cond_CG_out = T_vap_proc

"!=====
{Vazão de massa cozida B aproximada que sai do cozedor B [kg/s]}
m_massacozidaB_estimada = m_granagem + m_melpobre_cozedorB

PORCENTAGEM = m_granagem/m_massacozidaB_estimada

" =====

"!          BALANÇO DE MASSA QUE ENTRA NO COZEDOR B          "

{Vazão da massa que entra no cozedor B [kg/s]}
m_cozedorB_in = m_granagem + m_melpobre_cozedorB

{Vazão de solúveis que entra no cozedor B [kg/s]}
m_sol_cozedorB_in = m_sol_granagem + m_sol_melpobre_cozedorB
{Vazão de água que entra no cozedor B [kg/s]}
m_agua_cozedorB_in = m_agua_granagem + m_agua_melpobre_cozedorB

{Vazão de sacarose que entra no cozedor B [kg/s]}
m_sacarose_cozedorB_in = m_sacarose_granagem + m_sacarose_melpobre_cozedorB

"!=====

"!          MASSA COZIDA B          "

{Vazão de solúveis que saem na massa cozida B [kg/s]}
m_sol_massacozidaB = m_sol_cozedorB_in

{Vazão de sacarose que saem na massa cozida B [kg/s]}
m_sacarose_massacozidaB = m_sacarose_melpobre_centra_out

{Vazão de água que sai na massa cozida B [kg/s]}
m_agua_massacozidaB = m_sol_massacozidaB*((1-B_massacozidaB)/B_massacozidaB)

{Vazão da massa cozida B que sai do cozedor B [kg/s]}
m_massacozidaB = m_sol_massacozidaB + m_agua_massacozidaB

{Vazão de vapor vegetal que sai do cozedor B [kg/s]}
m_vapvegetal_B = m_cozedorB_in - m_massacozidaB

```

"! Vapor de Processo no Cozedor B "

{calor específico do mel pobre que entra no Cozedor B [kJ/kg.°C]}

$cp_melpobre_CB_in = cp_H_2O \cdot (1 - B_melpobre_centr_A_out) + cp_solúveis \cdot B_melpobre_centr_A_out$

{calor específico da massa cozida que sai do Cozedor B [kJ/kg.°C]}

$cp_massacozidaB_CB_out = cp_H_2O \cdot (1 - B_massacozidaB) + cp_solúveis \cdot B_massacozidaB$

{temperatura do mel pobre que entra no Cozedor B [°C]}

$T_melpobre_CB_in = 60$

{pressão de operação do Cozedor B [bar]}

$P_magma_CB = 0,6$

{temperature do vapor vegetal que sai do Cozedor B [°C]}

$T_vv_CB_out = \text{Temperature}(\text{Steam}; P=P_magma_CB; x=0)$

{Equação de Crapiste e Lozano para determinação do ponto de ebulição da massa no Cozedor B}

$T_MB_CB_out = T_vv_CB_out + (0,030612 \cdot ((B_massacozidaB \cdot 100))^0,0942) \cdot (\exp(0,05329 \cdot B_massacozidaB)) \cdot ((P_magma_CB \cdot 100000)^0,1356)$

{entalpia do mel pobre que entra o Cozedor B [kW]}

$He_melpobre_CB_in = m_melpobre_cozedorB \cdot cp_melpobre_CB_in \cdot T_melpobre_CB_in$

{entalpia do magma de granagem que entra no Cozedor B [kW]}

$He_magma_granagem_CB_in = Hs_granagem_CG_out$

{entalpia de entrada no Cozedor B [kW]}

$He_CB_in = He_melpobre_CB_in + He_magma_granagem_CB_in$

{entalpia da massa cozida que sai do Cozedor B [kW]}

$Hs_MB_CB_out = m_massacozidaB \cdot cp_massacozidaB_CB_out \cdot T_MB_CB_out$

{entalpia do vapor de processo saturado [kJ/kg]}

$h_vaporsat_CB = \text{ENTHALPY}(\text{Steam}; T=T_vap_proc; X=1)$

{entalpia do líquido saturado do vapor de processo [kJ/kg]}

$h_liqsat_CB = \text{ENTHALPY}(\text{Steam}; T=T_vap_proc; X=0)$

{entalpia de mudança de fase do vapor de processo [kJ/kg]}

$h_lv_vaporsat_CB = h_vaporsat_CB - h_liqsat_CB$

{entalpia do vapor vegetal saturado [kJ/kg]}

$h_sat_vapor_vegetal_magma = \text{ENTHALPY}(\text{Steam}; T=T_vv_CB_out; X=1)$

{entalpia do líquido saturado do vapor vegetal [kJ/kg]}

$h_liq_vapor_vegetal_magma = \text{ENTHALPY}(\text{Steam}; T=T_vv_CB_out; X=0)$

{entalpia de mudança de fase do vapor vegetal [kJ/kg]}

$h_lv_vapveg_CozedorB = h_sat_vapor_vegetal_magma - h_liq_vapor_vegetal_magma$

{entalpia do vapor vegetal que sai do Cozedor B [kW]}

$H_vv_CB_out = m_vapvegetal_B \cdot h_sat_vapor_vegetal_magma$

{fluxo de vapor de processo que entra no Pré-Evaporador [kg/s]}

$m_vapor_processo_CB_in = (Hs_MB_CB_out + H_vv_CB_out - He_CB_in) / h_lv_vaporsat_CB$

{fluxo de condensado de processo que sai do Pré-Evaporador [kg/s]}

$m_{\text{cond_processo_CB_out}} = m_{\text{vapor_processo_CB_in}}$

"!===== "
 {temperatura do condensado de processo que sai do Cozedor de Granagem [°C]}
 $T_{\text{cond_CB_out}} = T_{\text{vap_proc}}$

"!===== "

"! CENTRÍFUGA B "

{Vazão de água que entra na centrífuga B [kg/s]}
 $m_{\text{agua_centr_B_in}} = f_{\text{ag_centrifugaB}} * m_{\text{massacozidaB}}$

{Vazão sacarose de açúcar que sai da centrífuga B [kg/s]}
 $m_{\text{sac_açucar_B}} = f_{\text{sac_açucar_B}} * m_{\text{sacarose_massacozidaB}}$

{Vazão de solúveis do açúcar B [kg/s]}
 $m_{\text{sol_açucar_B}} = m_{\text{sac_açucar_B}} / \text{Pur_açucar_B}$

{Umidade do açúcar que sai da centrífuga B [kg/s]}
 $\text{umidade_aç_B} = m_{\text{sol_açucar_B}} * (f_{\text{um_açucar_B}} / (1 - f_{\text{um_açucar_B}}))$

{Vazão de açúcar que sai da centrífuga B [kg/s]}
 $m_{\text{açucar_B}} = m_{\text{sol_açucar_B}} + \text{umidade_aç_B}$

"!===== "

"! MEL FINAL "

{Mel Final que sai da centrífuga B para a destilaria [kg/s]}
 $m_{\text{melfinal}} = m_{\text{massacozidaB}} + m_{\text{agua_centr_B_in}} - m_{\text{açucar_B}}$

{Vazão de sacarose do mel final que sai da centrífuga B [kg/s]}
 $m_{\text{sacarose_melfinal}} = m_{\text{sacarose_massacozidaB}} - m_{\text{sac_açucar_B}}$

{Vazão de água do mel final que sai da centrífuga B [kg/s]}
 $m_{\text{agua_melfinal}} = m_{\text{agua_massacozidaB}} + m_{\text{agua_centr_B_in}} - \text{umidade_aç_B}$

{Vazão de solúveis do mel final que sai na centrífuga B [kg/s]}
 $m_{\text{sol_melfinal}} = m_{\text{melfinal}} - m_{\text{agua_melfinal}}$

{Vazão de solúveis sem sacarose do mel final [kg/s]}
 $m_{\text{AR_melfinal}} = m_{\text{sol_melfinal}} - m_{\text{sacarose_melfinal}}$

"!===== "

"! DILUIDOR DO MAGMA B "

{Vazão de água do MAGMA B que entra no cozedor A [kg/s]}
 $m_{\text{agua_magma}} = m_{\text{sol_açucar_B}} * ((1 - B_{\text{magma_A_in}}) / B_{\text{magma_A_in}})$

{Vazão de solúveis do MAGMA B que entra no cozedor A [kg/s]}
 $m_{\text{sol_magma}} = m_{\text{sol_açucar_B}}$

{Vazão de MAGMA B que entra no cozedor A [kg/s]}
 $m_{\text{magma}} = m_{\text{sol_magma}} + m_{\text{agua_magma}}$

{Vazão de água adicionada no diluidor de magma [kg/s]}
 $m_{\text{agua_diluidor}} = m_{\text{agua_magma}} - \text{umidade_aç_B}$

{Vazão de sacarose do MAGMA B que entra no cozedor A [kg/s]}

$m_{\text{sacarose_magma}} = m_{\text{sol_magma}} \cdot \text{Pur_magma_A_in}$

{Vazão de solúveis sem sacarose do MAGMA B que entra no cozedor A [kg/s]}

$m_{\text{nsac_magma}} = m_{\text{sol_magma}} - m_{\text{sacarose_magma}}$

"!=====

Apêndice G – Unidade de Fermentação Alcoólica

```

"!                               UNIDADE DE PREPARAÇÃO DO MOSTO                               "

{fluxo de caldo que entra na preparação do mosto [kg/s]}
m_caldo_mosto_in = m_caldo_clarif_álcool

{fluxo de água que compõe o caldo que entra na preparação do mosto [kg/s]}
m_agua_caldo_mosto_in = m_água_caldo_clarif_álcool

{fluxo de solúveis contido no caldo que entra na preparação do mosto [kg/s]}
m_soluveis_caldo_mosto_in = m_soluveis_caldo_clarif_álcool

{fluxo de sacarose contida no caldo que entra na preparação do mosto [kg/]}
m_sacarose_caldo_mosto_in = m_soluveis_caldo_mosto_in * f_sacarose_soluveis

{fluxo de AR contida no caldo que entra na preparação do mosto [kg/s]}
m_AR_caldo_mosto_in = m_soluveis_caldo_mosto_in*f_AR_soluveis

{fluxo de outros componentes contidos no caldo que entra na preparação do mosto [kg/s]}
m_outros_caldo_mosto_in = m_soluveis_caldo_mosto_in*f_outros_soluveis

{fluxo de mel final destinado à preparação do mosto [kg/s]}
m_melfinal_mosto_in = m_melfinal

{fluxo de água do mel final destinado à preparação do mosto [kg/s]}
m_agua_melfinal_mosto_in = m_agua_melfinal

{fluxo de solúveis do mel final destinado à preparação do mosto [kg/s]}
m_soluveis_melfinal_mosto_in = m_sol_melfinal

{fluxo de sacarose do mel final destinado à preparação do mosto [kg/s]}
m_sacarose_melfinal_mosto_in = m_sacarose_melfinal

{fluxo de AR do mel final destinado à preparação do mosto [kg/s]}
m_AR_melfinal_mosto_in = m_soluveis_melfinal_mosto_in - m_sacarose_melfinal_mosto_in -
m_outros_melfinal_mosto_in

{fluxo de outros elementos do mel final destinado à preparação do mosto [kg/s]}
m_outros_melfinal_mosto_in = m_sais_xarope_A_in

"=====

{Pureza do mel final}
Pureza_melfinal = (m_sacarose_melfinal_mosto_in + m_AR_melfinal_mosto_in) /
m_soluveis_melfinal_mosto_in

{Brix do mel final}
Brix_melfinal = m_soluveis_melfinal_mosto_in / m_melfinal_mosto_in

"=====

{fluxo de mosto que entra na unidade de preparação do mosto [kg/s]}
m_mosto_in = m_caldo_mosto_in + m_melfinal_mosto_in

{Brix do caldo da preparação do mosto}
Brix_caldo_mosto_in = m_soluveis_caldo_mosto_in / (m_soluveis_caldo_mosto_in +
m_agua_caldo_mosto_in)

{Brix do mel final da preparação do mosto}

```

$$\text{Brix_melfinal_mosto_in} = \text{m_soluveis_melfinal_mosto_in} / (\text{m_soluveis_melfinal_mosto_in} + \text{m_agua_melfinal_mosto_in})$$

{Brix do mosto}

$$\text{Brix_mosto_in} = (\text{m_soluveis_melfinal_mosto_in} + \text{m_soluveis_caldo_mosto_in}) / \text{m_mosto_in}$$

{fator de conversão da sacarose em AR}

$$\text{f_conv_sac_AR} = 1,05263$$

{fator de água na quebra da sacarose}

$$\text{f_agua_quebra_sac} = \text{f_conv_sac_AR} - 1$$

{fluxo de AR convertido da sacarose [kg/s]}

$$\text{m_AR_Inv_mosto_out} = (\text{m_sacarose_caldo_mosto_in} + \text{m_sacarose_melfinal_mosto_in}) * \text{f_conv_sac_AR}$$

{fluxo de AR total do mosto [kg/s]}

$$\text{m_AR_total_mosto_out} = \text{m_AR_Inv_mosto_out} + \text{m_AR_melfinal_mosto_in} + \text{m_AR_caldo_mosto_in}$$

{fluxo de sacarose no mosto [kg/s]}

$$\text{m_sacarose_mosto_in} = \text{m_sacarose_caldo_mosto_in} + \text{m_sacarose_melfinal_mosto_in}$$

{fluxo de água resultante da quebra da sacarose do mosto [kg/s]}

$$\text{m_agua_quebra_sac} = \text{m_sacarose_mosto_in} * \text{f_agua_quebra_sac}$$

{fluxo de solúveis que sai da preparação do mosto [kg/s]}

$$\text{m_soluveis_mosto_out} = \text{m_AR_total_mosto_out} + \text{m_outros_caldo_mosto_in} + \text{m_outros_melfinal_mosto_in}$$

{fluxo de sais que saem da preparação do mosto [kg/s]}

$$\text{m_sais_mosto_out} = \text{m_outros_caldo_mosto_in} + \text{m_outros_melfinal_mosto_in}$$

{fluxo de água que entra na preparação do mosto [kg/s]}

$$\text{m_agua_mosto_in} = \text{m_agua_caldo_mosto_in} + \text{m_agua_melfinal_mosto_in}$$

{fluxo de água que sai da preparação do mosto [kg/s]}

$$\text{m_agua_mosto_out} = \text{m_agua_mosto_in} - \text{m_agua_quebra_sac}$$

{fluxo de mosto que sai depois da preparação [kg/s]}

$$\text{m_mosto_out} = \text{m_agua_mosto_out} + \text{m_soluveis_mosto_out}$$

{Brix do mosto depois da preparação [kg/s]}

$$\text{Brix_mosto_out} = \text{m_soluveis_mosto_out} / \text{m_mosto_out}$$

{Calor liberado no processo de invertase da sacarose [kJ/kg]}

$$\text{dh_inv_sac} = 10$$

$$\text{Q_dot_inv_sac} = \text{dh_inv_sac} * \text{m_sacarose_mosto_in}$$

"! Conservação de massa"

$$\text{delta_mosto} = 1 - ((\text{m_mosto_in}) / \text{m_mosto_out})$$

"! ===== DORNA ====="

"! ===== Dados do fermento ===== "

$$\text{f_fermento} = 0,20$$

{fração de fermento}

$$\text{f_levedura_fermento} = 0,4$$

{fração da levedura na composição do fermento}

$$\text{f_insumos_fermento} = 0,01$$

{fração de insumos adicionais na composição do fermento}

{fluxo de fermento que entra na dorna [kg/s]}

$m_fermento = f_fermento * m_mosto_out$

{fluxo de levedura que entra juntamente com o fermento na dorna [kg/s]}

$m_levedura_fermento = f_levedura_fermento * m_fermento$

{fluxo de insumos que entra juntamente com o fermento na dorna [kg/s]}

$m_insumos_fermento = f_insumos_fermento * m_fermento$

{fluxo de água que entra juntamente com o fermento na dorna [kg/s]}

$m_agua_fermento = m_fermento - (m_levedura_fermento + m_insumos_fermento)$

"! ===== Dados da água de lavagem do CO2 ===== "

$f_agua_lavagem_CO2 = 0,027$ {fator de água de lavagem de CO2}

"! ===== Dados relativos à fermentação anaeróbica de AR ===== "

$f_AR_Met = 0,99$ {fator de metabolização de AR}

$f_AR_Met_etanol = 0,465$ {fator de etanol em função do AR que foi metabolizado}

$f_AR_Met_CO2 = 0,465$ {fator de CO2 em função do AR que foi metabolizado}

$f_AR_Met_glicerol = 0,038$ {fator de glicerol em função do AR que foi metabolizado}

$f_AR_Met_acidos = 0,015$ {fator de ácidos em função do AR que foi metabolizado}

$f_AR_Met_biomassa_gerada = 0,015$ {fator de biomassa em função do AR que foi metabolizado}

$f_AR_Met_fusel = 0,002$ {fator de óleo fusel em função do AR que foi metabolizado}

$f_CHON_levedura = 0,92$ {rendimento da fermentação}

$M_CHON_levedura = 144$ {fator de massa total de levedura gerada}

$M_CHO_levedura = 130$ {fator de massa de levedura gerada segundo eficiência}

{fator de levedura gerada no processo de fermentação segundo eficiência}

$f_CHO_levedura = f_CHON_levedura * M_CHO_levedura / M_CHON_levedura$

"! ===== Dados relativos à extração de resíduos decantados no fundo da dorna ===== "

$f_decantacao_resíduos_dorna = 0,01$

$f_biomassa_decantada_dorna = 0,8$

"! ===== Dados na entrada da dorna ===== "

{fluxo de mosto que entra na dorna [kg/s]}

$m_mosto_dorna_in = m_mosto_out$

{fluxo de AR que compõe o mosto que entra na dorna [kg/s]}

$m_AR_mosto_dorna_in = m_AR_total_mosto_out$

{fluxo de água que compõe o mosto que entra na dorna [kg/s]}

$m_agua_mosto_dorna_in = m_agua_mosto_out$

{fluxo de sais contidos no mosto que entra na dorna [kg/s]}

$m_sais_mosto_dorna_in = m_sais_mosto_out$

"! ===== "

{fluxo de fermento que entra na dorna [kg/s]}

$m_fermento_dorna_in = m_fermento$

{fluxo de levedura contida no fermento que entra na dorna [kg/s]}

$m_levedura_fermento_dorna_in = m_levedura_fermento$

{fluxo de insumos adicionados que entra no fermento que entra na dorna [kg/s]}

$m_insumos_fermento_dorna_in = m_insumos_fermento$

```

{fluxo de água contida no fermento que entra na dorna [kg/s]}
m_agua_fermento_dorna_in = m_agua_fermento

"! ===== "
{fluxo de água de lavagem de CO2 [kg/s]}
m_agua_lavagem_CO2_dorna_in = f_agua_lavagem_CO2 * m_caldo_mosto_in

"! ===== "

{fluxo mássico total que entra na dorna de fermentação [kg/s]}
m_dorna_in = m_mosto_dorna_in + m_fermento_dorna_in + m_agua_lavagem_CO2_dorna_in

{fluxo total de água que entra na dorna de fermentação [kg/s]}
m_agua_dorna_in = m_agua_mosto_dorna_in + m_agua_fermento_dorna_in +
m_agua_lavagem_CO2_dorna_in

{Brix do conteúdo da dorna de fermentação}
Brix_dorna_in = (m_dorna_in - m_agua_dorna_in) / m_dorna_in

"! =====          Dados na saída da dorna          ===== "

{fluxo total de massa na dorna em função do AR metabolizado [kg/s]}
m_AR_Met_dorna = f_AR_Met * m_AR_mosto_dorna_in

{fluxo de AR que sai da dorna [kg/s]}
m_AR_dorna_out = (1 - f_AR_Met) * m_AR_mosto_dorna_in

{fluxo de etanol que sai da dorna de fermentação [kg/s]}
m_etanol_dorna_out = f_AR_Met_etanol * m_AR_Met_dorna

{fluxo de CO2 que sai da dorna de fermentação [kg/s]}
m_CO2_dorna_out = f_AR_Met_CO2 * m_AR_Met_dorna

{fluxo de glicerol que sai da dorna de fermentação [kg/s]}
m_glicerol_dorna_out = f_AR_Met_glicerol * m_AR_Met_dorna

{fluxo de óleo fusel que sai da dorna de fermentação [kg/s]}
m_fusel_dorna_out = f_AR_Met_fusel * m_AR_Met_dorna

"! === Fluxos Mássicos gerados na Dorna ===== "

{fluxo de biomassa gerada na dorna [kg/s]}
m_CHO_biomassa_gerada_dorna = f_AR_Met_biomassa_gerada * m_AR_Met_dorna

{fluxo de levedura gerada na dorna [kg/s]}
m_levedura_gerada_dorna = m_CHO_biomassa_gerada_dorna / f_CHO_levedura

{fluxo de outros componentes da levedura gerados na dorna [kg/s]}
m_outros_levedura_gerada_dorna = m_levedura_gerada_dorna - m_CHO_biomassa_gerada_dorna

{fluxo de levedura total na dorna [kg/s]}
m_levedura_dorna = m_levedura_fermento_dorna_in + m_levedura_gerada_dorna

{fluxo de ácidos gerados do AR metabolizado [kg/s]}
m_AR_Met_acidos = f_AR_Met_acidos * m_AR_Met_dorna

{fluxo de outros elementos na dorna [kg/s]}
m_outros_dorna = m_sais_mosto_dorna_in + m_insumos_fermento_dorna_in -
m_outros_levedura_gerada_dorna

```

```

{fluxo de extração de resíduos da dorna [kg/s]}
m_extracao_residuos_dorna = f_decantacao_residuos_dorna * m_outros_dorna

{fluxo de extração de leveduras mortas da dorna [kg/s]}
m_extracao_leveduras_dorna = f_biomassa_decantada_dorna * m_levedura_gerada_dorna

"! ===== "

{fluxo de resíduos de decantação da dorna [kg/s]}
m_res_dec_dorna_out = m_extracao_residuos_dorna + m_extracao_leveduras_dorna

{fluxo de levedura que sai da dorna de fermentação [kg/s]}
m_levedura_dorna_out = m_levedura_dorna - m_extracao_leveduras_dorna

{fluxo de água que sai da dorna de fermentação [kg/s]}
m_agua_dorna_out = m_agua_mosto_dorna_in + m_agua_fermento_dorna_in +
m_agua_lavagem_CO2_dorna_in

{fluxo de outros componentes que saem da dorna de fermentação [kg/s]}
m_outros_dorna_out = m_outros_dorna - m_extracao_residuos_dorna

"! ===== "

{fluxo de vinho que sai da dorna de fermentação [kg/s]}
m_vinho_dorna_out = m_AR_dorna_out + m_etanol_dorna_out + m_glicerol_dorna_out +
m_fusel_dorna_out + m_levedura_dorna_out + m_outros_dorna_out + m_agua_dorna_out +
m_AR_Met_acidos

"! ===== "

{fluxo total que sai da dorna de fermentação [kg/s]}
m_dorna_out = m_vinho_dorna_out + m_CO2_dorna_out + m_res_dec_dorna_out

"! ===== Verificação da conservação de massa ===== "

dm_dorna = 1 - m_dorna_out / m_dorna_in

"! ===== CENTRÍFUGA ===== "

"! ===== Dados relativos à extração do leite de levedura e do vinho deslevedurado ===== "

f_agua_LL = 0,8 {fator de água do leite de levedura}
f_agua_diluição = f_agua_LL {fator de água de diluição do leite de levedura}

{fator de vinho deslevedurado}
f_levedura_vinho_deslev = 1 - f_biomassa_decantada_dorna

"! ===== Dados na entrada da unidade de centrifugação ===== "

{fluxo de vinho que entra na centrífuga [kg/s]}
m_vinho_centrif_in = m_vinho_dorna_out

{fluxo de AR que entra na centrífuga [kg/s]}
m_AR_centri_in = m_AR_dorna_out

{fluxo de etanol que entra na centrífuga [kg/s]}
m_etanol_centri_in = m_etanol_dorna_out

{fluxo de glicerol que entra na centrífuga [kg/s]}
m_glicerol_centri_in = m_glicerol_dorna_out

```

```

{fluxo de óleo fusel que entra na centrífuga [kg/s]}
m_fusel_cent্র_in = m_fusel_dorna_out

{fluxo de outros elementos que entram na centrífuga [kg/s]}
m_outros_cent্র_in = m_outros_dorna_out

{fluxo de levedura que entra na centrífuga [kg/s]}
m_levedura_cent্র_in = m_levedura_dorna_out

{fluxo de água proveniente da dorna que entra na centrífuga [kg/s]}
m_agua_cent্র_in = m_agua_dorna_out

{fluxo de ácidos que entram na centrífuga [kg/s]}
m_acidos_cent্র_in = m_AR_Met_acidos

{fluxo de água contida no leite de levedura que entra na centrífuga [kg/s]}
m_agua_LL = f_agua_LL * m_levedura_cent্র_in

{fluxo de água de diluição que entra na centrífuga [kg/s]}
m_agua_diluição_cent্র_in = f_agua_diluição * m_agua_LL

"! ===== "
{fluxo total que entra na centrífuga [kg/s]}

m_cent্রifuga_in = m_vinho_cent্রif_in + m_agua_diluição_cent্র_in

"! =====          Dados na saída da unidade de centrifugação          ===== "

{fluxo de leveduras que sai da centrífuga [kg/s]}
m_levedura_cent্র_out = f_levedura_vinho_deslev * m_levedura_gerada_dorna

{fluxo de levedura contida no leite de levedura [kg/s]}
m_levedura_LL_cent্র_out = m_levedura_cent্র_in - m_levedura_cent্র_out

{fluxo de água do leite de levedura [kg/s]}
m_agua_LL_cent্র_out = m_agua_LL

{fluxo total do leite de levedura que sai da centrífuga [kg/s]}
m_LL_cent্র_out = m_levedura_LL_cent্র_out + m_agua_LL_cent্র_out

{fluxo de AR que sai da centrífuga [kg/s]}
m_AR_cent্র_out = m_AR_cent্র_in

{fluxo de etanol que sai da centrífuga [kg/s]}
m_etanol_cent্র_out = m_etanol_cent্র_in

{fluxo de glicerol que sai da centrífuga [kg/s]}
m_glicerol_cent্র_out = m_glicerol_cent্র_in

{fluxo de óleo fusel que sai da centrífuga [kg/s]}
m_fusel_cent্র_out = m_fusel_cent্র_in

{fluxo de outros elementos que saem da centrífuga [kg/s]}
m_outros_cent্র_out = m_outros_cent্র_in

{fluxo de água que sai da centrífuga [kg/s]}
m_agua_cent্র_out = m_agua_cent্র_in + m_agua_diluição_cent্র_in - m_agua_LL_cent্র_out

{fluxo de ácidos que saem da centrífuga [kg/s]}

```

$m_acidos_centr_out = m_acidos_centr_in$

"! ===== "

{fluxo de vinho deslevedurado que sai da centrífuga [kg/s]}

$m_vinho_deslev_centr_out = m_AR_centr_out + m_etanol_centr_out + m_glicerol_centr_out +$
 $m_fusel_centr_out + m_outros_centr_out + m_agua_centr_out + m_levedura_centr_out +$
 $m_acidos_centr_out$

{fluxo de solúveis do vinho deslevedurado [kg/s]}

$m_soluveis_vinho_deslev = m_AR_centr_out + m_glicerol_centr_out + m_fusel_centr_out +$
 $m_outros_centr_out + m_levedura_centr_out + m_acidos_centr_out$

"! ===== "

{fluxo total que sai da centrífuga [kg/s]}

$m_centrifuga_out = m_vinho_deslev_centr_out + m_LL_centr_out$

"! ===== Conservação de Massa da Centrífuga ===== "

$dm_centrifuga = 1 - m_centrifuga_out / m_centrifuga_in$

"! ===== PÉ DE CUBA ===== "

"! ===== Dados relativos ao tratamento do fermento no pé de cuba ===== "

"! ===== Dados na entrada do pe de cuba ===== "

{fluxo de leite de levedura que entra no pé de cuba [kg/s]}

$m_LL_pdcuba_in = m_LL_centr_out$

{fluxo de levedura contida no leite de levedura que entra no pé de cuba [kg/s]}

$m_levedura_LL_pdcuba_in = m_levedura_LL_centr_out$

{fluxo de água contida no leite de levedura que entra no pé de cuba [kg/s]}

$m_agua_LL_pdcuba_in = m_agua_LL_centr_out$

{fluxo de insumos que entram no pé de cuba [kg/s]}

$m_insumos_pdcuba_in = m_insumos_fermento$

{fluxo de água que entra no pé de cuba [kg/s]}

$m_agua_pdcuba_in = m_agua_fermento - m_agua_LL_pdcuba_in$

"! ===== "

{fluxo total que entra no pé de cuba [kg/s]}

$m_pdcuba_in = m_LL_pdcuba_in + m_insumos_pdcuba_in + m_agua_pdcuba_in$

"! ===== Dados na saída do pe de cuba ===== "

{fluxo total que sai do pé de cuba (ou seja, o fermento para nova fermentação) [kg/s]}

$m_pdcuba_out = m_fermento$

"! ===== Conservação de Massa no Pé de Cuba ===== "

$dm_pdcuba = 1 - m_pdcuba_out / m_pdcuba_in$

"! ===== "

Apêndice H – Unidade de Destilação

ro_etanol = 0,79 {densidade do etanol}
 ro_vinho = 1,05 {densidade do vinho}
 ro_agua = 1,0 {densidade da água}

{Grau etanólico 1}
 $GL1 = (m_etanol_centr_out / ro_etanol) / (m_vinho_deslev_centr_out / ro_vinho) * 100$

{Grau etanólico 2}
 $GL2 = (m_etanol_centr_out / ro_etanol) / (m_agua_centr_out / ro_agua) * 100$

"! ===== COLUNA A ===== "

{Pressão interna da Coluna A [bar]}
 P_colA = 1,2

{Concentração de etanol no flegma [°G]}
 GL_flegma = 0,60

{fator de etanol contido no flegma}
 $f_massica_etanol_flegma = GL_flegma * ro_etanol$

{fator de refluxo da coluna A}
 f_refluxo_colA = 1,5

{fluxo de vinho que entra na Coluna A [kg/s]}
 $m_vinho_colA_in = m_vinho_deslev_centr_out$

{fluxo de etanol que entra na Coluna A [kg/s]}
 $m_etanol_colA_in = m_etanol_centr_out$

{fluxo de etanol contido no flegma que sai da Coluna A [kg/s]}
 $m_etanol_flegma_out = m_etanol_colA_in$

{fluxo de água contida no flegma que sai da Coluna A [kg/s]}
 $m_agua_flegma_out = (m_etanol_flegma_out - (f_massica_etanol_flegma * (m_etanol_flegma_out + m_fusel_centr_out))) / f_massica_etanol_flegma$

{fluxo de flegma que sai da coluna A [kg/s]}
 $m_flegma_colA_out = m_agua_flegma_out + m_etanol_flegma_out + m_fusel_centr_out$

{fluxo de vinhaça que sai da coluna A [kg/s]}
 $m_vinhaça_colA_out = m_vinho_colA_in - m_flegma_colA_out$

{fluxo de solúveis contidos na vinhaça que sai da coluna A [kg/s]}
 $m_solúveis_vinhaça = m_solúveis_vinho_deslev - m_fusel_centr_out$

{fluxo de água contida na vinhaça que sai da coluna A [kg/s]}
 $m_agua_vinhaça = m_vinhaça_colA_out - m_solúveis_vinhaça$

{fluxo de retorno proveniente do refluxo que retorna para a coluna A [kg/s]}
 $m_refluxo_colA = f_refluxo_colA * m_flegma_colA_out$

{fluxo total que sai do topo da coluna A [kg/s]}
 $m_vap_colA_sup = m_flegma_colA_out + m_refluxo_colA$

"===== "
 "conservação de massa"

$$dm_colA = 1 - ((m_vinho_colA_in + m_refluxo_colA) / (m_vinhaça_colA_out + m_vap_colA_sup))$$

" Consumo de vapor de processo na Coluna A de Destilação "

"=====

{entalpia da vinhaça [kJ/kg.K]}

h_agua_vinhaça = Enthalpy (water; P=P_colA; x = 0)

{calor específico da vinhaça ~água [kJ/kg*K]}

cp_vinhaça = 4,18

{entalpia do flegma vapor saturado [kJ/kg]}

h_flegma_vapor_sat = 460 * 4,184

{entalpia do flegma líquido saturado [kJ/kg]}

h_flegma_liquido_sat = 52 * 4,184

{entalpia do vinho que entra na Coluna A [kJ/kg]}

h_vinho_colA = 95 * 4,184

{entalpia de mudança de fase do vapor de processo [kJ/kg]}

h_lv_vap_proc_colA = h_lv_vaporsat_CA

{entalpia da vinhaça que sai da Coluna A [kW]}

H_vinhaça_colA_out = m_vinhaça_colA_out * h_agua_vinhaça

{entalpia do vinho [kW]}

H_vinho = h_vinho_colA * m_vinho_colA_in

{entalpia do vapor de topo da Coluna A [kW]}

H_vapor_colA_sup = m_vap_colA_sup * h_flegma_vapor_sat

{entalpia do refluxo da Coluna A [kW]}

H_refluxo_colA_in = m_refluxo_colA * h_flegma_liquido_sat

{fluxo de vapor de processo na Coluna A [kg/s]}

m_vap_proc_colA_in = (H_vinhaça_colA_out + H_vapor_colA_sup - (H_vinho + H_refluxo_colA_in)) / h_lv_vap_proc_colA

{fluxo de condensado de processo que sai da Coluna A [kg/s]}

m_cond_vap_proc_colA_out = m_vap_proc_colA_in

{razão de vapor de processo demandado em função da produção de etanol}

R_vapor_etanol = m_vap_proc_colA_in / (m_etanol_flegma_out / ro_etanol)

"!=====

{temperatura do condensado de processo da Coluna A [°C]}

T_cond_colunaA_out = T_vap_proc

"!=====

"! =====

COLUNA B

===== "

{Pressão interna da Coluna B [bar]}

P_colB = 0,8

{Concentração de etanol no álcool hidratado [° GL]}

GL_alcool_hidra = 0,96

{conversão para massa do etanol hidratado}

$f_{\text{massica_etanol_hidra}} = GL_{\text{alcool_hidra}} * ro_{\text{etanol}}$

{razão de refluxo na Coluna B}

$f_{\text{refluxo_colB}} = 1,5$

{fluxo de flegma que entra na Coluna B [kg/s]}

$m_{\text{flegma_colB_in}} = m_{\text{flegma_colA_out}}$

{fluxo de etanol que entra na Coluna B [kg/s]}

$m_{\text{etanol_colB_in}} = m_{\text{etanol_flegma_out}}$

{fluxo de etanol contido no álcool hidratado [kg/s]}

$m_{\text{etanol_alcool_hidra_out}} = m_{\text{etanol_colB_in}}$

{fluxo de água contida no etanol hidratado [kg/s]}

$m_{\text{agua_etanol_hidra_out}} = (m_{\text{etanol_alcool_hidra_out}} - (f_{\text{massica_etanol_hidra}} * (m_{\text{etanol_alcool_hidra_out}}))) / f_{\text{massica_etanol_hidra}}$

{fluxo de álcool hidratado que sai da Coluna B [kg/s]}

$m_{\text{alcool_hidra_colB_out}} = m_{\text{agua_etanol_hidra_out}} + m_{\text{etanol_alcool_hidra_out}}$

{fluxo de óleo fusel que sai da Coluna B [kg/s]}

$m_{\text{oleo_fusel_colB_out}} = m_{\text{fusel_centr_out}}$

{fluxo de flegmaça que sai da Coluna B [kg/s]}

$m_{\text{flegmaça_colB_out}} = m_{\text{flegma_colB_in}} - m_{\text{alcool_hidra_colB_out}} - m_{\text{oleo_fusel_colB_out}}$

{fluxo da recirculação da Coluna B [kg/s]}

$m_{\text{refluxo_colB}} = f_{\text{refluxo_colB}} * m_{\text{alcool_hidra_colB_out}}$

{fluxo de vapor total que sai do topo na Coluna B [kg/s]}

$m_{\text{vap_colB_sup}} = m_{\text{alcool_hidra_colB_out}} + m_{\text{refluxo_colB}}$

"=====

"conservação de massa"

$dm_{\text{colB}} = 1 - ((m_{\text{flegma_colB_in}} + m_{\text{refluxo_colB}}) / (m_{\text{flegmaça_colB_out}} + m_{\text{vap_colB_sup}} + m_{\text{oleo_fusel_colB_out}}))$

$Brix_{\text{vinhaça}} = m_{\text{soluveis_vinhaça}} / m_{\text{vinhaça_colA_out}}$

" Consumo de vapor de processo na Coluna B de Destilação "

"=====+=====

{entalpia da flegmaça [kJ/kg]}

$h_{\text{agua_flegmaça}} = \text{Enthalpy}(\text{water}; P=P_{\text{colB}}; x=0)$

{calor específico da flegmaça [kJ/kg.K]}

$cp_{\text{flegmaça}} = 4,18$

{entalpia do vapor saturado de etanol [kJ/kg]}

$h_{\text{etanol_vapor_sat}} = 340 * 4,184$

{entalpia do líquido saturado de etanol [kJ/kg]}

$h_{\text{etanol_liquido_sat}} = 58 * 4,184$

{entalpia de mudança de fase do vapor de processo [kJ/kg]}

$h_{\text{lv_vap_proc_colB}} = h_{\text{lv_vaporsat_CA}}$

{entalpia da flegmaça da Coluna B [kW]}

$H_{\text{flegmaça_colB_out}} = m_{\text{flegmaça_colB_out}} * h_{\text{agua_flegmaça}}$

{entalpia do flegma da Coluna B [kW]}

$H_{\text{flegma}} = h_{\text{flegma_liquido_sat}} * m_{\text{flegma_colB_in}}$

{entalpia do vapor de topo da Coluna B [kW]}

$H_{\text{vapor_colB_sup}} = m_{\text{vap_colB_sup}} * h_{\text{etanol_vapor_sat}}$

{entalpia do refluxo da Coluna B [kW]}

$H_{\text{refluxo_colB_in}} = m_{\text{refluxo_colB}} * h_{\text{etanol_liquido_sat}}$

{fluxo de vapor de processo da Coluna B [kg/s]}

$m_{\text{vap_proc_colB_in}} = (H_{\text{flegma_colB_out}} + H_{\text{vapor_colB_sup}} - (H_{\text{flegma}} + H_{\text{refluxo_colB_in}})) / h_{\text{lv_vap_proc_colB}}$

{fluxo de condensado do vapor de processo da coluna B [kg/s]}

$m_{\text{cond_vap_proc_colB_out}} = m_{\text{vap_proc_colB_in}}$

{razão de injeção de vapor de processo em função da produção de etanol hidratado}

$R_{\text{vapor_etanol_colB}} = m_{\text{vap_proc_colB_in}} / (m_{\text{etanol_alcool_hidra_out}} / ro_{\text{etanol}})$

"!=====

{temperatura do condensado de processo da Coluna B [°C]}

$T_{\text{cond_colunaB_out}} = T_{\text{vap_proc}}$

"!=====

"!=====

"! Peneira Molecular "

"!=====

" dados do processo "

{Fator de álcool hidratado que vai para a peneira molecular}

$Mix_{\text{alcool_anidro}} = 0,20$

{Concentração de etanol no álcool hidratado [° GL]}

$GL_{\text{alcool_anidro}} = 0,995$

{conversão mássica do etanol anidro}

$f_{\text{massica_etanol_anidro}} = GL_{\text{alcool_anidro}} * ro_{\text{etanol}}$

" dados do álcool hidratado que vai para a peneira molecular "

{Fluxo mássico do álcool hidratado [kg /s]}

$m_{\text{al_hidr_pen_mol}} = Mix_{\text{alcool_anidro}} * m_{\text{alcool_hidra_colB_out}}$

" dados do álcool hidratado que não vai para a peneira molecular "

{Fluxo mássico do álcool hidratado [kg /s]}

$m_{\text{al_hidr_final}} = (1 - Mix_{\text{alcool_anidro}}) * m_{\text{alcool_hidra_colB_out}}$

{Fluxo mássico de álcool hidratado que entra na peneira molecular [kg/s]}

$m_{\text{al_hidr_peneira_in}} = m_{\text{alcool_hidra_colB_out}} * Mix_{\text{alcool_anidro}}$

" dados do álcool anidro na saída da peneira molecular "

{Fluxo mássico de álcool presente no álcool anidro [kg álcool /s]}

$m_{\text{etanol_al_anidro}} = Mix_{\text{alcool_anidro}} * m_{\text{etanol_alcool_hidra_out}}$

{Fluxo mássico de água presente no álcool anidro [kg álcool /s]}

$m_{\text{agua_al_anidro}} = (m_{\text{etanol_al_anidro}} - (f_{\text{massica_etanol_anidro}} * (m_{\text{etanol_al_anidro}}))) / f_{\text{massica_etanol_anidro}}$

{Fluxo mássico do álcool anidro [kg /s]}

$m_{\text{alcoool_anidro}} = m_{\text{etanol_al_anidro}} + m_{\text{agua_al_anidro}}$

" dados da água na saída da peneira molecular "

{Fluxo mássico de água que sai da peneira molecular [kg /s]}

$m_{\text{agua_pe_mol}} = (Mix_{\text{alcoool_anidro}} * m_{\text{agua_etanol_hidra_out}}) - m_{\text{agua_al_anidro}}$

"=====

"Vapor de processo para evaporar a solução hidroetanólica antes de entrar na peneira molecular"

"=====

{entalpia do vapor saturado de etanol anidro (as entalpias do álcool hidratado e do anidro são muito próximas) [kJ/kg]}

$h_{\text{etanol_anidro_vapor_sat}} = 338 * 4,184$

{entalpia do líquido saturado de etanol anidro [kJ/kg]}

$h_{\text{etanol_anidro_liquido_sat}} = 56 * 4,184$

{entalpia de mudança de fase do vapor de processo [kJ/kg]}

$h_{\text{lv_vap_proc_peneira}} = h_{\text{lv_vap_proc_colB}}$

{entalpia de mudança de fase do etanol [kJ/kg]}

$h_{\text{lv_etanol}} = h_{\text{etanol_anidro_vapor_sat}} - h_{\text{etanol_anidro_liquido_sat}}$

{entalpia do álcool hidratado que entra na peneira [kW]}

$H_{\text{alc_hidra_peneira_in}} = m_{\text{al_hidr_peneira_in}} * h_{\text{etanol_liquido_sat}}$

{entalpia do álcool anidro que sai da peneira [kW]}

$H_{\text{alc_hidra_peneira_out}} = m_{\text{alcoool_anidro}} * h_{\text{etanol_vapor_sat}}$

{fluxo de vapor de processo necessário na peneira molecular [kg/s]}

$m_{\text{vap_proc_peneira}} = (H_{\text{alc_hidra_peneira_out}} - H_{\text{alc_hidra_peneira_in}}) / h_{\text{lv_vap_proc_peneira}}$

{fluxo de condensado de vapor de processo na peneira [kg/s]}

$m_{\text{cond_vap_proc_peneira}} = m_{\text{vap_proc_peneira}}$

"!=====

{temperatura do condensado de processo da peneira [°C]}

$T_{\text{cond_peneira_out}} = T_{\text{vap_proc}}$

"!=====

"=====

"Consumo de água de resfriamento na coluna A (Hipótese)"

"=====

{entalpia de mudança de fase do flegma [kJ/kg]}

$h_{\text{lv_flegma}} = h_{\text{flegma_vapor_sat}} - h_{\text{flegma_liquido_sat}}$

{calor específico da água de resfriamento [kJ/kg.°C]}

$cp_{\text{agua_resfr}} = 4,180$

{variação de temperatura da água de resfriamento}

$\Delta T_{\text{agua_resfr}} = 30$

{carga térmica do condensador da Coluna A [kW]}

$$Q_{\text{condensador_colA}} = m_{\text{vap_colA_sup}} * h_{\text{lv_flegma}}$$

{fluxo de água de resfriamento na Coluna A [kg/s] - não será utilizada, pois se tem a proposta de utilizar a carga termina no pré-evaporador da vinhaça}

$$m_{\text{agua_resfr_col_A}} = (Q_{\text{condensador_colA}}) / (c_{p_agua_resfr} * \Delta T_{\text{agua_resfr}})$$

Apêndice I – Unidade de Concentração da Vinhaça

```
"!=====
"CONCENTRAÇÃO DE VINHAÇA - OSMOSE REVERSA"
"!=====
```

```
{Temperatura de entrada da vinhaça no sistema de Osmose Reversa [°C]}
T_vinhaça_OR_in = 40
```

```
{Brix de saída da vinhaça após o processo de osmose reversa}
B_vinhaça_OR = Brix_vinhaça + 0,05
```

```
{fluxo de vinhaça concentrada que sai da unidade de osmose reversa [kg/s]}
m_vinhaça_concentrada_OR = m_solueis_vinhaça / B_vinhaça_OR
```

```
{fluxo de água contida na vinhaça concentrada [kg/s]}
m_agua_vinhaça_concentrada_OR = m_vinhaça_concentrada_OR - m_solueis_vinhaça
```

```
{fluxo de água do permeado resultante do processo de filtração da vinhaça na osmose reversa [kg/s]}
m_agua_permeado_OR = m_vinhaça_colA_out - m_vinhaça_concentrada_OR
```

```
"!=====
"CONCENTRAÇÃO DE VINHAÇA - EVAPORADORES MÚLTIPLO EFEITO"
"!=====
```

```
"! Pré-Evaporador"
```

```
{brix da vinhaça que entra no Pré-Evaporador}
Brix_vinhaça_pre_evap_in = B_vinhaça_OR
```

```
{temperatura da vinhaça na entrada do Pré-Evaporador [°C]}
T_vinhaça_pre_evap_in = 100
```

```
Pressão de trabalho no Pré-Evaporador da vinhaça [bar]}
P_pre_vinhaça = 0,8
```

```
{variação do brix desejável na saída do Pré Evaporador}
Delta_brix_pre_vinhaça = 0,02205
```

```
{fluxo de água da vinhaça que entra no Pré-Evaporador [kg/s]}
m_agua_vinhaça_pre_evap_in = m_agua_vinhaça_concentrada_OR
```

```
{fluxo de solúveis contido na vinhaça que entra no Pré-Evaporador [kg/s]}
m_soluv_vinhaça_pre_evap_in = m_solueis_vinhaça
```

```
{fluxo de vinhaça na entrada do Pré-Evaporador [kg/s]}
m_vinhaça_pre_evap_in = m_vinhaça_concentrada_OR
```

```
{temperatura do vapor vegetal que sai do pré-evaporador da vinhaça [°C]}
T_vv_pre_vinhaça_out = Temperature (Steam;P=P_pre_vinhaça ; x=0)
```

```
{Brix da vinhaça na saída do Pré-Evaporador}
Brix_vinhaça_pre_evap_out = Brix_vinhaça_pre_evap_in + Delta_brix_pre_vinhaça
```

```
{Equação de Crapiste e Lozano}
T_vinhaça_pre_ebulicao_out = T_vv_pre_vinhaça_out +
(0,03*((Brix_vinhaça_pre_evap_out*100))^0,094)*(exp(0,053*Brix_vinhaça_pre_evap_out*100))
*((P_pre_vinhaça*100000)^0,135)
```

```
{fluxo de solúveis contido no caldo que sai do Pré-Evaporador [kg/s]}
```

$m_{\text{soluv_vinhaça_pre_evap_out}} = m_{\text{soluv_vinhaça_pre_evap_in}}$

{fluxo de água contido na vinhaça que sai do Pré-Evaporador [kg/s]}

$m_{\text{agua_vinhaça_pre_evap_out}} = (m_{\text{soluv_vinhaça_pre_evap_out}} * (1 - \text{Brix_vinhaça_pre_evap_out})) / \text{Brix_vinhaça_pre_evap_out}$

{fluxo de vinhaça que sai do pré-evaporador [kg/s]}

$m_{\text{vinhaça_pre_evap_out}} = m_{\text{soluv_vinhaça_pre_evap_out}} + m_{\text{agua_vinhaça_pre_evap_out}}$

{fluxo de vapor vegetal que sai do Pré-Evaporador [kg/s]}

$m_{\text{vapveg_vinhaça_pre_evap_out}} = m_{\text{agua_vinhaça_pre_evap_in}} - m_{\text{agua_vinhaça_pre_evap_out}}$

{entalpia de entrada no Pré-Evaporador [kW]}

$He_{\text{pre_vinhaça_in}} = m_{\text{vinhaça_pre_evap_in}} * cp_{\text{vinhaça_Pre_in}} * (T_{\text{vinhaça_pre_evap_in}})$

{entalpia de saída no Pré-Evaporador [kW]}

$Hs_{\text{pre_vinhaça_out}} = m_{\text{vinhaça_pre_evap_out}} * cp_{\text{vinhaça_Pre_out}} * (T_{\text{vinhaça_pre_ebulicao_out}})$

{calor específico da vinhaça no Pré-Evaporador [kJ/kg.K]}

$cp_{\text{vinhaça_Pre_in}} = cp_{\text{H2O}} * (1 - \text{Brix_vinhaça_pre_evap_in}) + cp_{\text{soluveis_vinhaça}} * \text{Brix_vinhaça_pre_evap_in}$

{calor específico da vinhaça na saída do Pré-Evaporador [kJ/kg.K]}

$cp_{\text{vinhaça_Pre_out}} = cp_{\text{H2O}} * (1 - \text{Brix_vinhaça_pre_evap_out}) + cp_{\text{soluveis_vinhaça}} * \text{Brix_vinhaça_pre_evap_out}$

{entalpia de vapor saturado do vapor vegetal [kJ/kg]}

$h_{\text{sat_vv_vinhaça_pre}} = \text{ENTHALPY}(\text{Steam}; T=T_{\text{vv_pre_vinhaça_out}}; X=1)$

{entalpia do vapor vegetal que sai do Pré-Evaporador [kW]}

$H_{\text{vv_vinhaça_pre_out}} = m_{\text{vapveg_vinhaça_pre_evap_out}} * h_{\text{sat_vv_vinhaça_pre}}$

{balanço de energia}

$\Delta_{\text{Pre_Vinhaça}} = 1 - ((Hs_{\text{pre_vinhaça_out}} + H_{\text{vv_vinhaça_pre_out}}) / (He_{\text{pre_vinhaça_in}} + (Q_{\text{alcool_hidratado}})))$

"!=====

"! 1º Efeito"

{pressão de operação no 1º Efeito [bar]}

$P_{1E_vinhaça} = 0,6$

{brix da vinhaça que entra no 1º Efeito}

$\text{Brix_vinhaça_1E_in} = \text{Brix_vinhaça_pre_evap_out}$

{variação o brix no 1º Efeito}

$\Delta_{\text{brix_1E_vinhaça}} = 0,0409$

{brix da vinhaça que sai do 1º Efeito}

$\text{Brix_vinhaça_1E_out} = \text{Brix_vinhaça_1E_in} + \Delta_{\text{brix_1E_vinhaça}}$

{fluxo de vinhaça que entra no 1º Efeito [kg/s]}

$m_{\text{vinhaça_1E_in}} = m_{\text{vinhaça_pre_evap_out}}$

{temperatura do vapor vegetal que entra no 1º Efeito [°C]}

$T_{\text{vv_1E_vinhaça_in}} = T_{\text{vv_pre_vinhaça_out}}$

{temperatura do vapor vegetal que sai no 1º Efeito [°C]}

$T_{\text{vv_1E_vinhaça_out}} = \text{Temperature}(\text{Steam}; P=P_{1E_vinhaça}; x=0)$

{temperatura da vinhaça que entra no 1° Efeito [°C]}

$T_{\text{vinhaça_1E_in}} = T_{\text{vinhaça_pre_ebulicao_out}}$

{Equação de Crapiste e Lozano}

$T_{\text{vinhaça_1E_out}} = T_{\text{vv_1E_vinhaça_out}} +$

$(0,03 \cdot (\text{Brix_vinhaça_1E_out} \cdot 100)^{0,094}) \cdot \exp(0,053 \cdot \text{Brix_vinhaça_1E_out} \cdot 100) \cdot (P_{\text{1E_vinhaça}} \cdot 1000)^{0,135}$

{fluxo de vapor vegetal que entra no 1° Efeito [kg/s]}

$m_{\text{vapveg_vinhaça_1E_in}} = m_{\text{vapveg_vinhaça_pre_evap_out}}$

{fluxo de água contida na vinhaça que entra no 1° Efeito [kg/s]}

$m_{\text{agua_vinhaça_1E_in}} = m_{\text{agua_vinhaça_pre_evap_out}}$

{fluxo de solúveis contidos na vinhaça que entra no 1° Efeito [kg/s]}

$m_{\text{soluv_vinhaça_1E_in}} = m_{\text{soluv_vinhaça_pre_evap_out}}$

{fluxo de solúveis contidos na vinhaça que sai no 1° Efeito [kg/s]}

$m_{\text{soluv_vinhaça_1E_out}} = m_{\text{soluv_vinhaça_1E_in}}$

{fluxo de água contida na vinhaça que sai no 1° Efeito [kg/s]}

$m_{\text{agua_vinhaça_1E_out}} = (m_{\text{soluv_vinhaça_1E_out}} \cdot (1 - \text{Brix_vinhaça_1E_out})) / \text{Brix_vinhaça_1E_out}$

{fluxo de vapor vegetal que sai no 1° Efeito [kg/s]}

$m_{\text{vapveg_vinhaça_1E_out}} = m_{\text{agua_vinhaça_1E_in}} - m_{\text{agua_vinhaça_1E_out}}$

{fluxo de condensado vegetal que sai no 1° Efeito [kg/s]}

$m_{\text{cond_vapveg_vinhaça_1E_out}} = m_{\text{vapveg_vinhaça_1E_in}}$

{fluxo de vinhaça que sai no 1° Efeito [kg/s]}

$m_{\text{vinhaça_1E_out}} = m_{\text{soluv_vinhaça_1E_out}} + m_{\text{agua_vinhaça_1E_out}}$

{entalpia do vapor vegetal saturado [kJ/kg]}

$h_{\text{sat_vv_vinhaça_1E_out}} = \text{ENTHALPY}(\text{Steam}; T=T_{\text{vv_1E_vinhaça_out}}; X=1)$

{entalpia do vapor vegetal saturado [kJ/kg]}

$h_{\text{sat_vv_vinhaça_1E_in}} = \text{ENTHALPY}(\text{Steam}; T=T_{\text{vv_1E_vinhaça_in}}; X=1)$

{entalpia do líquido saturado do vapor vegetal [kJ/kg]}

$h_{\text{liqsat_vv_vinhaça_1E_in}} = \text{ENTHALPY}(\text{Steam}; T=T_{\text{vv_1E_vinhaça_in}}; X=0)$

{entalpia de mudança de fase do vapor vegetal [kJ/kg]}

$h_{\text{lv_vapsat_vv_vinhaça_1E_in}} = h_{\text{sat_vv_vinhaça_1E_in}} - h_{\text{liqsat_vv_vinhaça_1E_in}}$

{calor específico dos solúveis da vinhaça [kJ/kg.K]}

$cp_{\text{soluveis_vinhaça}} = 1,270$

{calor específico da vinhaça que entra no 1° Efeito [kJ/kg.K]}

$cp_{\text{vinhaça_1E_out}} = cp_{\text{H2O}} \cdot (1 - \text{Brix_vinhaça_1E_out}) + cp_{\text{soluveis_vinhaça}} \cdot \text{Brix_vinhaça_1E_out}$

{entalpia na entrada do 1° Efeito [kW]}

$He_{\text{vinhaça_1E_in}} = Hs_{\text{pre_vinhaça_out}}$

{entalpia na saída do 1° Efeito [kW]}

$Hs_{\text{vinhaça_1E_out}} = m_{\text{vinhaça_1E_out}} \cdot cp_{\text{vinhaça_1E_out}} \cdot (T_{\text{vinhaça_1E_out}} - T_{\text{ref}})$

{entalpia do vapor vegetal na saída do 1° Efeito [kW]}

$$H_{vv_vinhaça_1E_out} = m_{vapveg_vinhaça_1E_out} * h_{sat_vv_vinhaça_1E_out}$$

{carga térmica do 1° Efeito [kW]}

$$Q_{vinhaça_1E} = m_{vapveg_vinhaça_1E_in} * h_{lv_vapsat_vv_vinhaça_1E_in}$$

{balanço de energia}

$$\Delta_{vinhaça_H_1E} = (H_{e_vinhaça_1E_in} + Q_{vinhaça_1E}) / (H_{s_vinhaça_1E_out} + H_{vv_vinhaça_1E_out}) - 1$$

"!=====

"! 2° Efeito"

{pressão de operação no 2° Efeito [bar]}

$$P_{2E_vinhaça} = 0,4$$

{brix da vinhaça que entra no 2° Efeito}

$$Brix_{vinhaça_2E_in} = Brix_{vinhaça_1E_out}$$

{variação o brix no 2° Efeito}

$$\Delta_{brix_2E_vinhaça} = 0,10045$$

{brix da vinhaça que sai do 2° Efeito}

$$Brix_{vinhaça_2E_out} = Brix_{vinhaça_2E_in} + \Delta_{brix_2E_vinhaça}$$

{fluxo de vinhaça que entra no 2° Efeito [kg/s]}

$$m_{vinhaça_2E_in} = m_{vinhaça_1E_out}$$

{temperatura do vapor vegetal que entra no 2° Efeito [°C]}

$$T_{vv_2E_vinhaça_in} = T_{vv_1E_vinhaça_out}$$

{temperatura do vapor vegetal que sai no 2° Efeito [°C]}

$$T_{vv_2E_vinhaça_out} = \text{Temperature (Steam; } P=P_{2E_vinhaça}; x=0)$$

{temperatura da vinhaça que entra no 2° Efeito [°C]}

$$T_{vinhaça_2E_in} = T_{vinhaça_1E_out}$$

{Equação de Crapiste e Lozano}

$$T_{vinhaça_2E_out} = T_{vv_2E_vinhaça_out} + (0,03 * (Brix_{vinhaça_2E_out} * 100)^{0,094}) * \exp(0,053 * Brix_{vinhaça_2E_out} * 100) * (P_{2E_vinhaça} * 100000)^{0,135}$$

{fluxo de vapor vegetal que entra no 2° Efeito [kg/s]}

$$m_{vapveg_vinhaça_2E_in} = m_{vapveg_vinhaça_1E_out}$$

{fluxo de água contida na vinhaça que entra no 2° Efeito [kg/s]}

$$m_{agua_vinhaça_2E_in} = m_{agua_vinhaça_1E_out}$$

{fluxo de solúveis contidos na vinhaça que entra no 2° Efeito [kg/s]}

$$m_{soluv_vinhaça_2E_in} = m_{soluv_vinhaça_1E_out}$$

{fluxo de solúveis contidos na vinhaça que sai no 2° Efeito [kg/s]}

$$m_{soluv_vinhaça_2E_out} = m_{soluv_vinhaça_2E_in}$$

{fluxo de água contida na vinhaça que sai no 2° Efeito [kg/s]}

$$m_{agua_vinhaça_2E_out} = (m_{soluv_vinhaça_2E_out} * (1 - Brix_{vinhaça_2E_out})) / Brix_{vinhaça_2E_out}$$

{fluxo de vapor vegetal que sai no 2° Efeito [kg/s]}

$$m_{vapveg_vinhaça_2E_out} = m_{agua_vinhaça_2E_in} - m_{agua_vinhaça_2E_out}$$

{fluxo de condensado vegetal que sai no 2º Efeito [kg/s]}

$$m_{\text{cond_vapveg_vinhaça_2E_out}} = m_{\text{vapveg_vinhaça_2E_in}}$$

{fluxo de vinhaça que sai no 2º Efeito [kg/s]}

$$m_{\text{vinhaça_2E_out}} = m_{\text{soluv_vinhaça_2E_out}} + m_{\text{agua_vinhaça_2E_out}}$$

{entalpia do vapor vegetal saturado [kJ/kg]}

$$h_{\text{sat_vv_vinhaça_2E_out}} = \text{ENTHALPY}(\text{Steam}; T=T_{\text{vv_2E_vinhaça_out}}; X=1)$$

{entalpia do vapor vegetal saturado [kJ/kg]}

$$h_{\text{sat_vv_vinhaça_2E_in}} = \text{ENTHALPY}(\text{Steam}; T=T_{\text{vv_2E_vinhaça_in}}; X=1)$$

{entalpia do líquido saturado do vapor vegetal [kJ/kg]}

$$h_{\text{liqsat_vv_vinhaça_2E_in}} = \text{ENTHALPY}(\text{Steam}; T=T_{\text{vv_2E_vinhaça_in}}; X=0)$$

{entalpia de mudança de fase do vapor vegetal [kJ/kg]}

$$h_{\text{lv_vapsat_vv_vinhaça_2E_in}} = h_{\text{sat_vv_vinhaça_2E_in}} - h_{\text{liqsat_vv_vinhaça_2E_in}}$$

{calor específico da vinhaça que sai no 2º Efeito [kJ/kg.K]}

$$cp_{\text{vinhaça_2E_out}} = cp_{\text{H2O}} * (1 - \text{Brix}_{\text{vinhaça_2E_out}}) + cp_{\text{soluveis_vinhaça}} * \text{Brix}_{\text{vinhaça_2E_out}}$$

{entalpia na entrada do 2º Efeito [kW]}

$$He_{\text{vinhaça_2E_in}} = Hs_{\text{vinhaça_1E_out}}$$

{entalpia na saída do 2º Efeito [kW]}

$$Hs_{\text{vinhaça_2E_out}} = m_{\text{vinhaça_2E_out}} * cp_{\text{vinhaça_2E_out}} * (T_{\text{vinhaça_2E_out}})$$

{entalpia do vapor vegetal na saída do 2º Efeito [kW]}

$$H_{\text{vv_vinhaça_2E_out}} = m_{\text{vapveg_vinhaça_2E_out}} * h_{\text{sat_vv_vinhaça_2E_out}}$$

{carga térmica do 2º Efeito [kW]}

$$Q_{\text{vinhaça_2E}} = m_{\text{vapveg_vinhaça_2E_in}} * h_{\text{lv_vapsat_vv_vinhaça_2E_in}}$$

{balanço de energia}

$$\Delta_{\text{vinhaça_H_2E}} = (He_{\text{vinhaça_2E_in}} + Q_{\text{vinhaça_2E}}) / (Hs_{\text{vinhaça_2E_out}} + H_{\text{vv_vinhaça_2E_out}}) - 1$$

Apêndice J – Unidade de Geração de Vapor e Potência

```

"!=====
{!=====UNIDADE DE GERAÇÃO DE VAPOR E POTÊNCIA =====}

{!=====}
{Propriedades}

rho_alcool = 0,78      {Densidade do álcool [kg/l]}
PCIbag = 7524          {PCI do bagaço [kJ/kg]} {50% de umidade}
PCIpalh = 12960        {PCI do palhico [kJ/kg]} {15% de umidade}

{!=====}
{Parâmetros Elementares de Processos}

mbag = m_bagaço_ext_out      {Produção de bagaço [kg/s]}
mesteq_bag = 6,5             {Massa de ar estequiométrica para combustão do bagaço de cana [kg]}
mpalh = m_palhico_lavagem_out {Produção de palhico [kg/s]}
mesteq_palh = 6,5            {Massa de ar estequiométrica para combustão do palhico [kg]}

{fator referente ao excesso de ar inserido na caldeira para combustão do bagaço e palhico}
f_excesso_ar = 1,3

{Carga térmica nominal da caldeira [kW]}
Q_cald = (mbag * PCIbag + mpalh * PCIpalh)

{Pressão de alta [bar]}
P_alta = 90

{Temperatura de vapor vivo [°C]}
T_vap_vivo = 520

{Temperatura de vapor de processo [°C]}
T_vproc = T_vapor_processo

{Temperatura do vapor no condensador da turbina de condensação [°C]}
T_cond = 50

{Pressão do vapor de processo [bar]}
P_vproc = PRESSURE (water; T = T_vproc; x=1)

{Pressão do vapor no condensador da turbina de condensação [bar]}
P_cond = PRESSURE (water; T = T_cond; x=1)

F_desaerador = 0,05      {Fração de vapor de processo destinado ao desaerador m_des / m01}
Fperdas_vapor = 0,05     {Perdas de vapor de processo}
Tag_rep = 30             {Temperatura da água de reposição [°C]}
Tar_in = 30              {Temperatura do ar na entrada do pré aquecedor externo à caldeira [°C]}
Tq_PreAq_ar = 100        {Temperatura do ar na entrada do pré aquecedor externo à caldeira [°C]}

{!=====}
{Parâmetros característicos de equipamentos}

efic_cald = 0,85          {Eficiência térmica da caldeira}
efic_turbA = 0,78         {Eficiência isentrópica da turbina de contrapressão}
efic_turbB = 0,78         {Eficiência isentrópica da turbina de condensação}
efic_bombaE = 0,60        {Eficiência isentrópica da bomba na entrada da caldeira}
efic_bombaF = 0,60        {Eficiência isentrópica da bomba menor}
Efet_PreAq_Ar = 0,75      {Efetividade do pré aquecedor de ar externo à caldeira}

```

```

{!=====}
{Carga térmica da Caldeira}

{Vazão mássica de ar na caldeira [kg/s]}
mar_Cald = (mesteq_bag * mbag + mesteq_palh * mpalh) * f_excesso_ar

{Temperatura do ar na saída do pré aquecedor externo à caldeira [°C]}
Tar_out = Tar_in + Efet_PreAq_Ar * (Tq_PreAq_ar - Tar_in)

{Carga térmica do Pré Aquecedor de Ar externo à caldeira [kW]}
Q_PreAq_Ar = mar_Cald * Cp_ar * (Tar_out - Tar_in)

{Carga térmica do combustível queimado na caldeira [kW]}
Q_comb = (mbag * PCIbag + mpalh * PCIpalh)

{Carga térmica da caldeira [kW]}
Q_Cald = (Q_comb + Q_PreAq_Ar) * efic_cald

{ ===== }
{!                               ANÁLISE TERMODINÂMICA DO CICLO RANKINE                               }

{Parâmetros de Iteração}

{vazão total estimada [kg/s] - Obs: substituído depois pela demanda real de vapor de processo na
indústria}
m_chute = 98,4093

{Fração de massa na entrada da turbina A (contra-pressão) para produção de vapor de processo}
Fvap_proc = 0,30

{! ===== }
{Parâmetros de Processo}
{!
===== }
{ESTADO 01: Caldeira Out <=> Turbinas In}

T01 = T_vap_vivo
P01 = P_alta
h01 = ENTHALPY(Water;T=T01;P=P01)
s01 = ENTROPY(Water;T=T01;P=P01)
m01 = m_chute

{! ===== }
{ESTADO 02: Caldeira Out <=> Turbina_A In}

T02 = T_vap_vivo
P02 = P_alta
m02 = m01 * Fvap_proc
h02 = h01
s02 = s01

{! ===== }
{ESTADO 03s: Turbina_A_iso Out}

s03s = s02
P03s = P_vproc
h03s = ENTHALPY (Water; P=P03s; s=s03s)

{! ===== }

```

{ESTADO 03: Turbina_A Out <=> Cond_C In}

P03 = P_vproc
 h03 = h02 + (efic_turbA) * (h03s - h02)
 m03 = m02
 s03= ENTROPY(Water;h=h03;P=P03)
 T03 = TEMPERATURE(Water;h=h03;P=P03)
 x03 = QUALITY(Water;h=h03;P=P03)

{!=====}
 {ESTADO 04: Divisor de Fluxos => Extração Desaerador}

P04 = P03
 T04 = T03
 h04 = h03
 s04 = s03
 m04 = m01 * F_desaerador

{!=====}
 {ESTADO 05: Divisor de Fluxos => Saturador do vapor de processo}

P05 = P03
 T05 = T03
 h05 = h03
 s05 = s03
 m05 = m03 - m04

{! =====}
 {ESTADO 06: Caldeira Out <=> Turbina_B In}

T06 = T01
 P06 = P01
 m06 = m01 - m02
 h06 = h01
 s06 = s01

{! =====}
 {ESTADO 07s: Turbina_B_iso Out}

s07s = s06
 P07s = P_cond
 h07s = ENTHALPY (Water; P=P07s; s=s07s)

{! =====}
 {ESTADO 07: Turbina_B Out <=> Cond In}

P07 = P_cond
 h07 = h06 + (efic_turbB) * (h07s - h06)
 m07 = m06
 s07= ENTROPY (Water; h=h07; P=P07)
 T07 = TEMPERATURE (Water; h = h07; P = P07)
 x07 = QUALITY (Water; h = h07; P = P07)

{! =====}
 {ESTADO 08: Cond_D Out <==> Bomba_F In}

T08 = T_cond
 x08 = 0 { Liquido Saturado }
 P08 = PRESSURE (Water; T=T08; X=X08)
 m08 = m07

h08 = ENTHALPY (Water; T=T08; X=X08)
s08 = ENTROPY (Water; T=T08; X=X08)

{! =====}
{ESTADO 09s: Bomba_F Out}

P09s = P05
s09s = s08
h09s = ENTHALPY (Water; P=P09s; s=s09s)

{! =====}
{ESTADO 09: Bomba_F Out}

P09 = P05
h09 = h08 + (h09s - h08) / (efic_bombaF)
m09 = m08
s09 = ENTROPY (Water;h=h09 ;P=P09)
T09 = TEMPERATURE (Water;h=h09;P=P09)

{! =====}
ESTADO 10: Divisor de fluxos => Saturador do vapor de processo}

P10 = P09
T10 = T09
h10 = h09
s10 = s09
hvp_sat = Enthalpy (Water; T = T_vproc; X = 1)
m10 = (m05 * h05 - m05 * hvp_sat) / (hvp_sat - h10)

{! =====}
{ESTADO 11: Divisor de fluxo => Aquecedor de ar do Condensador}

P11 = P09
T11 = T09
h11 = h09
s11 = s09
m11 = m09 - m10

{! =====}
{ESTADO 12: Saturador do vapor de processo => Trocadores de processo}

P12 = P05
T12 = T_vproc
h12 = hvp_sat
s12 = Entropy (Water; P = P12; T = T12)
m12 = m05 + m10

{! =====}
{ESTADO 13: Vapor de Processo Out => Misturador adiabático 1}

T13 = T12
P13 = P12
x13 = 0 { Liquido Saturado }

{fluxo de perdas de vapor de processo [kg/s]}
mvp_perdas = m12 * Fperdas_vapor

m13 = m12 - mvp_perdas
h13 = ENTHALPY (Water; T = T13; X = X13)
s13 = ENTROPY (Water; T = T13; X = X13)

```

{! =====}
{ESTADO 14: Aquecedor de ar do Condensador => Misturador Adiabático 1}

P14 = P11
T14 = 80
s14 = Entropy (Water; P=P14;T=T14)
h14 = Enthalpy (Water;P=P14;S=s14)
m14 = m11
Q_pre_agua_condensador = m14 * (h14 - h11)

{! =====}
{ESTADO 15: Misturador Adiabático 1 => Misturador Adiabático 2}

P15 = P13
m15 = m14 + m13
h15 = (m14 * h14 + m13 * h13) / m15
T15 = TEMPERATURE (Water; h = h15; P = P15)
s15 = ENTROPY (Water; h = h15; P = P15)

{! =====}
{ESTADO 16: Água de Reposição}

P16 = P15
T16 = Tag_rep
h16 = Enthalpy (Water; T = T16; P = P16)
s16 = ENTROPY (Water; T = T16; P = P16)
{fluxo de água de reposição na caldeira [kg/s]}
mag_rep = mvp_perdas

hag_rep = h16
m16 = mag_rep

{! =====}
{ESTADO 17: Misturador Adiabático => Desaerador}

P17 = P15
m17 = m15 + m16
h17 = (m15 * h15 + m16 * h16) / m17
s17 = Entropy (Water; P = P17; H = h17)
T17 = Temperature (Water; H = h17; P = P17)

{! =====}
{ESTADO 18: Desaerador => Bomba da Caldeira}

P18 = P17
m18 = m04 + m17
h18 = (m04 * h04 + m17 * h17) / m18
s18 = Entropy (Water; P = P18; H = h18)
T18 = Temperature (Water; H = h18; P = P18)

{! =====}
{ESTADO 19s: Bomba Caldeira Iso Out => Caldeira In}

P19s = P01
s19s = s18
h19s = ENTHALPY (Water; P=P19s; s=s19s)

{! =====}
{ESTADO 18: Bomba Caldeira Out => Caldeira In}

```

```

P19 = P01
h19 = h18 + (h19s - h18) / (efic_bombaE)
m19 = m18
s19 = ENTROPY (Water; h = h19; P = P19)
T19 = TEMPERATURE (Water; h =h19; P = P19)

```

{Cálculo da produção de vapor na Caldeira e do consumo de vapor de processo}

```
m_dot = Q_Cald / (h01 - h19)
```

```

{! =====}
{Ciclo Rankine}

```

```

Q_Proc = m13 * (h12 - h13)                {[kW]}
Q_Cond = m07 * (h07 - h08)                {[kW]}
Q_Perdas = mvp_perdas * h12 - mag_rep * hag_rep    {[kW]}
W_turbA = m02 * (h02 - h03)                {[kW]}
W_turbB = m06 * (h06 - h07)                {[kW]}
W_Turbs = W_turbA + W_turbB                {[kW]}
W_bombaF = m08 * (h09 - h08)                {[kW]}
W_bombaE = m18 * (h19 - h18)                {[kW]}
W_Bombas = W_bombaF + W_bombaE            {[kW]}
W_liq = W_Turbs - W_Bombas                 {[kW]}
Q_caldR = Q_cald*efic_cald                  {Carga Térmica Real na caldeira [kW]}

```

```

{! =====}
{verificação 1a lei.}

```

{Balanço de Energia no ciclo}

```
delta_1LT = 1 - (Q_Cald + W_Bombas) / (W_Turbs + Q_Cond + Q_Proc + Q_Perdas)
```

{Eficiência Térmica do Ciclo Rankine}

```
efic_term_ciclo = (W_liq / Q_caldR)
```

Apêndice K – Unidade de Refrigeração da Dorna de Fermentação

```

{!=====UNIDADE DE REFRIGERAÇÃO DA DORNA =====}

{! ===== }
{Parâmetros Ambientais}

Tamb = 25                                {Temperatura ambiente [°C]}
Patm = 1,0                               {Pressão Atmosférica [ bar ]}

{! ===== }
" Propriedades "

ro_agua = 1000                           {Densidade da água [kg/m3]}

cpagua = 4,18                            {Calor específico da água [kJ/kg.K]}

h0=ENTHALPY(Ammonia; T=Tamb; P=Patm)    {Entalpia de referência para a amônia [kJ/kg]}
s0=ENTROPY(Ammonia; T=Tamb; P=Patm)     {Entropia de referência para a amônia [kJ/kg.K]}

PCIfibra=15180                           {Poder calorífico inferior da fibra [kJ/kg]}

PCIbag = 7524                            {PCI do bagaço [ kJ/kg ]}           {50% de umidade; Fonte: NOVACANA}

PCIpalh = 12960                           {PCI do palhiço [kJ/kg]}           {15% de umidade; Fonte: NOVACANA}

f_inversao=1,052                         {Fator de incremento dos açúcares reduores devido a inversao da sacarose}

PCI_AR=580                               {Energia liberada no processo de fermentação dos açúcares redutores [kJ/kg]}

hlv_vp = 1250                            {Entalpia de mudança de fase para o vapor de processo [kJ/kg]}

{! ===== }

" Parâmetros de Processo da Usina "

mcana = 100                             {Processamento de cana na usina [kg/s]}
Mix=0,5                                 {Mix de produção de açúcar}
Mix_inf = 0,3                           {Mix mínimo operacional para produção de açúcar}
Mix_sup = 0,7                           {Mix máximo operacional para produção de açúcar}

"===== "
" Parâmetros da cana "

f_sacarose=0,13                          {Teor de sacarose}
f_AR=0,01                                {Teor de açúcares redutores}
f_fibras=0,125                           {Teor de fibras presente na cana}
f_agua=0,71                              {Teor de água presente na cana}

"===== "
" Dados pertinentes à produção de álcool "

{Fração de mel final enviado pela unidade de produção de açúcar para as dornas de preparação do mosto}
f_mel=0,04

{Teor de sacarose presente no mel}
f_sacarose_mel=0,5

```

{Teor de açúcares redutores presente no mel final}
f_AR_mel=0,25

{Taxa de processamento de sacaroses presente na linha de produção de álcool [kg/s]}
msacarose_caldo = mcana*f_sacarose*(1-MIX)

{Taxa de processamento de A.R. presente na linha de produção de álcool [kg/s]}
mAR_caldo = mcana * f_AR * (1-MIX)

{Taxa de mel final enviado às dornas de preparação do mosto [kg/s]}
mmel = mcana * MIX * f_mel

{Taxa de sacaroses presente no mel final enviado às dornas de preparação do mosto [kg/s]}
msacarose_mel = mmel * f_sacarose_mel

{Taxa de A.R. presente no mel final enviado às dornas de preparação do mosto [kg/s]}
mAR_mel = mmel * f_AR_mel

{Taxa de inversão da sacarose [kg/s]}
mAR_invertido=(msacarose_caldo+msacarose_mel) * f_inversao

{Taxa de A.R. total nas dornas de fermentação [kg/s]}
mAR_dorna=mAR_mel+mAR_caldo+mAR_invertido

{! ===== }
{Parâmetros de Projeto para a Unidade de Refrigeração da Dorna}

Tevap_sat = 15 {Temperatura de saturação do NH3 no evaporador [°C]}
Tdorna= 33 {Temperatura na qual a dorna deve ser mantida FIXADA [°C]}
Qdorna = mAR_dorna*PCI_AR {Carga térmica do processo de fermentação nas dornas [kW]}

"===== "
{! Parâmetros característicos de equipamentos}

efic_comp = 0,80 {Eficiência isentrópica do compressor}
Fresfr_comp = 0,40 {Fator de arrefecimento do compressor [kW termico / kW pot compressor]}
Fmotor_comp = 0,95 {Eficiência do motor elétrico do compressor}
UAcond = 1000 {Parâmetro UA do condensador [kW / K]}
Fcond = 0,98 {Fator de Correção da DTML do Condensador}
Efet_Cond = 0,50 {Efetividade do Condensador}
Fw_cond = 0,005 {Fator de potência elétrica consumida nos ventiladores do condensador}
Efet_Evap= 0,50 {Efetividade do evaporador no ciclo da água}
UAevap = 1000 {Parâmetro UA do evaporador [kW / K]}
Fevap = 0,98 {Fator de Correção da DTML do Evaporador}

Fw_evap = 0,002 {Fator de potência elétrica consumida no evaporador para bombeamento da água para as dornas}

Efet_Serp = 0,50 {Efetividade das serpentinas na dorna}

{! ANÁLISE TERMODINÂMICA DA UNIDADE DE REFRIGERAÇÃO }

"===== "
{Cálculo da temperatura de saturação no condensador}

{Diferença de temperatura média real do condensador [°C]}
DTMcond = Qcond / UAcond

{Temperatura do ar na entrada dos radiadores [°C]}
TarF = Tamb


```

{Temperatura de saturação no condensador [°C]}
Tsat = TarF + (TarQ - TarF) / Efet_Cond

{Diferença de temperatura Média do Condensador [°C]}

DTMcond = ((Tsat - TarQ) - (Tsat - TarF)) / Ln ((Tsat - TarQ) / (Tsat - TarF)) * Fcond

{! ===== }

{!                ANÁLISE TERMODINÂMICA DA UNIDADE DE REFRIGERAÇÃO                }

{! ===== }

{Parâmetros do ciclo}

{Temperatura de saturação no condensador [°C]}
Tcond_sat = Tsat

{Pressão na linha de condensação [bar]}
Palta = PRESSURE (Ammonia; T=Tcond_sat; x=0)

{Pressão na linha de evaporação [bar]}
Pbaixa = PRESSURE (Ammonia; T=Tevap_sat; x=0)

{! ===== }
{Válvula de Expansão: In}

T01 = Tcond_sat           {Temperatura na entrada da válvula de expansão [°C]}
P01 = Palta              {Pressão na entrada da válvula de expansão [bar]}
x01 = 0                  {Título na entrada da válvula de expansão}

{Entalpia na entrada da válvula de expansão [kJ/kg]}
h01 = ENTHALPY (Ammonia; T=T01; x=x01)

{Entropia na entrada da válvula de expansão [kJ/kg K]}
s01 = ENTROPY (Ammonia; T=T01; x=x01)

{Exergia na entrada da válvula de expansão [kJ/kg]}
b01=(h01-h0) + T01*(s01-s0)

{! ===== }
{Válvula de Expansão: Out  <=> Evaporador: In}

T02 = Tevap_sat          {Temperatura na saída da válvula de expansão [°C]}
P02 = Pbaixa             {Pressão na saída da válvula de expansão [bar]}
h02 = h01                {Entalpia na saída da válvula de expansão [kJ/kg]}

{Título na saída da válvula de expansão}
x02 = QUALITY (Ammonia; h=h02; P=P02)

{Entropia na saída da válvula de expansão [kJ/kg K]}
s02 = ENTROPY (Ammonia; T=T01; x=x02)

{Exergia na saída da válvula de expansão [kJ/kg]}
b02=(h02-h0) + T01*(s02-s0)

{! ===== }
{Evaporador: Out  <=> Compressor: In}

```

```

T03 = T02                                {Temperatura na saída do evaporador [°C]}
P03 = P02                                {Pressão na saída do evaporador [bar]}
x03 = 1                                  {Título na saída do evaporador}

{Entalpia na saída do evaporador [kJ/kg]}
h03 = ENTHALPY (Ammonia; T=T03; x=x03)

{Entropia na saída do evaporador [kJ/kg K]}
s03 = ENTROPY (Ammonia; T=T03; x=x03)

{Exergia na saída do evaporador [kJ/kg]}
b03=(h03-h0) + T01*(s03-s0)

{Carga térmica do evaporador [kW]}
Qevap = Qdorna

{Fluxo mássico no evaporador [kg/s]}
m03 = Qevap / (h03 - h02)

{Fluxos mássicos nos pontos "01" e "02" [kg/s]}
m01 = m03
m02 = m03

{! ===== }
{Compressor: Out  <=> Condensador: In}

P04 = Palta                              {Pressão na saída do compressor [bar]}
m04 = m03                                {Vazão de amônia [kg/s]}

"! Cálculo do trabalho de compressão isoentrópica "

{Entropia na saída do compressor isoentrópico [kJ/kg K]}
s04_iso = s03

{Entalpia na saída do compressor isoentrópico [kJ/kg K]}
h04_iso = ENTHALPY (Ammonia; P=P04; s=s04_iso)

{Trabalho de compressão isoentrópica [kW]}
Wcomp_iso = m04 * (h04_iso - h03)

"! Cálculo do trabalho (potência) de eixo fornecido ao compressor"

{Trabalho do compressor [kW]}
Wcomp = Wcomp_iso / efic_comp

"! Cálculo da carga térmica de arrefecimento do compressor"

{Carga térmica de arrefecimento do compressor [kW]}
Qcomp= Fresfr_comp * Wcomp

"! Cálculo da entalpia e da temperatura do refrigerante na saída do compressor "

{Entalpia na saída do compressor isoentrópico [kJ/kg K]}
h04 = h03 + (Wcomp - Qcomp) / m04

{Temperatura na saída do compressor [kJ/kg K]}
T04 = Temperature (Ammonia; h=h04; P=P04)

{Entropia na saída do compressor [kJ/kg K]}
s04 = ENTROPY (Ammonia; T=T04; P=P04)

```

{Temperatura na saída do compressor [°C]}

$T_{out} = T_{04}$

{! ===== }
{Condensador: Out}

{Carga termica do condensador [kW]}

$Q_{cond} = m_{04} \cdot (h_{04} - h_{01})$

{Exergia na saída do condensador [kJ/kg]}

$b_{04} = (h_{04} - h_0) + T_{01} \cdot (s_{04} - s_0)$

{! ===== }
{verificação da primeira lei}

$\Delta T_e = 1 - (W_{comp} + Q_{evap}) / (Q_{cond} + Q_{comp})$

{! ===== }
{cálculo do COP do ciclo termodinâmico}

$COP = Q_{evap} / W_{comp}$

{! ===== }
{
Ciclo da água de resfriamento para as dornas de fermentação
}
{! ===== }

$T_{satevap} = T_{evap_sat}$

{Temperatura da água na entrada da dorna [°C]}

$T_B = ((E_{fet_Evap} \cdot T_{dorna}) + ((E_{fet_Evap} \cdot T_{satevap}) / (1 - E_{fet_Serp}))) / ((1 / (1 - E_{fet_Evap})) + (E_{fet_Serp}) - 1)$

{Temperatura da água na saída da dorna [°C]}

$T_A = (T_B - (E_{fet_Evap} \cdot T_{satevap})) / (1 - E_{fet_Evap})$

{Vazão da água na serpentina da Dorna [kg/s]}

$mag_dorna = Q_{dorna} / (c_{p_agua} \cdot (T_A - T_B))$