



**INSTITUTO FEDERAL DE EDUCAÇÃO, CIÊNCIA E TECNOLOGIA DO PIAUÍ
CAMPUS TERESINA CENTRAL
ENGENHARIA MECÂNICA**

PEDRO AUGUSTO SILVA DE SOUSA

**ANÁLISE EXERGÉTICA DA PRODUÇÃO DE ETANOL DE PRIMEIRA GERAÇÃO A
PARTIR DA CANA-DE-AÇÚCAR**

TERESINA

2019

PEDRO AUGUSTO SILVA DE SOUSA

ANÁLISE EXERGÉTICA DA PRODUÇÃO DE ETANOL DE PRIMEIRA GERAÇÃO A
PARTIR DA CANA-DE-AÇUCAR.

Trabalho de Conclusão de Curso apresentado como exigência parcial para obtenção do diploma do Curso de Engenharia Mecânica do Instituto Federal de Educação, Ciência e Tecnologia do Piauí. Campus Teresina Central.

Orientador: Prof. Msc. Anderson Felipe Chaves Fortes

TERESINA

2019

Dados Internacionais de Catalogação na Publicação (CIP) de acordo com ISBD

Sousa, Pedro Augusto Silva de

S725a Análise exergética da produção de etanol de primeira geração a partir da
cana-de-açúcar / Pedro Augusto Silva de Sousa. - 2019.
52 f.: il. color.

Trabalho de conclusão de curso (Graduação) - Instituto Federal de
Educação, Ciência e Tecnologia do Piauí, Campus Teresina Central
Bacharelado em Engenharia Mecânica, 2019.

Orientador : Prof Me. Anderson Felipe Chaves Fortes.

1. Etanol. 2. Análise exergética . 3. Simulação de processos. I.Título.

CDD - 620

Elaborado por Tanize Maria Sales CRB 3/1024

FOLHA DE APROVAÇÃO

TÍTULO: "ANÁLISE EXERGÉTICA DA PRODUÇÃO DE ETANOL DE PRIMEIRA GERAÇÃO A PARTIR DA CANA-DE-AÇÚCAR"

ALUNO: PEDRO AUGUSTO SILVA DE SOUSA

DATA: 04 de Fevereiro de 2019

Este trabalho foi julgado adequado e aprovado para a obtenção do título de graduação em Engenharia Mecânica do Instituto Federal de Educação, Ciência e Tecnologia do Piauí.

Assinado no original
Prof. Msc. Anderson Felipe Chaves Fortes
Coordenador do Curso de Engenharia Mecânica

COMISSÃO EXAMINADORA

Assinado no original
Prof. Me. Anderson Felipe Chaves Fortes
Instituto Federal de Educação, Ciência e Tecnologia do Piauí
Orientador

Assinado no original
Prof. Me. Francisco José Patrício Franco
Instituto Federal de Educação, Ciência e Tecnologia do Piauí
Avaliador

Assinado no original
Profª. Ana Livia Formiga Leite
Instituto Federal de Educação, Ciência e Tecnologia do Piauí
Avaliadora

AGRADECIMENTOS

Primeiramente gostaria de agradecer a Deus por ter me concedido a perseverança necessária para percorrer essa longa jornada.

Agradeço aos meus amigos de Instituto Federal, que me apoiaram durante todos esses anos, amigos os quais levarei pelo resto da vida.

Agradeço aos meus familiares pelos conselhos e pensamentos positivos nos momentos em que mais precisei.

Agradeço a todos os professores do departamento pelos ensinamentos passados durante as aulas.

RESUMO

No presente trabalho, foram realizadas análises energética e exergética de uma planta de um destilaria autônoma, para produção de etanol de primeira geração. A planta padrão foi concedida a partir de dados bibliográficos de trabalhos científicos da área e dados coletos em duas destilarias do nordeste brasileiro. A configuração final considerada é constituída pelos seguintes processos: sistema de extração, tratamento do caldo, concentração por evaporação, fermentação alcoólica e destilação. Através da primeira e segunda leis da termodinâmica, foi possível avaliar a eficiência e a geração de calor e potência para cada componente que compunham a planta avaliada, bem como o aproveitamento global de energia de cada uma delas. Através de índices baseados na primeira lei da termodinâmica, foi possível coletar os dados necessários para validar a planta, usando como base os balanços de massa e energia. Além disso, foram calculados também alguns indicadores que são bastante comuns em destilarias de álcool, como o consumo específico de vapor de turbinas a vapor ou consumo específico de vapor de processo. Após uma análise exergética foram encontradas as irreversibilidades de cada subsistema, além da eficiência exergética, tais índices são de crucial importância para a análise de processos térmicos, como foi o caso da planta em estudo. As análises mostraram a grande possibilidade de redução de perdas e possíveis aproveitamentos de fluxos não aproveitados durante o sistema, como o vapor de escape do balão de flash durante o processo de tratamento de caldo, foi possível identificar os principais pontos de irreversibilidade do processo de produção, que se localizam principalmente nas etapas de fermentação e destilação, as análises ainda apontaram para a necessidade do sistema de cogeração integrado ao sistema como forma principalmente de suprir as necessidades do processo de extração.

Palavras-chave: Etanol. Análise Exergética. Simulação de Processos.

ABSTRACT

In the present work, energy and exergetic analyzes of plant of an autonomous distillery were carried out for the production of first generation ethanol. The standard plant was granted from bibliographical data of scientific works of the area and data collection in two distilleries of the Brazilian northeast. The final configuration considered consists of the following processes: extraction system, broth treatment, concentration by evaporation, alcoholic fermentation and distillation. Through the first and second laws of thermodynamics, it was possible to evaluate the efficiency and the generation of heat and power for each component that comprised the evaluated plants, as well as the global energy utilization of each of them. Through indexes based on the first law of thermodynamics, it was possible to collect the necessary to validate the plant, based on mass and energy balances. In addition, some indicators have also been calculated that are quite common in alcohol distilleries, such as specific steam consumption of steam turbines or specific consumption of process steam. After an exergetic analysis were found irreversibilities of each subsystem, in addition to the exergetic efficiency, such indexes are of crucial importance for the analysis of thermal processes, as was the case of the plant under study. The analyzes showed the great possibility of reduction of losses and possible utilization of unused flows during the system, such as the exhaust of the flash balloon during the broth treatment process, it was possible to identify the main points of irreversibility of the production process, which are mainly located in the stages of fermentation and distillation, the analysis still pointed to the need of the cogeneration system integrated to the system as a way to mainly meet the needs of the extraction process.

Keywords: Ethanol. Exergetic Simulation . Process Simulation.

LISTA DE ILUSTRAÇÕES

Figura 1. Principais operações presentes em uma destilaria autônoma	15
Figura 2. Extração do caldo da cana-de-açúcar.	17
Figura 3. Tratamento do Caldo.....	19
Figura 4. Concentração do caldo por evaporação.....	20
Figura 5. Fermentação alcoólica.	21
Figura 6. Destilação e Retificação	22
Figura 7. Volume de controle simplificado para extração do caldo.....	32
Figura 8. Volume de controle adotado para simulação da etapa de tratamento do caldo.....	33
Figura 9. Volume de controle adotado para a simulação do processo de concentração.....	35
Figura 10. Volume de controle adotado para a simulação da destilação.	38
Figura 11. Volume de controle adotado para a simulação da destilação.	41
Figura 12. Eficiências exergéticas por subsistema.....	43

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 – Composição da cana-de-açúcar.....	14
Tabela 2 – Parâmetros iniciais para modelagem da planta de uma destilaria....	30
Tabela 3 – Parâmetros para simulação da etapa de extração do caldo.....	32
Tabela 4 – Parâmetros para simulação da etapa de tratamento do caldo.....	34
Tabela 5 – Parâmetros para simulação da etapa de concentração do caldo....	35
Tabela 6 – Parâmetros para simulação da etapa de fermentação do caldo.....	37
Tabela 7 – Parâmetros para simulação da etapa de destilação do caldo.....	38
Tabela 8 – Exergias absolutas de todos os subsistemas do processo.....	39

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

UNICA	União da Indústria de Cana-de-Açúcar
UTE	Unidade Termelétrica
CETESB	Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental
CONAB	Companhia Nacional de Abastecimento

LISTA DE SÍMBOLOS

a	Atividade
Bx	Brix
cp	Calor específico a pressão constante
d	Número de mols de CO ₂
E	Energia
e	Número de mols de H ₂ O
ex	Exergia específica
Ex	Exergia
f	Número de mols de N ₂
g	Energia livre de Gibbs específica
h	Entalpia específica
H	Entalpia
hr	Entalpia específica de reação
I	Taxa de irreversibilidade
k	Custo exergético unitário
m	Fluxo mássico
MM	Massa molar
n	Número de mols
N	Horas anuais de operação da usina horas/ano
p	Pressão
PCI	Poder calorífico inferior
Pol	Teor de sacarose
Pz	Pureza
Q	Taxa de calor transmitido
R	Constante universal dos gases
RTC	Relação trabalho calor
s	Entropia específica
t	Temperatura em escala Celsius
T	Temperatura em escala Kelvin
U	Coeficiente global de transferência de calor
w	Concentração de etanol

W	Potência
x	Concentração de sólido
y	Fração molar
z	Fração mássica
α	Fator de escala
β	Razão beta
γ	Coeficiente de atividade
Δ	Diferença
ζ	Fator de amortização
η	Eficiência
λ	Fração do caldo misto
μ	Fração mássica
ν	Velocidade de circulação
Π	Teor de fibra
ρ	Densidade
σ	Fator de segurança
τ	Teor de levedura
φ	Umidade
Φ	Perda térmica
χ	Perda de água %
ψ	Fração do xarope %
ω	Umidade do ar kg água/kg ar seco

Subscritos

0	Ambiente de referência
aç	Produção de açúcar
ag	Água
ar	Ar estequiométrico
art	Artificial
bag	Bagaço
C	Carbono
cald	Caldeira
caldo	Caldo de cana

cond	Condensado
conv	Convertido
coz	Cozimento
cr	Condensador da coluna retificadora
e	Entrada
epe	Elevação do ponto de ebulição
et	Etanol
evap	Evaporador
ex	Exergética
f	Física
F	Corrente fria
ferm	Fermentação
H2	Hidrogênio
i	Equipamento
id	Processo ideal
ins	Insumo
is	Isentrópica
lavag	Lavagem da cana
lv	Mudança de fase líquido-vapor
min	Mínima
prod	Produto
q	Química
Q	Corrente quente
s	Saída
sac	Sacarose
sat	Saturado
sea	Solução etanol-água
ssa	Solução sacarose-água
tc	Trocador de calor
torta	Torta de filtro
v	Vapor
ve	Vapor de escape
vv	Vapor vegetal
z	Cinzas

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO E JUSTIFICATIVA.....	12
1.1	OBJETIVOS.....	13
2	PROCESSOS ENVOLVIDOS NA PRODUÇÃO DO ETANOL.....	14
2.1	SISTEMA DE EXTRAÇÃO.....	15
2.2	TRATAMENTO DO CALDO.....	17
2.3	CONCENTRAÇÃO.....	19
2.4	FERMENTAÇÃO.....	20
2.5	DESTILAÇÃO E RETIFICAÇÃO.....	21
3	ANÁLISE EXERGÉTICA.....	22
3.1	EXERGIA.....	22
3.1.1	Conceito de Exergia.....	22
3.1.2	Tipos de Exergia.....	23
3.2	EFICIÊNCIA EXERGÉTICA.....	23
3.3	CÁLCULO DA EXERGIA DAS SUBSTÂNCIAS APLICADAS À PRODUÇÃO DE ETANOL DE PRIMEIRA GERAÇÃO.....	24
3.3.1	Exergia do bagaço da cana-de-açúcar.....	24
3.3.2	Exergia da solução sacarose-água.....	25
3.3.3	Exergia Da Solução Etanol – Água.....	27
4	SIMULAÇÃO E ANÁLISE DO PROCESSO DE PRODUÇÃO DO ETANOL.....	29
4.1	PARÂMETROS BASICOS DO PROCESSO.....	30
4.2	SUBSISTEMA I – EXTRAÇÃO DO CALDO.....	31
4.3	SUBSISTEMA II – TRATAMENTO DO CALDO.....	32
4.4	SUBSISTEMA III – CONCENTRAÇÃO.....	34
4.5	SUBSISTEMA VI – FERMENTAÇÃO.....	36
4.6	SUBSISTEMA V – DESTILAÇÃO E RETIFICAÇÃO.....	37
5	RESULTADOS E DISCUSSÕES.....	39
5.1	IRREVERSIBILIDADES.....	42
6	CONCLUSÃO.....	43

REFERÊNCIAS.....	45
ANEXO A – EQUAÇÕES DO BALANÇO DE ENERGIA UTILIZADAS NO SOFTWARE ESS.....	47

1 INTRODUÇÃO E JUSTIFICATIVA

O crescente interesse mundial no biocombustível líquido etanol (ou bioetanol), fruto do crescente aumento nos preços do barril de petróleo e da preocupação mundial em se diminuir a emissão de gases causadores do efeito estufa, motiva as buscas por meios de produção mais eficientes e com menor consumo de energia.

Segundo Dias (2008), o Brasil é o maior produtor mundial de cana-de-açúcar, que é a matéria prima mais eficiente para produção de etanol atualmente. No entanto, grandes melhorias no processo são possíveis e devem ser buscadas para que o país não perca a posição que ocupa quanto aos assuntos relacionados ao bioetanol.

A produção de etanol a partir da cana-de-açúcar tem se constituído como uma das principais atividades produtivas do Brasil, o país tem evoluído mais que qualquer outro na incorporação do etanol nos consumos de combustível para transporte, o que faz da produção do etanol um dos setores mais importantes da economia nacional

A produção e o uso do etanol combustível no Brasil, desde 1975, constituem o mais importante programa de combustível comercial renovável implementado no mundo até hoje. Esse sucesso hoje reconhecido, aliado ao interesse crescente na substituição de derivados de petróleo, na redução de emissões de gases poluentes e na mitigação do efeito estufa, tem provocado uma intensa demanda de informações sobre o programa (UNICA, 2007, p. 5).

As destilarias autônomas são raramente analisadas em estudos de integração energética, caracterizando-se por um processo complexo, que conta com sistema de evaporação, colunas de destilação e rede de trocadores de calor, mostrando diversas possibilidades de integração e redução de irreversibilidades.

De acordo com Ensinas (2008) muitas medidas de aproveitamento energético de correntes do processo encontradas em estudos e aplicações práticas possibilitam certa economia de energia, porém, um estudo mais amplo das diversas possibilidades de integração pode indicar as melhores opções para projetos futuros.

Deste modo, o estudo de possíveis melhorias energéticas de processos industriais (o qual objetiva identificar as ineficiências, que conseqüentemente causam perdas, e propondo, assim, alterações no ciclo que possibilitem a redução dessas ineficiências) é fundamental no desenvolvimento de soluções para formas de aproveitamento racional da energia.

O conceito de ineficiência está diretamente relacionado ao termo irreversibilidade que é característico de todos os processos reais que ocorrem

na natureza. A irreversibilidade de um processo pode ser associada diretamente à exergia destruída, a qual é obtida através de uma análise exergética que é a aplicação da Segunda Lei da Termodinâmica em conjunto com a Primeira Lei da Termodinâmica futuros (PELLEGRINI, 2009, p. 3).

A análise exergética, a qual, em base ao conceito de exergia, é uma técnica adequada para promover o uso mais eficiente dos recursos, pois permite a localização, classificação e identificação das principais perdas durante o funcionamento do processo; revelando assim se e possível ou não, e por quanto, projetar sistemas energéticos mais eficientes, reduzindo as ineficiências nos sistemas já existentes.

Como abordado em Ensinas (2008), a análise exergética, tem se tornado uma importante ferramenta para o projeto e a análise de sistemas energéticos, uma vez que permite uma visão qualitativa do uso da energia no mesmo. Permite ainda avaliar o desempenho da planta de maneira global ou localizada, possibilitando identificar os pontos de perdas de exergia devido às irreversibilidades geradas no processo de produção do etanol.

Neste trabalho serão realizadas simulações dos processos de produção de etanol a partir da cana-de-açúcar e, com o objetivo de analisar o consumo de energia de cada processo, além de investigar oportunidades de melhoria nos mesmos.

1.1 OBJETIVOS

O objetivo deste trabalho é realizar a análise exergética do processo de produção do etanol de primeira geração, utilizando o software ESS, e com a finalidade de localizar as irreversibilidades dos sistemas, ou seja, avaliando as eficiências exergéticas e identificando as exergias destruídas. O presente trabalho tem os objetivos específicos:

- Identificar os dados de operação do processo de produção do etanol;
- Realizar modelagem termodinâmica do processo produtivo;
- Identificar eficiências energéticas dos processos;
- Identificar eficiências exergéticos dos equipamentos;
- Utilizar os conceitos da primeira e segunda lei da termodinâmica;
- Identificar o consumo de energia do processo;
- Obter dados termodinâmicos de cada etapa do processo;

- Propor melhorias de aproveitamento de exergia que seria destruída;
- Sugerir alternativas eficazes para melhorar o desempenho dos sistemas;

2 PROCESSOS ENVOLVIDOS NA PRODUÇÃO DO ETANOL

A cana-de-açúcar, *Saccharum*, é uma gramínea originária do Sudeste Asiático e que no Brasil é a principal matéria-prima para a produção de açúcar, álcool e de aguardentes como rum e cachaça (FONSCECA, 2014). A cana é uma das poucas plantas que armazenam seus carboidratos na forma de açúcares (sacarose) em vez de amido (PELLEGRINI, 2009). Os açúcares são estocados predominantemente nos colmos da planta da cana-de-açúcar, que é constituída basicamente de colmos e de folhas que se encontram arranjadas ao redor da cana, nos nódulos entre os colmos e na parte superior da planta, onde se localiza a “ponta” ou “palmito”. A seguir a tabela 1 apresenta a composição média da cana-de-açúcar.

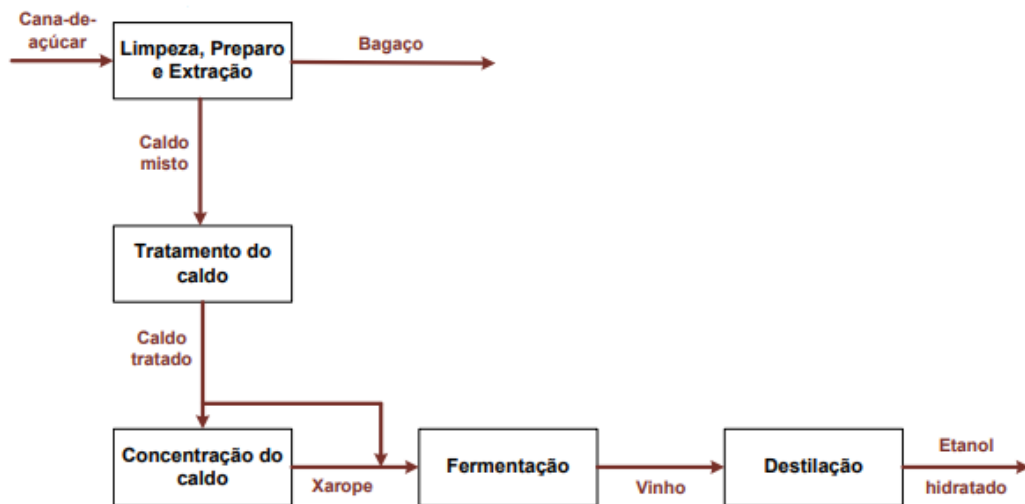
Tabela 1. Composição da cana-de-açúcar.

COMPONENTE	FRAÇÃO MOLAR (%)
Água	65 – 75
Sacarose	11 - 18
Fibra	8 - 14
Sólidos Solúveis	12 - 23

Fonte: Pellegrini (2009)

A cana é colhida ao atingir a maturação ideal, entre 14 e 18 meses após o seu plantio e sua colheita pode ser realizada de forma manual ou por colheitadeiras mecânicas, geralmente a colheita é precedida por um estágio de queima. A seguir são apresentadas as operações que compõe o processo industrial da produção de etanol em uma destilaria autônoma, a, ou seja, uma usina que produz somente etanol, conforme descritas por Dias (2008). A unidade industrial pode ser dividida nas seguintes seções: sistema de extração, tratamento do caldo, concentração do caldo, fermentação, destilação e desidratação. A figura 1 mostra um diagrama de blocos que descreve as principais operações presentes em uma destilaria autônoma convencional, apresentando além disso os principais fluxos na produção de etanol.

Figura 1. Principais operações presentes em uma destilaria autônoma



Fonte: Adaptado de Mosqueira (2012)

2.1 SISTEMA DE EXTRAÇÃO

A cana-de-açúcar, após o transporte até a usina por meio de caminhões, é posicionada em mesas alimentadoras, onde é transportada em esteiras que a conduzem para a lavagem. Antes, no entanto, amostras retiradas da cana recém chegada à usina são levadas ao laboratório para medir teor de sacarose e para a coleta parâmetros para avaliar o desempenho do processo de conversão da sacarose em álcool.

Seguido da etapa de lavagem, a cana é transportada por esteiras até os equipamentos de preparo compostos por niveladores, picadores e desfibradores. O principal objetivo dessa etapa é desintegrar a cana, alimentando a moenda com uma massa homogênea facilitando a extração do caldo. Os picadores picam a cana em pedaços menores facilitando o trabalho dos desfibradores, que aumentam a densidade da massa e formam um material mais homogêneo e com fibras longas, para facilita a etapa seguinte de extração do caldo. Durante esse processo as facas ou niveladores nivelam a carga de forma que a massa de cana permaneça uniforme na esteira durante o processo.

A extração do caldo pode ser efetuada de duas maneiras: moagem e difusão. A primeira é a mais comum no setor sucroalcooleiro do Brasil. (PELLEGRINI, 2009).

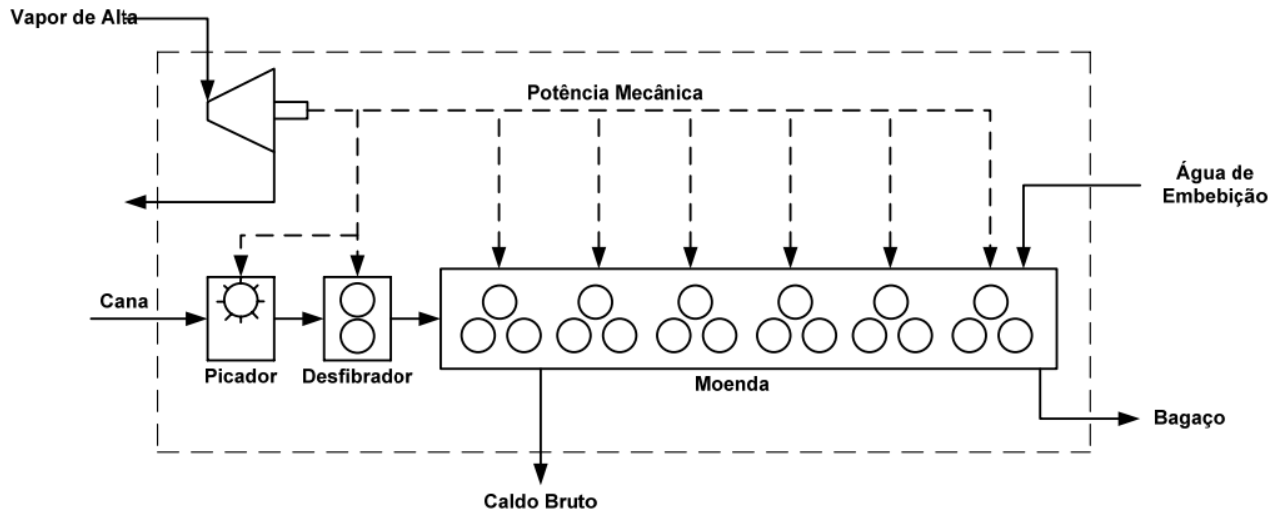
A moagem é um processo de extração puramente mecânico que consiste em fazer a cana passar por um conjunto de rolos em rotação, seguida de lavagens constantes (embebição), para extração do caldo. Os rolos são separados em ternos, normalmente as moendas são constituídas de quatro a sete ternos.

É de fundamental importância no processo de moagem a extração do caldo no primeiro terno, decorrente de que este é responsável por cerca da extração de 70% de todo caldo contido na cana. Nele, obtém-se o caldo primário, seguindo a massa para o segundo até passar no último terno, do qual o bagaço final segue para as caldeiras. (MOSQUEIRA, 2012, pag. 10)

Durante a moagem é necessário umedecer o bagaço entre os ternos, normalmente os dois últimos para dissolver a sacarose remanescente e permitir que mais caldo seja deslocado da cana moída, dessa forma se adiciona água aquecida em contracorrente com a direção da moagem, favorecendo a diluição da água com a sacarose contida na massa.

Por outro lado, na difusão, diferentemente da moenda, não ocorre esmagamento, propiciando a extração de caldo da cana a através de duas operações: a lixiviação, no caso das células de cana abertas e osmose no caso das que não foram rompidas durante o preparo. A difusão consiste na condução da cana em aparelhos conhecidos como difusores, a fim de que a sacarose adsorvida ao material fibroso seja diluída e removida por lixiviação ou lavagem num processo de contracorrente. No processamento da cana-de-açúcar no difusor, a sacarose é extraída exclusivamente por um processo de lavagem repetitiva, passando por diluição para a solução de menor concentração.

Figura 2. Extração do caldo da cana-de-açúcar.



Fonte: Pellegrini (2009)

2.2 TRATAMENTO DO CALDO

O caldo obtido na moagem tem como principal produto a sacarose. O objetivo do processo de tratamento de caldo é reduzir a presença de impurezas e ajustar o pH e a concentração de sacarose de forma a minimizar efeitos de inibição indesejáveis garantindo que o caldo chegue em condições adequadas para o bom processamento da fermentação alcoólica.

Dessa forma deve ser obtido um caldo com a menor quantidade de impurezas e contaminantes possível, com a concentração adequada de substrato para evitar inibição da atividade da levedura e que permita a produção de um vinho com concentração final de etanol que possibilite o menor consumo de energia.

Nesta etapa o caldo passa primeiramente por um tratamento físico em peneiras para remoção das impurezas mais grosseiras do caldo, como areia, fragmentos do bagaço moído, que mais tarde será usado no processo de filtração nessa mesma etapa. Apesar da pequena porcentagem dessas impureza no caldo, esse primeiro tratamento é de grande importância visando principalmente aumentar a eficiência e vida útil dos decantadores, filtros, bombas e outros equipamentos.

A limpeza do caldo extraído continua através de peneiras rotativas integradas ao conjunto de extração, enquanto um segundo peneiramento ocorre em peneiras hidrodinâmicas, visando a remoção de material fibroso de menor tamanho, assim como parte dos inertes. O uso de hidrociclones tem como fim remover partículas mais pesadas como areia e terra (DIAS, 2011).

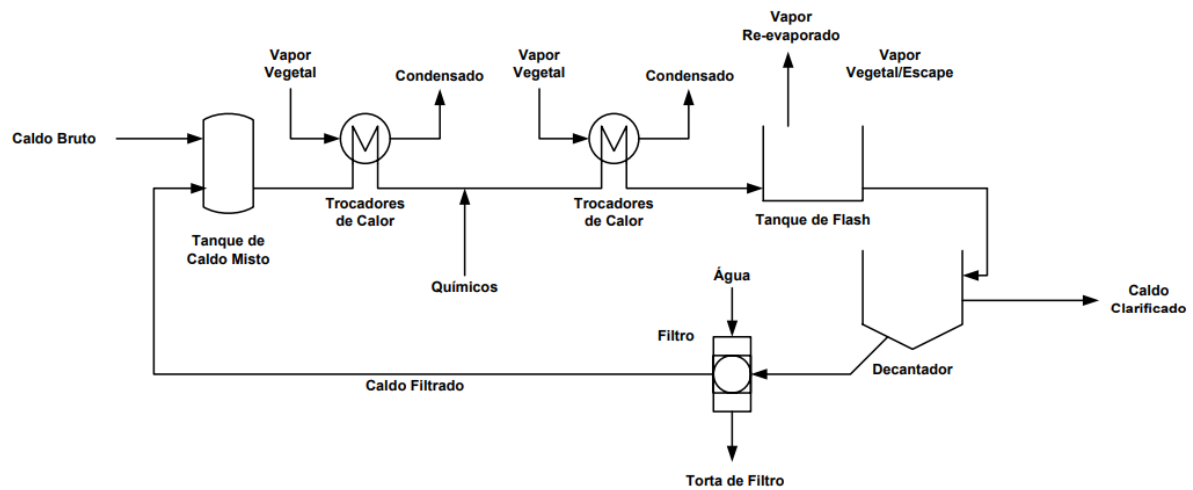
Em seguida, se faz necessário uma etapa de tratamento químico, porém antes da adição de leite de cal ao caldo realiza-se o seu aquecimento principalmente para facilitar a decantação das impurezas do caldo, com a diminuição da sua viscosidade. São usados geralmente aquecedores tipo tubo e casco com vapor saturado (de escape ou vegetal). A calagem é o processo de adição do leite de cal, a principal função dessa substância é a correção do pH, elevando seu valor para evitar a decomposição da sacarose, garantindo que a fermentação aconteça. Na sequência o caldo passa por um balão flash a temperatura atmosférica para eliminação de gases não-condensáveis que de outra maneira formariam bolhas de ar na superfície dos flocos e dificultariam sua precipitação.

A remoção das impurezas mais finas, presentes na forma de compostos solúveis, insolúveis ou em suspensão, é feita principalmente em decantadores através de operações de coagulação e floculação.

De acordo com Leite (2009), o decantador é adicionado polímero floculante, cujo fim é promover a formação de flocos, a base de impurezas, de maior tamanho e densidade visando a sua precipitação para logo serem eliminados. Na decantação devem ocluir nos flocos, o maior número de microrganismos originalmente presentes no caldo.

O lodo obtido na sedimentação das impurezas na etapa de decantação ainda contém certa quantidade de sacarose que pode ser recuperada por filtração, essa etapa geralmente acontece em filtro de tambor rotativo. Nesta etapa vale destacar a utilização do bagacilho, resíduo do bagaço da cana, que tem a finalidade de aumentar a retenção dos flocos, dessa forma separando os sólidos na etapa de filtração.

Durante essa etapa também é adicionada água de lavagem ao filtro para aumentar a recuperação dos açúcares, além de aumentar sua diluição e consequentemente aumentar a quantidade de água que necessita ser evaporada nos evaporadores. Após processar todo o lodo nos filtros rotativos se obtém a torta de filtro, substância com pol menor que 1%, que comumente é espalhada na lavoura como fertilizante.

Figura 3. Tratamento do Caldo.

Fonte: Pellegrini (2009)

2.3 CONCENTRAÇÃO

Terminado o tratamento, o caldo deixa o decantador com concentrações muito baixas em sólidos solúveis totais e então é necessário passar por uma etapa de concentração e esterilização para que se obtenha uma fermentação com alto grau alcoólico do vinho final a destilar.

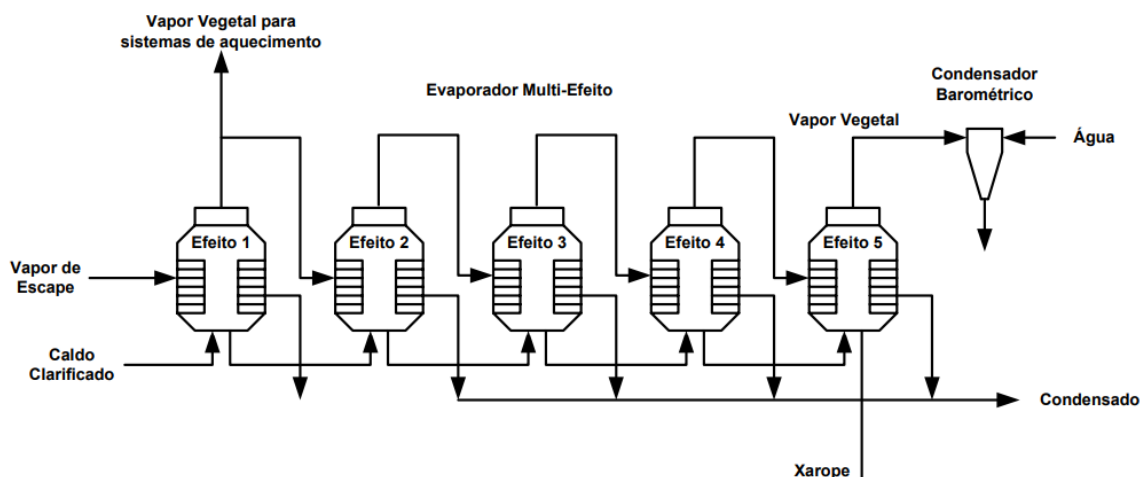
Como descrito em Mosqueira (2012) uma prática comum em destilarias autônomas é a de realizar a concentração do caldo em um único estágio de evaporação (pré-evaporador). Por outro lado, em usinas de açúcar com destilaria anexa, a concentração do caldo, para fabricação de açúcar, geralmente é realizada em sistemas de evaporação de cinco estágios, até uma concentração de 65 Bx. Apesar desse processo ser típico em sistemas de produção mista, sua utilização em destilarias autônomas é bastante interessante visto que a preparação do mosto em destilarias não conta com a utilização do melaço, resíduo com da produção do açúcar.

Quando a concentração é realizada em evaporadores de múltiplo efeito a forma de operação mais comum é em co-corrente; ou seja, com vapor e caldo fluindo na mesma direção, embora também seja possível encontrar unidades que optem por configurações contracorrente ou mistas.

Nessa etapa, como descrito em Mosqueira (2012), função dos evaporadores é retirar água presente no caldo promovendo assim a concentração do mesmo além de possibilitar o processo de formação do cristal, aproveitando os vapores gerados. Entre

os fatores que influenciam na eficiência dos pré-evaporadores e evaporadores estão as incrustações, métodos de limpeza, retirada de gases incondensáveis.

Figura 4. Concentração do caldo por evaporação.



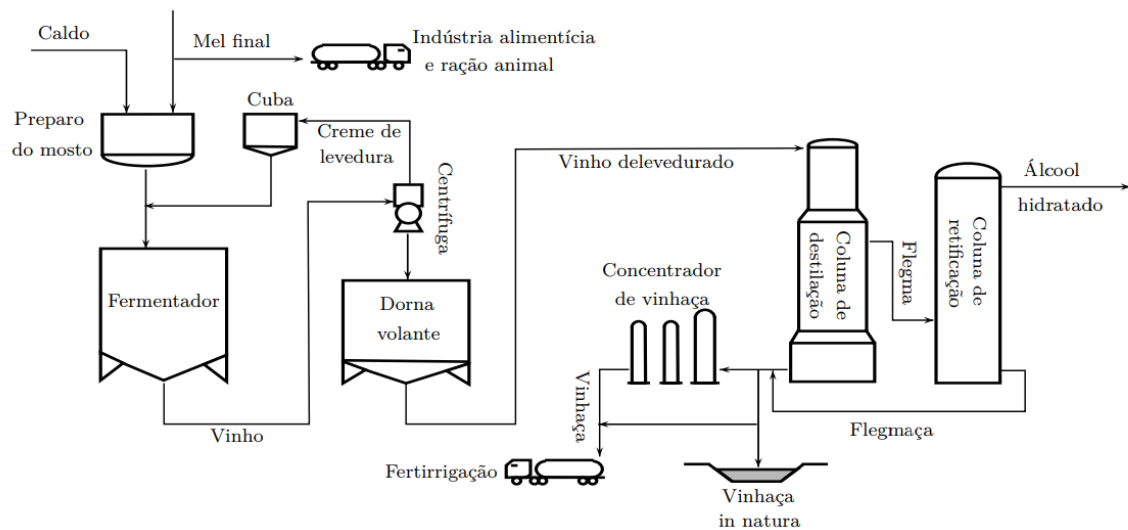
Fonte: Pellegrini (2009)

2.4 FERMENTAÇÃO

Após o preparo do mosto, que na verdade trata-se de uma mistura do xarope recebido do processo de concentração e caldo clarificado recebido do decantado no processo de tratamento do caldo, este é esterilizado promovendo a inativação térmica dos contaminantes bacterianos, os quais têm um efeito negativo na fermentação alcoólica. O processo de fermentação consiste de uma série de reações químicas catalisadas por um microrganismo, a levedura *Saccharomyces cerevisiae*, que convertem os açúcares em etanol, emitindo dióxido de carbono em uma reação exotérmica.

O processo de transformação dos açúcares em etanol ocorre em tanques, denominadas dornas de fermentação, onde há a mistura do mosto e do leite de levedura, ao terminar a fermentação, a mistura recebe o nome de vinho.

O processo de fermentação utilizado nas destilarias do Brasil é o Melle-Boinot, cuja característica principal é a recuperação de leveduras a través da centrifugação do vinho. Assim, a recuperação de fermento se faz com centrífugas de alta eficiência capazes de concentrar o leite até 65% em volume, estando prevista a centrifugação sequencial em duas etapas com diluição intermediária do fermento com água (LEITE, 2009).

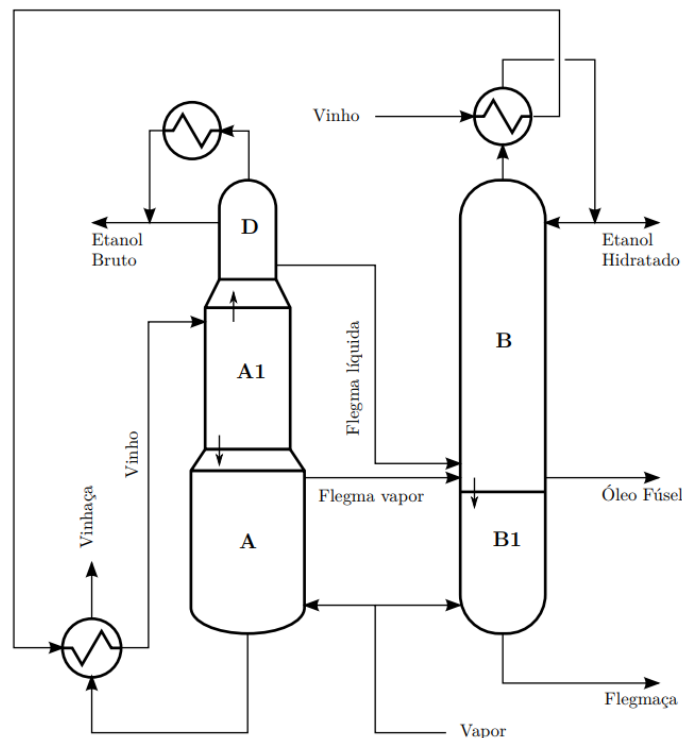
Figura 5. Fermentação alcoólica.

Fonte: Dias (2008)

2.5 DESTILAÇÃO

O vinho procedente da fermentação, é concentrado nesta etapa visando a separação do etanol da água. A destilação é uma operação de separação de múltiplos estágios baseada nas diferenças de volatilidade dos componentes de uma mistura, o principal produto o etanol hidratado (AEHC), que possui 92,6 e 93,8 % de etanol em massa (92,6 - 93,8° INPM), como encontrado em Pellegrini (2009)

O processo de obtenção de etanol hidratado desenvolve-se através de duas etapas. A primeira se realiza nas colunas de esgotamento, depuração e de concentração de cabeça, o conjunto dessas três colunas é comumente chamado de coluna de destilação. Enquanto a segunda etapa, realiza-se no conjunto de retificação, composta esta pelas colunas de retificação e de esgotamento.

Figura 6. Destilação e Retificação.

Fonte: Dias (2008).

3. ANÁLISE EXERGÉTICA

Neste tópico, será apresentado uma revisão bibliográfica da metodologia utilizada para a obtenção dos resultados. A metodologia desenvolvida é baseada na análise energética e exergética de processos de conversão de energia. Essa parte do trabalho visa principalmente descrever, os modelos matemáticos para cálculo das propriedades termodinâmicas são apresentados.

3.1 EXERGIA

3.1.1 Conceito de exergia

Segundo Çengel (2013), exergia, que também pode ser chamada de disponibilidade, trata-se do máximo trabalho útil que pode ser obtido de um sistema em um determinado estado e em um ambiente especificado. A quantificação da grandeza exergia pode ser introduzida a partir do conceito de trabalho reversível, assim como se pode mostrar que o balanço de exergia pode ser escrito como uma combinação linear do balanço de energia com o balanço de entropia.

3.1.2 Tipos de exergia

Desconsiderando-se efeitos nucleares, magnéticos, elétricos e de tensão superficial, pode-se dividir a exergia em quatro principais componentes: exergia cinética, potencial, física e química (KOTAS, 1995).

Na maior parte das análises de sistemas térmicos, como no caso do presente trabalho, os valores das exergias cinética e potencial podem ser desprezados. A exergia cinética e potencial equivalem, respectivamente, à energia cinética e potencial, pois teoricamente podem ser totalmente convertidas em trabalho.

A exergia física equivale à máxima quantidade de trabalho possível que pode ser obtido por um sistema ou fluxo de uma substância que passa de um estado inicial e atinge estado de referência restrito, caracterizado pela existência de equilíbrio térmico e mecânico com o meio ambiente. Já a exergia química é o máximo trabalho possível de se obter quando um sistema ou fluxo é que se encontra no estado de equilíbrio restrito com o ambiente e, através de um processo reversível, atinge o estado irrestrito de equilíbrio com este ambiente. Para a determinação da exergia química é necessário definir um modelo de meio ambiente padrão, Ensinas (2008) e Pellegrini (2009) apresentam um modelo a partir da temperatura de 25°C e pressão 100 kPa

3.2 EFICIÊNCIA EXERGÉTICA

A análise exergética proporciona uma forma de avaliar a magnitude das irreversibilidades, em relação à exergia fornecida em uma planta ou determinado componente. Assim, o cálculo das irreversibilidades pode ser avaliado através de um balanço exergético para um volume de controle definido como apresentado na equação 1, o balanço permite identificar quais componentes da planta e que motivos são responsáveis pela sua ineficiência.

$$\sum \dot{m}_e ex_e - \sum \dot{m}_s ex_s + Q \left(1 - \frac{T_0}{T} \right) - \dot{W} = \dot{I} \quad (1)$$

As irreversibilidades possuem duas componentes: as irreversibilidades externas ou perdas de exergia, que são produtos de fluxos que vão para o ambiente e que contém exergia, mas que não tem utilidade ou que não são utilizados; e as irreversibilidades internas ou exergia destruída, que ocorrem dentro dos limites do volume de controle definido, devido ao processo intrínseco ocorrido.

Para comparar os variados tipos de sistemas encontrados nos processos é necessário determinar um índice que permita avaliar qualitativamente a diferença entre a operação real de um sistema e a operação máxima possível de ser obtida de acordo com a 2ª Lei da Termodinâmica, essa operação é feita normalmente usando a razão entre a operação real e a operação ideal.

A eficiência exergética, também chamada de eficiência racional por Kotas (1985), é definida como a porcentagem da exergia do insumo de um componente que pode ser encontrada na exergia do produto. A avaliação deste indicador tem como vantagens fornecer uma indicação de quanto um componente se aproxima a sua operação ideal e suprir uma avaliação criteriosa do desempenho de processos com mais de um produto. A equação 2 representa a eficiência exergética é descrita a seguir.

$$\eta_{ex} = \frac{\text{Produto}}{\text{Insumo}} = 1 - \frac{\text{Irrerresibilidades}}{\text{Insumo}} = 1 - \frac{\text{Perdas} + \text{Destruição de Exergia}}{\text{Insumo}} \quad (2)$$

3.3 CÁLCULO DA EXERGIA DAS SUBSTÂNCIAS APLICADAS À PRODUÇÃO DE ETANOL DE PRIMEIRA GERAÇÃO

Para a realização da análise do processo de produção etanol é necessário, em primeiro lugar, realizar o cálculo das propriedades termodinâmicas das substâncias que as compõem o processo, só é possível iniciar a avaliação das exergias dos diferentes fluxos envolvidos no processo. A seguir são apresentadas as equações utilizadas para a determinação da exergia específica dos fluxos pertinentes as destilarias autônomas. A metodologia adotada e resumo destes cálculos para os principais fluxos numa planta de produção de etanol pode ser encontrado nos trabalho de Ensinas (2008), Pellegrini (2009) e Nebra (2005).

3.3.1 Exergia do bagaço da cana-de-açúcar

De acordo com Ensinas (2008), considerando que o bagaço representa a parte fibrosa da cana e assumindo que este é separado do caldo no processo de extração por princípios estritamente físicos, pode-se aplicar a proposta de Szargut (1988) para o cálculo da exergia de combustíveis sólidos.

Essa metodologia leva em consideração correlações obtidas de propriedades de compostos orgânicos e estendidas para materiais mais complexos, como a madeira. As correlações são determinadas em função do poder calorífico inferior bem

como a composição mássica do combustível, O poder calorífico inferior do bagaço pode ser calculado pela correlação apresentada a seguir:

$$PCI_{bag} = 17790 - 50,23Pol_{bag} - 203\phi_{bag} \quad (3)$$

A razão beta (β) que estabelece a relação entre a exergia química do combustível em análise e seu Poder Calorífico Inferior (PCI), pode ser calculada a partir da equação:

$$\beta = \frac{1,0412 + 0,2160 \left(\frac{\mu_{H2}}{\mu_C} \right) - 0,2499 \left(\frac{\mu_{O2}}{\mu_C} \right) \left[1 + 0,7884 \left(\frac{\mu_{H2}}{\mu_C} \right) \right] + 0,0450 \left(\frac{\mu_{N2}}{\mu_C} \right)}{1 - 0,3035 \left(\frac{\mu_{O2}}{\mu_C} \right)} \quad (4)$$

Por fim, a exergia química do bagaço com presença de umidade e baixo teor de cinzas pode, assim, ser calculada a partir da equação 5, que inclui um fator de correção pela presença de enxofre no combustível.

$$ex_{q,bag} = (PCI_{bag} + \mu_{ag}\Delta h_{lv,ag})\beta + (9683\mu_s) + ex_{q,z}\mu_z + ex_{q,ag}\mu_{ag} \quad (5)$$

3.3.2 Exergia da solução sacarose-água

O método descrito a seguir parte dos trabalhos de Nebra (2005) e Ensinas (2008) que realizaram uma extensa revisão dos cálculos de propriedades do caldo, considerado como uma solução sacarose-água, visando a proposta de uma metodologia de cálculo da exergia desta solução. Considerando a solução não-ideal sacarose-água, a componente física da solução pode ser expressa pela equação a seguir:

$$ex_{f,ssa} = \Delta h_{ssa} - T_0\Delta_{ssa} \quad (6)$$

A exergia química da solução pode ser calculada pela Equação 7.

$$ex_{q,ssa} = \frac{(y_{ssa}ex_{q,sac}MM_{sac} + y_{ag}ex_{q,ag}MM_{ag}) + RT_0(Y_{sac} \ln(\gamma_{sac}y_{sac}) + y_{ag} \ln(\gamma_{ag}y_{ag}))}{MM_{ssa}} \quad (7)$$

Para o cálculo da entalpia, entropia e coeficientes de atividade necessários para a determinação da exergia total da solução sacarose-água, diversos parâmetros devem ser determinados, entre estes, a solubilidade da solução sacarose-água, que pode ser calculada pela correlação descrita na equação abaixo.

$$x_{ssa,sat} = 63,753 + 0,13542t_{ssa} + 0,0008869t_{ssa}^2 - 2,222 \times 10^{-6}t_{ssa}^{-3} \quad (8)$$

Quando a solução se encontra acima do ponto de solubilidade indicado pela equação 8, duas fases coexistirão: solução de água-sacarose e cristais de açúcar. A partir deste ponto as propriedades podem ser calculadas como uma mistura das duas fases, sendo uma média das propriedades de cada uma. A partir da solubilidade máxima é possível calcular a fração molar de saturação da sacarose na solução:

$$Z_{ssa} = \frac{100 - x_{ssa}}{100 - x_{ssa,sat}} \quad (9)$$

Entre as diversas correlações e valores encontrados na literatura para obter o calor específico de soluções sacarose-água, a correlação atribuída a Janovskij-Archangelskij permite o cálculo do calor específico a pressão constante (C_p) da solução sacarose-água para uma faixa de pureza do caldo de cana entre 55-100%.

$$cp_{ssa} = 4,1898 - 0,0297x_{ssa} + 4,6 \times 10^{-5}x_{ssa}P_{Z_{ssa}} + 7,5 \times 10^{-5}x_{ssa}t_{ssa} \quad (10)$$

A entalpia, a uma pressão dada, pode ser obtida através da Equação:

$$h(T, p) = h(T_0, p_0) + \int_{T_0}^T C_p(T, p) dT \quad (11)$$

Enquanto a entropia pode ser encontrada derivando a equação abaixo:

$$s(T, p) = \int_{T_0}^T \frac{C_p(T, p)}{T} dT \quad (12)$$

O estado de referência adotado para a integração foi: entalpia nula a 0°C (de acordo com a função STEAM_IAPWS do software EES usada para determinar as propriedades da água no modelo. Assim, utilizando a equação 13 e desprezando o efeito da pressão¹⁵, a equação pode ser integrada, resultando em:

$$h_{ssa} = (4,1868 - 0,0297x_{ssa} + 4,6 \times 10^{-5}x_{ssa}P_{Z_{ssa}})t_{ssa} + 3,75 \times 10^{-5}x_{ssa}t_{ssa}^2 \quad (13)$$

Do mesmo modo, a entropia da solução em relação ao estado de referência, com entropia nula a 0°C, para concentrações abaixo do ponto de solubilidade pode ser calculada pela Equação (14).

$$s_{ssa} = (4,1868 - 0,05018625x_{ssa} + 4,6 \times 10^{-5}x_{ssa}P_{Z_{ssa}}) \ln \frac{T}{T_{ref}} + 7,5 \times 10^{-5}x_{ssa}(T - T_{ref}) \quad (14)$$

Peacock (1995) apresenta uma correlação para o cálculo da elevação do ponto de ebulição devido ao aumento da concentração da solução sacarose-água, considerando a temperatura de saturação e a concentração de sólidos equação 15.

Esta correlação foi adotada para os cálculos efetuados neste trabalho, em especial na simulação do sistema de evaporação de caldo, onde o efeito da elevação do ponto de ebulição assume significativa importância nos cálculos.

$$\Delta t_{epe,ssa} = 66,064 \times 10^{-5} \left[\frac{(273 + t_{ssa})^2 x_{ssa}^2}{(374 - t_{ssa})^{0,38}} \right] [5,84 \times 10^{-7} (x_{ssa} - 40)^2 + 0,00072] \quad (15)$$

O coeficiente de atividade da água pode ser calculado a partir da equação 16, e então a atividade da água pode ser determinada por meio da equação 17

$$\ln \gamma_{ag} = \frac{-212,48}{T_{ssa}} y_{sac}^2 (1 - 1,0038 y_{sac} - 0,24653 y_{sac}^2) \quad (16)$$

$$a_{ag} = \gamma_{ag} y_{ag} \quad (17)$$

No caso do cálculo do coeficiente de atividade da sacarose, é realizada uma correlação entre o coeficiente de atividade da água e a integração da equação de Gibbs-Duhem para a solução binária sacarose-água, equação 19.

$$\int_{y_{sac}}^{y_{sac}=y_{sac,sat}} d(\ln a_{sac}) = \int_{y_{sac}}^{y_{sac}=y_{sac,sat}} \frac{y_{ag}}{y_{sac}} d(\ln a_{sac}) \quad (19)$$

Os limites da integração correspondem ao estado inicial da solução e a sua máxima solubilidade que corresponde ao estado em que a solução se encontra em equilíbrio com a sacarose pura, assim, o valor da atividade da sacarose corresponde ao seu estado puro, como apresentado por Ensinas (2008). Desta forma, o coeficiente de atividade da sacarose pura pode ser calculado pelas equações 20 e 21 e a atividade da sacarose pela equação 22.

$$\gamma_{sac,sat} = \frac{1}{y_{sac,sat}} \quad (20)$$

$$\ln \left(\frac{\gamma_{ag}}{\gamma_{sac}} \right) = \frac{2121,48}{T_{ssa}} (y_{sac} - y_{sac,sat}) \left[\begin{aligned} &2(y_{sac} - y_{sac,sat}) - 2,5057(y_{sac}^2 - y_{sac,sat}^2) \\ &+ 0,67509(y_{sac}^3 - y_{sac,sat}^3) \\ &+ 0,24653(y_{sac}^4 - y_{sac,sat}^4) \end{aligned} \right] \quad (21)$$

$$a_{sac} = \gamma_{sac} y_{sac} \quad (22)$$

3.3.3 Exergia Da Solução Etanol – Água

Para a determinação da exergia da solução etanol-água foi utilizada a proposta de Faria (2003). A exergia total é obtida pela soma das componentes física e química como indica a equação 23.

$$ex_{tot,sea} = ex_{f,sea} + ex_{q,sea} \quad (23)$$

A exergia física é determinada pela seguinte expressão:

$$ex_{f,sea} = [x_{ag}(h_{ag} - h_{0(ag)}) + x_{et}(h_{et} - h_{0(et)}) + h_{sea}] - T_0[x_{et}(S_{et} - S_{0(et)}) + S_{sea}] \quad (24)$$

A entalpia da mistura de etanol e água é calculada de acordo à proposta encontrada em Modesto (2005), com a temperatura em Kelvin:

$$h_{sea} = \frac{y_{et}(1 - y_{et})(a_0\sqrt{y_{et}} + a_{0,5}\sqrt{y_{et}} + a_{1,5}(y_{et})^{1,5} + a_{2,5}(y_{et})^{2,5} + a_{4,5}(y_{et})^{4,5})}{MM_{sea}} \quad (25)$$

Em que:

$$a_0 = -3,63868 \times 10^{-5} + 1,83829 \times 10^3(T_{sea}) - 2,32763(T_{sea})^2$$

$$a_{0,5} = -9,25982 \times 10^{-5} + 4,83586 \times 10^3(T_{sea}) + 6,37228(T_{sea})^2$$

$$a_{1,5} = -14,04894 \times 10^{-5} + 7,51661 \times 10^3(T_{sea}) - 10,1128(T_{sea})^2$$

$$a_{2,5} = -10,91318 \times 10^{-5} + 5,89498 \times 10^3(T_{sea}) + 7,98868(T_{sea})^2$$

$$a_{4,5} = -2,79986 \times 10^{-5} + 1,50557 \times 10^3(T_{sea}) - 2,03127(T_{sea})^2$$

A entropia da solução etanol-água pode ser calculada conhecendo a energia livre de Gibbs:

$$s_{sea} = \frac{h_{sea} - g_{sea}}{T_{sea}} \quad (26)$$

A energia livre de Gibbs para a solução equação 27 é por sua vez, função dos coeficientes de atividade do etanol e da água, calculados respectivamente pelas equações 28 e 29.

$$g_{sea} = \frac{RT_0}{MM_{ssa}} (x_{et} \ln(\gamma_{et}) + x_{ag} \ln(\gamma_{ag})) \quad (27)$$

$$\gamma_{et} = \exp \left[a_{12} \left(\frac{a_{21} \gamma_{ag}}{a_{12} \gamma_{et} + a_{21} \gamma_{ag}} \right)^2 \right] \quad (28)$$

$$\gamma_{ag} = \exp \left[a_{21} \left(\frac{a_{21} \gamma_{et}}{a_{12} \gamma_{et} + a_{21} \gamma_{ag}} \right)^2 \right] \quad (29)$$

Na qual:

$$a_{12}=1,6877$$

$$a_{12}=0,9003$$

Por último, a exergia química é calculada como:

$$ex_{q,sat} = \frac{\gamma_{et} ex_{q,et} MM_{et} + \gamma_{ag} ex_{q,ag} MM_{ag}}{MM_{sea}} \quad (30)$$

Os valores da exergia química padrão da água e do etanol, adotados nos trabalhos de Ensinas (2008) e Pellegrini (2009), foram adotados neste estudo.

4. SIMULAÇÃO E ANÁLISE DO PROCESSO DE PRODUÇÃO DO ETANOL DE PRIMEIRA GERAÇÃO

A planta padrão para o caso em estudo procura representar de maneira fiel as características comuns a muitas destilarias autônomas encontradas no Brasil. Buscou-se realizar uma simulação do processo a partir de um levantamento das práticas comumente utilizadas, no que diz respeito aos parâmetros de operação e ao uso da energia e da água no mesmo, esses dados foram baseados baseado em situações coletadas junto a usinas reais e fontes bibliográficas.

Os modelos desenvolvidos para os diferentes processos de conversão de energia, foram implementados no software EES para a simulação da operação em regime permanente da usina, onde foram realizados balanços de massa, energia e de exergia, necessários para uma descrição detalhada do processo. A simulação das etapas de destilação e retificação foram realizadas separadamente, visto as limitações do programa principal, foi utilizado então o programa COCO simulation sendo os resultados utilizados no programa principal. O programa COCO simulation também foi utilizado para o cálculo das exergias dos processos, pois conta com as substâncias envolvidas na composição do caldo em seu banco de dados.

Os modelos simplificados dos diferentes processos da usina permitem variar os principais parâmetros de operação de destilarias reais, dentre eles:

- Composição da Cana;
- Quantidade de bagaço produzido;
- Temperatura e fração mássica dos diferentes tipos de caldo;
- Quantidade de água de embebição;
- Quantidade de caldo para produção de açúcar e de álcool.

Além disso, é possível realizar mudanças nos parâmetros de funcionamento dos principais equipamentos do processo, como por exemplo:

- Pressão dos efeitos do evaporador;
- Opção do efeito no evaporador para extração do vapor a ser utilizado nos diferentes processos de aquecimento;
- Escolha da pressão e temperatura de geração do vapor nas caldeiras;
- Escolha pela eletrificação ou não dos acionamentos mecânicos da moenda.

4.1 PARÂMETROS BÁSICOS DO PROCESSO

As características básicas consideradas do processo convencional utilizado como base para a planta padrão, bem como parâmetros utilizados para a modelagem, são descritos na Tabela 2.

Tabela 2. Parâmetros iniciais para modelagem da planta de uma destilaria.

Parâmetro	Valor
Moagem (t cana/ano)	1.092.504
Moagem horária (t cana/h)	300
Teor de fibra da cana (%)	14,0
Pol da cana (%)	14,0
Produção de etanol hidratado (l/t cana)	40,0

Fonte: Ensinas (2008)

Alguns dados precisam ser coletados previamente para realização das simulações, esses parâmetros, acrescidos dos já descritos na tabela acima, foram

coletados para a confecção de uma planta padrão, além de servirem como base para a modelagem de cada subsistema individualmente.

- Composição da cana moída;
- Quantidade de água de embebição;
- Quantidade de caldo misto;
- Rendimento fermentativo e rendimento da destilação para a produção de álcool;
- Consumo específico de vapor para produção de álcool;
- Consumo específico energia mecânica nas moendas;
- Consumo de energia elétrica na usina;

As propriedades dos fluxos de caldo, xarope, massa cozida, mel e açúcar foram calculadas com base nas equações apresentadas para a solução sacarose-água. Para os fluxos de vinho, etanol e vinhaça, as propriedades calculadas tiveram como base as equações apresentadas para solução etanol-água.

A seguir são apresentadas os parâmetros e metodologias para análise de cada subsistema do processo de produção do álcool.

4.2 SUBSISTEMA I – SISTEMA DE EXTRAÇÃO

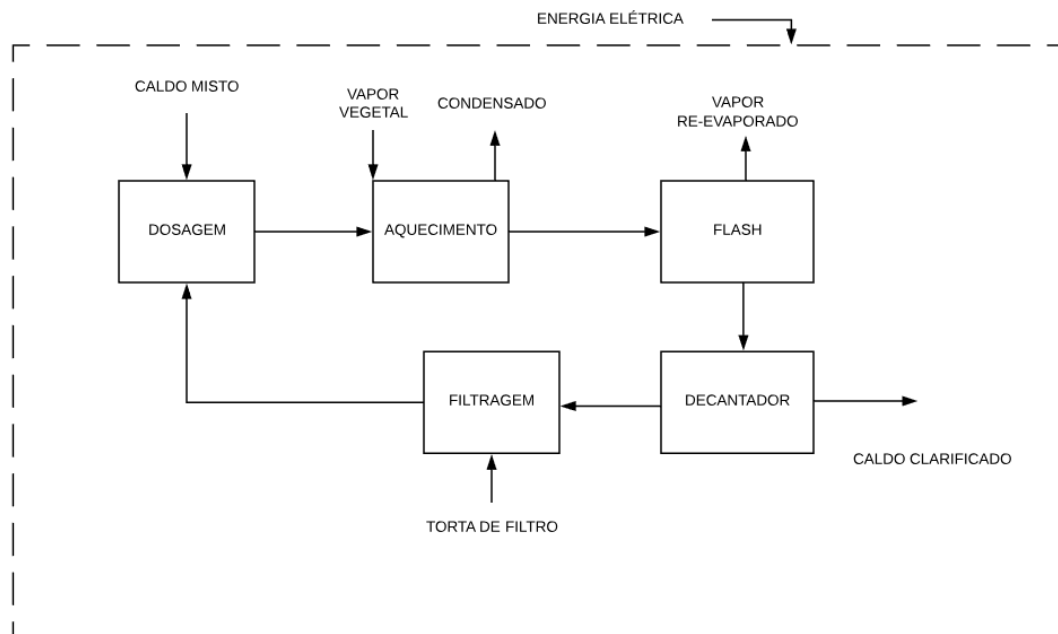
O sistema de extração foi modelado com a utilização de moendas, visto que esse procedimento é largamente empregado nas usinas brasileiras em relação ao processo de difusão, o acionamento dos niveladores, picadores e desfibradores, bem como dos ternos da moenda, foi modelado com sendo realizado por turbinas a vapor.

Essa etapa possui um elevado número de equipamento e processos, dessa forma para simplificação dos cálculos de balanço de massa e energia, o volume de controle mostrado na figura 7 foi adotado para realização dos cálculos.

4.2 SUBSISTEMA II – SISTEMA DE EXTRAÇÃO

Devido à falta de informações disponíveis e as limitações do programa para simulações mais complexas, uma simplificação desta etapa foi adotada assim como mostra a figura 8, além disso vale ressaltar que cada equipamento foi modelado separadamente visto o grande número de fluxos de caldo. Apesar da elevada quantidade de água usada nesse subsistema, a mesma foi desconsiderada nos cálculos, devido a sua baixa contribuição exergética no processo.

Figura 8. Volume de controle adotado para simulação da etapa de tratamento do caldo.



Fonte: Autoria própria (2019)

Como sugere Pellegrini (2009) uma eficiência energética de 98% foi adotada nos trocadores de calor e o vapor vegetal que deixa os trocadores sai como líquido saturado além disso não há variação da quantidade de sacarose nos trocadores.

O vapor gerado no tanque de flash está em equilíbrio com a água contida no caldo, sendo este equilíbrio calculado a partir da Lei de Raoult Modificado, como encontrado em Ensinas (2008). A equação do equilíbrio é responsável pela determinação da temperatura do caldo na saída do tanque de flash.

A adição de químicos foi considerada nessa etapa, apesar de uma baixa vazão mássicas a adição do leite de cal na etapa de dosagem contribui de forma significativa para a análise exergética.

De acordo com Ensinas (2008), para o cálculo das propriedades termodinâmicas do vapor vegetal podem ser consideradas as propriedades da água, como forma de implicação, visto que esse vapor corresponde a 98% de água. O caldo misto, caldo dosado, caldo clarificado e caldo filtrado encontrados nessa etapa foram considerados uma solução de água e sacarose e suas propriedades foram calculadas de acordo com as equações já descritas nesse trabalho.

O vapor re-evaporado do balão de flash não é utilizado em nenhuma outra etapa da produção, sendo perdido para o meio, outra observação é que a torta de filtro é considerada um resíduo do processo sem valor, sendo assim a sua exergia não foi calculada, pois não há dados disponíveis sobre a sua composição.

O parâmetros necessários para a modelagem e simulação desse subsistema são mostrados na tabela 4.

Tabela 4. Parâmetros para simulação da etapa de tratamento do caldo.

Parâmetro	Valor
Óxido de Cálcio consumido (kg/t cana)	1,1
Água para lavagem do filtro e diluição do lodo (kg/t cana)	70
2F (kg/t cana)	5
Umidade bagaço (%)	50
Torta de filtro gerada (kg/t cana)	35
Umidade da torta de filtro (%)	70
Pol da torta de filtro (%)	2
Fração de caldo recirculado (%)	10
Temperatura do caldo filtrado	85
Temperatura do caldo recirculado (°C)	70
Temperatura do caldo para o decantador (°C)	97
Temperatura caldo tratado (°C)	97

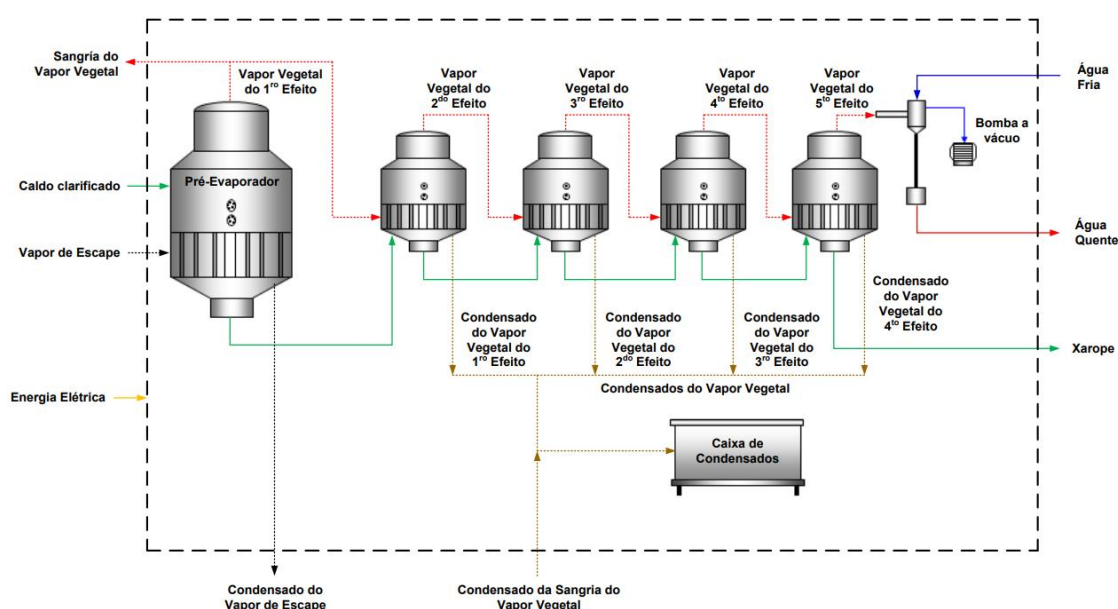
Fonte: Ensinas (2008)

4.3 SUBSISTEMA III – CONCENTRAÇÃO

Para a etapa de concentração foi considerado um sistema de evaporação de cinco estágios já que é o mais encontrado nas destilarias autônomas e usinas de produção mista. Dessa forma o xarope, resultado dessa etapa, chega com elevada concentração na preparação do mosto para o processo de fermentação alcoólica.

Como essa etapa não apresenta muitos equipamentos, e os evaporadores estão ligados em series e com fluxos direcionados a uma mesma direção, essa etapa não foi simplificada, e sua modelagem foi seguiu a metodologia descrita em Pellegrini (2009), Ensinas (2008) e Mosqueira (2012). A figura 9 apresenta o volume de controle adotado para esse subsistema.

Figura 9. Volume de controle adotado para a simulação do processo de concentração.



Fonte: Mosqueira (2012).

Uma eficiência energética de 98% foi adotada nos corpos dos evaporadores. O vapor vegetal deixa os equipamentos como líquido saturado e há variação da quantidade de sacarose nos equipamentos. Além disso, o vapor gerado nos corpos dos evaporadores está em equilíbrio com a água contida no caldo, sendo este equilíbrio calculado a partir da Lei de Raoult Modificado.

O vapor de escape é proveniente das caldeiras, enquanto a água é um insumo do processo e seu custo em base exergética é igual a 1.

As temperaturas do vapor vegetal gerado e do caldo concentrado que deixam cada efeito de evaporação foram determinadas considerando-se a elevação do ponto de ebulição devido ao aumento de concentração do caldo. Deste modo, o vapor

vegetal gerado se apresenta superaquecido, sendo sua temperatura final calculada pela tabela 31.

$$t_{vv} = t_{vv,sat} + \Delta_{epe} \quad (31)$$

Os parâmetros para a simulação são descritos na tabela 5.

Tabela 5. Parâmetros para simulação da etapa de concentração do caldo

Parâmetro	Valor
Brix do xarope (%)	65
Pureza do caldo clarificado (%)	86
Pureza do xarope (%)	86
Temperatura do caldo clarificado (°C)	97
Pressão de operação do 1ºEfeito (kPa)	169
Pressão de operação do 2ºEfeito (kPa)	131
Pressão de operação do 3ºEfeito (kPa)	93
Pressão de operação do 4ºEfeito (kPa)	54
Pressão de operação do 5ºEfeito (kPa)	16

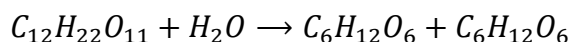
Fonte: Ensinas (2008)

4.5 SUBSISTEMA VI – FERMENTAÇÃO

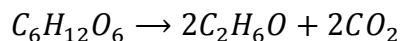
A metodologia adotada para a modelagem do processo de fermentação foi a descrita em Dias (2008) e Mosqueira (2012). O fermentador foi considerado inicialmente como um reator de conversão. Um único reator foi utilizado e as reações e conversões foram determinadas com base nos resultados de rendimentos obtidos na indústria, com formação de etanol, levedura e outros subprodutos.

O mosto, composto basicamente por sacarose e água, sofre um processo de fermentação alcoólica com leveduras, que convertem a sacarose em etanol, emitindo dióxido de carbono em reação exotérmica. As reações simplificadas de conversão do açúcar em etanol estão apresentadas abaixo.

Inicialmente a sacarose presente no caldo é invertida a glicose e frutose:



Foi considerada a conversão de 100 % de sacarose. Etanol é produzido a partir da conversão de hexoses, de acordo com a equação:



A conversão de subprodutos considerada no reator foi calculada com base em dados médios encontrados em Dias (2008), Pellegrini(2009), Ensinas (2008) e Mosqueira (2012). A conversão em etanol foi calculada de modo a atingir teor alcoólico no vinho de 6,8% em massa, já que a baixa temperatura média praticada nas destilarias atualmente é de 34 °C.

As dornas de fermentação são completamente fechadas e os gases liberados são recuperados e encaminhados a uma coluna para lavagem e recuperação do etanol arrastado. A seção de tratamento de fermento foi desconsiderada nessa etapa, visto sua baixa contribuição para o conteúdo exergético dessa etapa.

A seguir são mostrados os parâmetros adotados para a simulação do processo.

Tabela 6. Parâmetros para simulação da etapa de fermentação do caldo.

Parâmetro	Valor
Temperatura de fermentação (°C)	34
Grau alcoólico do vinho (°INPM)	6,8
Eficiência de fermentação (%)	89
Consumo de ácido sulfúrico (g/t etanol produzido)	0,13
Entalpia de reação da fermentação (kJ/kg ARTconv)	575,4

Fonte: Ensinas (2008)

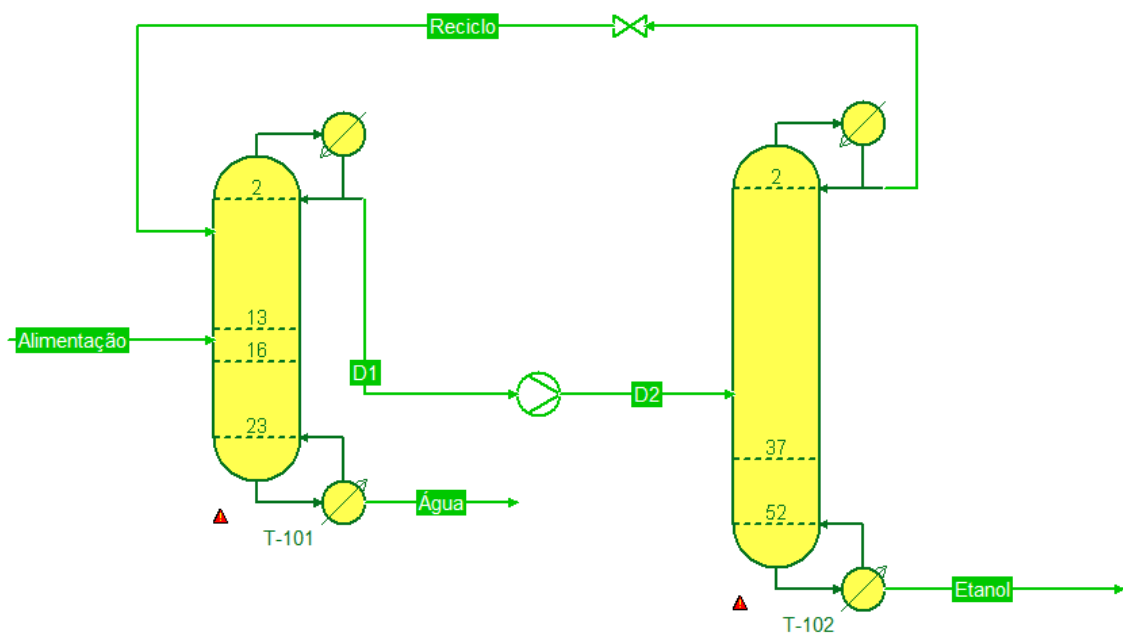
4.5 SUBSISTEMA V – DESTILAÇÃO E RETIFICAÇÃO

O processo de destilação simulado é semelhante ao processo de destilação convencional observado nas destilarias. Dados de número de estágios, posição de alimentação e pressão de operação foram baseados em dados de Ensinas (2008). A planta padrão conta com um sistema tradicional de destilação com duas colunas

(destilação e retificação) operando com pressão atmosférica para a obtenção do etanol hidratado.

A simulação dessa etapa foi realizada no software *COCO simulation*, pois o software principal usado nas simulações dos demais sistemas não apresenta opção para a modelagem dos parâmetros de funcionamentos das colunas de destilação e retificação. Dessa forma, o volume de controle apresentado a seguir foi usado na modelagem do processo.

Figura 10. Volume de controle adotado para a simulação da destilação.



Fonte: Autoria Própria (2019)

Como é possível observar o processo foi implementado de forma semelhante como já descrito neste trabalho na qual foi descrito o processo convencional de destilação alcoólica utilizado nas destilarias.

Na primeira coluna de destilação onde se obtém a flegma, é gerada uma grande quantidade de vinhaça como efluente, na modelagem ela foi tratada como água, como sugere Ensinas (2008), que deve ser tratada adequadamente, pois apresenta elevada carga orgânica.

Ainda segundo Ensinas (2008) considera-se a produção de uma fração entre 7% de etanol de segunda, com grau alcoólico de aproximadamente 91,3°INPM, obtido na coluna de destilação e vinhaça com grau alcoólico bastante pequeno, cerca de 0,02°INPM, visto que sua concentração é basicamente constituída de água. O etanol

hidratado que deixa a coluna de retificação na fase líquida é resfriado para ser armazenado.

A tabela abaixo apresenta os principais parâmetros utilizados na destilação.

Tabela 7. Parâmetros para simulação da etapa de extração do caldo

Parâmetro	Valor
Pressão de operação da coluna de destilação (kPa)	100
Pressão de operação da coluna de retificação (kPa)	100
Razão de refluxo	3,5
Número de bandejas na coluna de destilação	24
Número de bandejas na coluna de retificação	53
Temperatura de alimentação do vinho (°C)	90
Temperatura final do etanol hidratado (°C)	35
Concentração do vinho (°INPM)	6,8
Concentração do etanol hidratado produzido (°INPM)	93,7
Concentração de etanol de segunda produzido (°INPM)	91,2
Concentração de etanol de flegma (°INPM)	50
Concentração de etanol na vinhaça (°INPM)	0,02
Produção de vinhoto (kg/kg de etanol hidratado)	13,7

Fonte: Ensinas (2008)

5. RESULTADOS E DISCUSSÕES

A seguir, são apresentados os resultados da análise energética e exergética da produção etanol de primeira geração em uma destilaria autônoma, tomando como ambiente de referência aquele definido Ensinas (2008) e Pellegrini (2009). Foram avaliadas as exergias das correntes, de acordo às metodologias apresentadas para os fluxos de soluções etanol-água, soluções compostos orgânicos-água, bagaço de cana e a cana-de-açúcar. As exergias químicas dos fluxos associados a produtos químicos no processo foram obtidas em Ensinas (2008). Primeiramente são avaliadas

o consumo energético e as exergias dos fluxos para cada caso, seguido da definição dos insumos e produtos em cada um dos subsistemas, finalizando com o cálculo das irreversibilidades e eficiências.

A tabela a seguir apresenta a descrição dos fluxos envolvidos em cada subsistema assim como o valor das exergias calculadas de acordo com a metodologia descrita anteriormente.

Tabela 8. Exergias absolutas de todos os subsistemas do processo.

SUBSISTEMA I – EXTRAÇÃO DO CALDO			
ENTRADAS	<i>Ex(kW)</i>	SAÍDAS	<i>Ex(kW)</i>
Cana-de-açúcar	474564	Bagaço	232950
Vapor de acionamento	21420	Vapor de escape	13728
Água de embebição	1366	Caldo misto	234175
Energia Elétrica	1500		
SUBSISTEMA II – TRATAMENTO DO CALDO			
ENTRADAS	<i>Ex(kW)</i>	SAÍDAS	<i>Ex(kW)</i>
Bagacilho	6.926	Caldo clarificado	238378
Vapor vegetal para o aquecimento	12.308	Condensado do vapor vegetal	652
Caldo Misto	234175		
Oxido de cálcio	120		
Energia Elétrica	1.200		
SUBSISTEMA III – CONCENTRAÇÃO DO CALDO			
ENTRADAS	<i>Ex(kW)</i>	SAÍDAS	<i>Ex(kW)</i>
Caldo clarificado para concentração	88745	Xarope	85453
Vapor de escape para concentração do caldo	10980	Sangria do vapor vegetal para aquecimento do caldo	8766
Condensado da sangria do vapor vegetal	1266	Condensado do vapor de escape na concentração do caldo	1587
Energia Elétrica	1200	Condensados do vapor vegetal na concentração do caldo	1398

SUBSISTEMA VI – FERMENTAÇÃO

ENTRADAS	$Ex(kW)$	SAÍDAS	$Ex(kW)$
Caldo tratado para preparação do mosto	149633	Vinho	210965
Xarope	85453		
Ácido sulfúrico	2		
Energia Elétrica	900		

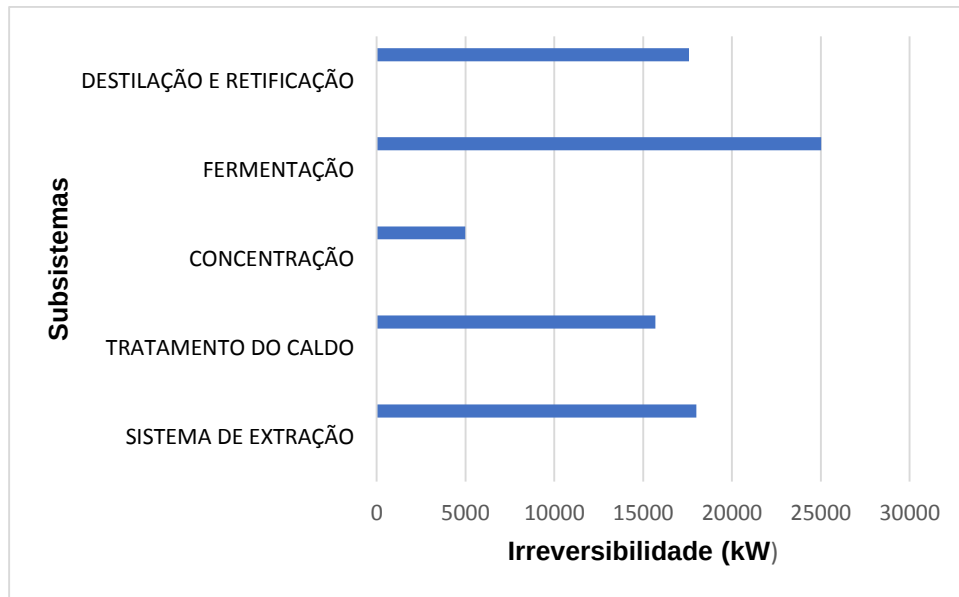
SUBSISTEMA V – DESTILAÇÃO E RETIFICAÇÃO

ENTRADAS	$Ex(kW)$	SAÍDAS	$Ex(kW)$
Vinho	210965	Etanol hidratado	165784
Vapor de aquecimento do refervedor da coluna de destilação	8125	Flegmaça e Vinhaça	30659
Vapor de aquecimento do refervedor da coluna de retificação	4569	Etanol de segunda	4758
Energia Elétrica	450	Condensado do vapor na coluna de destilação	1457
		Condensado do vapor na coluna de retificação	861

Fonte: Autoria Própria (2019)

Como sugere Mosqueira (2012) na extração do caldo, foi considerado como produto o caldo misto, sendo o bagaço um subproduto da operação. Além disso o caldo tratado, o xarope, o vinho, o etanol hidratado e anidro são os produtos para os processos de tratamento, concentração, fermentação e destilação respectivamente.

O gráfico abaixo apresenta as irreversibilidades de cada subsistema.

Figura 11. Irreversibilidades de cada subsistema.

Fonte: Autoria Própria (2019)

De acordo à figura 11, o principal gerador de irreversibilidade do processo é a etapa de fermentação alcoólica. A ineficiência do processo ocorre principalmente pela reação bioquímica nas dornas de fermentação, bem como pela dissipação de calor devido à natureza exotérmica das reações nesse processo. Medidas de aumento da eficiência de fermentação com o melhor controle da temperatura das dornas podem contribuir para melhorar significativamente esse resultado.

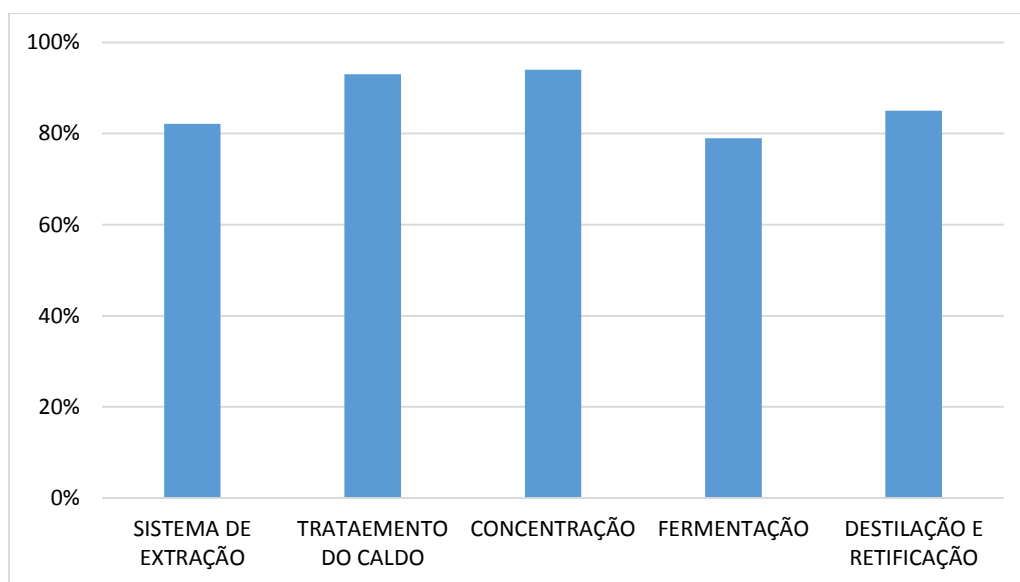
Associada a fermentação na produção do etanol a etapa de destilação e retificação apresentou elevado teor de irreversibilidade devido principalmente a diferença de temperatura entre o agente térmico utilizado para fornecimento de calor e a corrente da mistura a ser separada, uma forma de reduzir a destruição de exergia nessa etapa é a redução do consumo de vapor na coluna de destilação.

Outra etapa que apresentou elevado índice de irreversibilidade foi o subsistema de extração do caldo. A destruição de exergia neste subsistema está ligada principalmente à perda de sacarose para o bagaço e ao uso de energia que representa cerca de 45% da irreversibilidade deste subsistema. O alto consumo de potência no preparo da cana e na moagem com equipamentos de baixa eficiência como as turbinas a vapor que geralmente apresentam eficiência equivalente a 55% normalmente empregadas nas usinas contribuem para este resultado.

Como é possível observar na tabela 8 o aquecimento durante o processo de tratamento do caldo é responsável por quase metade das irreversibilidades geradas no sistemas, as irreversibilidades nos demais equipamentos se concentram principalmente no filtro pois este está diretamente ligado à quantidade de torta de filtro produzida, a exergia da torta de filtro foi considerada com uma exergia destruída, o uso de vapor extraído de outros efeitos do sistema de evaporação, pode ser uma alternativa para redução das irreversibilidade, como por exemplo o vapor gerado no balão de flash.

A figura a seguir apresenta os valores de eficiências exergética para cada subsistema.

Figura 12. Eficiências exergéticas por subsistema.



Fonte: Autoria Própria (2019)

A eficiência dos subsistemas foi calculada a partir das equações 1 e 2, utilizando os dados da tabela 8, com o gráfico de eficiências é possível observar de forma mais clara as situações ditas anteriormente. O sistema de fermentação apresentou a menor eficiência exergética, apenas 79% , já o sistema de concentração por evaporação foi o mais eficiente com 94%.

5.1 IRREVERSIBILIDADES

A irreversibilidade gerada na destilaria pode ser caracterizada em dois grupos distintos:

- Evitáveis: irreversibilidades de origem física como perdas de massa, calor e/ou pressão.
- Inevitáveis: irreversibilidade relacionada às reações químicas;

Dentre as principais fontes de irreversibilidade evitáveis poderiam ser citadas as perdas de sacarose no bagaço e na torta de filtro, além da geração de subprodutos ou a não conversão de açúcares na fermentação e a perda de etanol para a vinhaça e a flegmaça no processo de destilação.

Também são identificadas perdas de energia que podem ser consideradas evitáveis, como o calor perdido nas paredes dos equipamentos e a água evaporada nos sistemas de resfriamento existentes como torres e aspersores.

Segundo Kotas (1995), algumas fontes de irreversibilidade são intrínsecas ao processo, como quando ocorrem reações químicas sem controle. A destruição de exergia nestes casos pode ser considerada inevitável como, por exemplo, as reações ocorridas em câmaras de combustão ou reatores químicos, no caso da fermentação.

Ainda segundo Kotas (1995), a irreversibilidade gerada em reações exotérmicas, pode ser entendida como a degradação da energia química dos reagentes, que se encontram em relativa ordem, sendo convertida em uma forma de energia de maior desordenamento, como a energia térmica gerada nestes processos.

6. CONCLUSÃO

Neste trabalho foram realizadas simulações do processo de produção de etanol visando a determinação do consumo de energia do processo de produção de etanol a partir do caldo da cana-de-açúcar, procurando levantar os aspectos mais relevantes desse processo além das possíveis melhorias a serem implantadas em indústrias deste tipo. Desta forma, uma proposta para a avaliação energética de destilarias autônomas foi desenvolvida, utilizando as análises exérgica como ferramentas de avaliação.

Os resultados da análise indicaram que o principal gerador de irreversibilidades foi processo de fermentação, além disso foi possível apontar algumas etapas críticas do processo, como o aquecimento realizado durante o processo de tratamento do caldo e a perda de sacarose para o bagaço no processo de extração.

Apesar dos resultados obtidos com planta adotada estarem em conformidade com as destilarias brasileiras, faz-se necessário em trabalhos futuros a análise do uso da água. Sua utilização foi notória em todas as etapas do processo, seja para o resfriamento dos equipamentos seja para agregar aos fluxos do sistema. Além disso, a inclusão da etapa de cogeração, como forma de se aproximar ainda mais a planta adotada neste trabalho de situações reais.

Quanto ao software, EES – Engineering equation solver usado para realização dos cálculos, o mesmo atendeu à demanda de realização dos cálculos simples e foi de crucial importância para realização dos cálculos de maneira rápida e eficiente das propriedades termodinâmicas dos fluxos. Já com o software *COCO simulation* foi possível modelar as equações para as propriedades dos diversos fluxos de caldo, suprimindo assim algumas das poucas deficiências do software principal.

A realização de novas pesquisas com intuito de modelar e certificar por meio de simulações as medidas de melhorias citadas neste trabalho, foram postas como desafios para trabalhos futuros, tendo em vista o sucesso dessa primeira simulação com uma destilaria autônoma padrão.

REFERÊNCIAS

Cengel, Y. A.; Boles, M.A.: **Thermodynamics: An Engineering Approach**. New York: Mc Graw-Hill, 2011

DIAS, M.O.S. **Simulação do processo de produção de etanol a partir do açúcar e do bagaço visando a integração do processo e a maximização da produção de energia e excedentes de bagaço**, 2008. 253p. Dissertação (Mestrado) - Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas, Campinas.

EES – Engineering equation solver. F-chart software, 2007

ENSINAS, Adriano Viana. **Integração térmica e otimização termoeconômica aplicadas ao processo industrial de produção de açúcar e etanol a partir da cana-de-açúcar**. São Paulo, Campinas, (2008).

Fiomari, Marcelo Caldato. **Análise energética e exergética de uma usina sucroalcooleira do oeste paulista com sistema de cogeração de energia em expansão**. 130 fl. Ilha Solteira: 2004 130 p.

Fonseca, Gabriel de Castro. **Modelagem e simulação de uma destilaria autônoma de produção de etanol de primeira geração (E1G)**. 90 fl. São Carlos: UFSCar, 2014. 90 f.

Kotas, T.J. **The exergy method of thermal plant analysis**. Krieger Publishing Company, Malabar, Florida, EUA, 1995.

Macedo, I.C. **A energia da cana-de-açúcar. Doze estudos sobre a agroindústria da cana-de-açúcar no Brasil e a sua sustentabilidade**. São Paulo: Berlendis & Vertecchia: ÚNICA – União da Agroindústria Canavieira do Estado de São Paulo, 2005

Modesto, M., Nebra, S., Zemp, R. J. A. **Proposal to calculate the exergy of non ideal mixtures ethanol-water using properties of excess**. Proceedings of 14th European Biomass Conference & Exhibition. Biomass for Energy, Industry and Climate Protection. 17-21 Outubro 2005, Paris, França, pp 124-127.

Mosqueira Salazar, Klever Joao. **Uso de água e análise exergética na produção integrada de etanol de primeira e segunda geração a partir da cana-de-açúcar**. Campinas, SP: 2012.

Nebra. S.A., Fernandez-Parra, M.I. **The exergy of sucrose-water solutions: proposal of a calculation method**. Proceeding of ECOS 2005 – 18th International Conference on Efficiency, Cost, Optimization, Simulation and Environmental Impact of Energy Systems. Trondheim. Noruega. 20-23 Junho 2005.

PELLEGRINI, Luiz Felipe. **Análise e otimização termo-econômica ambiental aplicada à produção combinada de açúcar, álcool e eletricidade**. Diss. Universidade de São Paulo, 2009.

Szargut, J., Morris, D.R., Steward, F.R.. **Exergy Analysis of thermal, chemical and metallurgical processes**. Hemisphere Publishing Corporation. New York, USA, 1988.

ANEXO A – EQUAÇÕES DO BALANÇO DE ENERGIA UTILIZADAS NO SOFTWARE ESS

SUBSISTEMA I –EXTRAÇÃO DO CALDO

1A: cana-de-açúcar, 1B: água de embebição, 1C: Caldo Bruto, 1D: bagaço, 1E :vapor de acionamento; 1F: vapor de escape

$$m_dot_1A = (moagemhoraria/3600)*1000$$

$$m_dot_1B = (moagemhoraria/3600)*1B$$

$$m_dot_1D = m_dot_1A*(II_1A/100)/(1-(y_bag/100))$$

$$m_dot_1C = (m_dot_1A + m_dot_1B) - m_dot_1D$$

$$Pol_1C = (m_dot_1A*Pol_1A*(n_extração /100))/m_dot_1C$$

$Bx_1C = Pol_1C / (Pz_1C / 100)$
 $Pol_1D = (m_dot_1A * Pol_1A - Pol_1C * m_dot_1C) / m_dot_1D$
 $h_0 = ENTHALPY(Water; T=T_0; P=P_0)$
 $s_0 = ENTROPY(Water; T=T_0; P=P_0)$
 $h_1B = ENTHALPY(Water; T=T_1B; P=P_1B)$
 $s_1B = ENTROPY(Water; T=T_1B; P=P_1B)$
 $e_1B = (h_1B - h_0) - T_0 * (s_1B - s_0) + e_quimica\acute{a}gua$
 $Et_1B = e_1B * m_dot_1B$
 $h_1E = ENTHALPY(Steam; T=T_1E; P=P_1E)$
 $s_1E = ENTROPY(Steam; T=T_1E; P=P_1E)$
 $h_1Eideal = ENTHALPY(Steam; s=s_1E; P=P_1E)$
 $h_1E = h_1E - (n_isturbina / 100) * (h_1E - h_1Eideal)$
 $T_1E = TEMPERATURE(Steam; H=h_1E; P=P_1E)$
 $s_1E = ENTROPY(Steam; T=T_1E; P=P_1E)$
 $e_1E = (h_1E - h_0) - T_0 * (s_1E - s_0) + e_quimica\acute{a}gua$
 $e_1E = (h_1E - h_0) - T_0 * (s_1E - s_0) + e_quimica\acute{a}gua$
 $w_dot_moenda = W_moenda * moagemhoraria$
 $m_dot_1E = w_dot_moenda / (h_1E - h_1E)$
 $m_dot_1E = m_dot_1E$

SUBSISTEMA I –TRATAMENTO DO CALDO

2A: caldo filtrado , 2B: caldo dosado, 2C:vapor vegetal, 2D: condensado, 2E:caldo tratado 2F: Bagacilho 2G:flash

$m_dot_2A = m_dot_etanol * (y_caldorecirculado / 100)$

$m_dot_2B = m_dot_etanol + m_dot_c\acute{a}lcio + m_dot_2A$

$Bx_2B = Bx_1C$

$Pol_2B = Pol_1C$

"balanço de energia- DOSAGEM"

$h_1C = (4,1868 - 0,0297 * x_1C + 4,6 * 10^{(-5)} * x_1C * Pz_1C) * T_1C + 3,75 * 10^{(-5)} * x_1C * T_1C^2$

$$h_{2A} = (4,1868 - 0,0297 \cdot x_{2A} + 4,6 \cdot 10^{(-5)} \cdot x_{2A} \cdot P_{z_2A}) \cdot T_{2A} + 3,75 \cdot 10^{(-5)} \cdot x_{2A} \cdot T_{2A}^2$$

$$h_{2B} = (4,1868 - 0,0297 \cdot x_{2B} + 4,6 \cdot 10^{(-5)} \cdot x_{2B} \cdot P_{z_2B}) \cdot T_{2B} + 3,75 \cdot 10^{(-5)} \cdot x_{2B} \cdot T_{2B}^2$$

"balanço de massa/energia - TC"

$$h_{2C} = \text{ENTHALPY}(\text{Steam}; T=T_{2C}; P=P_{2C})$$

$$h_{2D} = \text{ENTHALPY}(\text{Steam}; T=T_{2D}; P=P_{2D})$$

$$s_{2C} = \text{ENTROPY}(\text{Steam}; T=T_{2C}; P=P_{2C})$$

$$s_{2D} = \text{ENTROPY}(\text{Steam}; T=T_{2D}; P=P_{2D})$$

$$e_{2C} = (h_{2C} - h_0) - T_0 \cdot (s_{2C} - s_0) + e_{\text{química água}}$$

$$e_{2D} = (h_{2D} - h_0) - T_0 \cdot (s_{2D} - s_0) + e_{\text{química água}}$$

$$h_{2\text{Baquecido}} = (4,1868 - 0,0297 \cdot x_{2\text{Baquecido}} + 4,6 \cdot 10^{(-5)} \cdot x_{2\text{Baquecido}} \cdot P_{z_2\text{Baquecido}}) \cdot T_{2\text{Baquecido}} + 3,75 \cdot 10^{(-5)} \cdot x_{2\text{Baquecido}} \cdot T_{2\text{Baquecido}}^2$$

$$m_{\text{dot}}_{2C} = (m_{\text{dot}}_{2B} \cdot (h_{2\text{Baquecido}} - h_{2B})) / ((h_{2C} - h_{2D}) \cdot 0,98)$$

$$m_{\text{dot}}_{2C} = m_{\text{dot}}_{2D}$$

$$m_{\text{dot}}_{2B} = m_{\text{dot}}_{2\text{Baquecido}}$$

$$Bx_{2\text{Baquecido}} = Bx_{2B}$$

$$Pol_{2\text{Baquecido}} = Pol_{2B}$$

"balanço de massa/energia - FLASH"

$$h_{2G} = (4,1868 - 0,0297 \cdot x_{2G} + 4,6 \cdot 10^{(-5)} \cdot x_{2G} \cdot P_{z_2G}) \cdot T_{2G} + 3,75 \cdot 10^{(-5)} \cdot x_{2G} \cdot T_{2G}^2$$

$$h_{2E} = \text{ENTHALPY}(\text{Steam}; X=1; P=P_{2E})$$

$$m_{\text{dot}}_{2G} = (m_{\text{dot}}_{2\text{Baquecido}} \cdot (h_{2\text{Baquecido}} - h_{2E})) / (h_{2G} - h_{2E})$$

$$m_{\text{dot}}_{2E} = m_{\text{dot}}_{2\text{Baquecido}} - m_{\text{dot}}_{2G}$$

"balanço de massa/energia - DECANTADOR E FILTRO"

$$m_{\text{dot}}_{2E} = m_{\text{dot}}_{2F} + m_{\text{dot}}_{\text{água para torta}} + m_{\text{dot}}_{2G} - m_{\text{dot}}_{2A} - m_{\text{dot}}_{\text{torta}}$$

$$h_{2E} = (4,1868 - 0,0297 \cdot x_{2E} + 4,6 \cdot 10^{-5} \cdot x_{2E} \cdot P_{z_{2E}}) \cdot T_{2E} + 3,75 \cdot 10^{-5} \cdot x_{2E} \cdot T_{2E}^2$$

SUBSISTEMA III – CONCENTRAÇÃO

E: Pré-evaporador, Ev5: primeiro efeito, Ev2 segundo efeito, Ev3: terceiro efeito, Ev4: quarto efeito,

Ev5: quinto efeito

$$h_{\text{vaporentradaE}} = \text{ENTHALPY}(\text{Steam}; X=1; P=P_{\text{vaporentradaE}})$$

$$T_{\text{vaporentradaE}} = \text{TEMPERATURE}(\text{Steam}; X=1; P=P_{\text{vaporentradaE}})$$

$$h_{\text{condensadoE}} = \text{ENTHALPY}(\text{Water}; x=0; P=P_{\text{condensadoE}})$$

$$T_{\text{condensadoE}} = \text{TEMPERATURE}(\text{Steam}; X=0; P=P_{\text{condensadoE}})$$

$$s_{\text{vaporentradaE}} = \text{ENTROPY}(\text{Steam}; X=1; P=P_{\text{vaporentradaE}})$$

$$s_{\text{condensadoE}} = \text{ENTROPY}(\text{Steam}; X=0; P=P_{\text{condensadoE}})$$

$$e_{\text{vaporentradaE}} = (h_{\text{vaporentradaE}} - h_0) - T_0 \cdot (s_{\text{vaporentradaE}} - s_0) + e_{\text{química água}}$$

$$e_{\text{condensadoE}} = (h_{\text{condensadoE}} - h_0) - T_0 \cdot (s_{\text{condensadoE}} - s_0) + e_{\text{química água}}$$

$$h_{\text{vaporev1}} = \text{ENTHALPY}(\text{Steam}; X=1; P=P_{\text{ev1}})$$

$$T_{\text{vaporev1s}} = \text{TEMPERATURE}(\text{Steam}; x=1; P=P_{\text{ev1}})$$

$$T_{\text{ssa1}} = T_{\text{vaporev1s}} - 273$$

$$x_{\text{ssa1}} = x_{\text{caldoev1}}$$

$$T_{\text{vaporev1}} = 6,064 \cdot 10^{-5} \cdot ((273 + T_{\text{ssa1}})^2 \cdot x_{\text{ssa1}}^2 / (374 -$$

$$T_{\text{ssa1}})^{0,38}) \cdot (5,84 \cdot 10^{-7}) \cdot (x_{\text{ssa1}} - 40)^2 + 0,00072) + T_{\text{vaporev1s}}$$

$$T_{\text{caldoev1}} = T_{\text{vaporev1}} - 273$$

$$h_{\text{caldoev1}} = (4,1868 - 0,0297 \cdot x_{\text{caldoev1}} + 4,6 \cdot 10^{-5} \cdot x_{\text{caldoev1}} \cdot P_{z_{\text{caldoev1}}}) \cdot T_{\text{caldoev1}} + 3,75 \cdot 10^{-5} \cdot x_{\text{caldoev1}} \cdot T_{\text{caldoev1}}^2$$

$$m_{\text{dot_caldoev1}} = m_{\text{dot_caldoclarificadoa}} \cdot x_{\text{caldoclarificado}} / x_{\text{caldoev1}}$$

$$m_{\text{dot_vaporentradaE}} = ((m_{\text{dot_caldoclarificadoa}} -$$

$$m_{\text{dot_caldoev1}}) \cdot h_{\text{vaporev1}} + m_{\text{dot_caldoev1}} \cdot h_{\text{caldoev1}} -$$

$$m_{\text{dot_caldoclarificadoa}} \cdot h_{\text{caldoclarificado}}) / ((h_{\text{vaporentradaE}} - h_{\text{condensadoE}}) \cdot 0,98)$$

$$m_{\text{dot_condensadoE}} = m_{\text{dot_vaporentradaE}}$$

$$m_{\text{dot_vaporev1}} = m_{\text{dot_caldoclarificadoa}} - m_{\text{dot_caldoev1}}$$

"SEGUNDO EFEITO"

```

h_condev1=ENTHALPY(Water;x=0;P=P_ev1)
T_condev1 = TEMPERATURE(water;X=0;P=P_ev1)
m_dot_condev1 = m_dot_vaporev1
h_vaporev2=ENTHALPY(Steam;X=1;P=P_ev2)
T_vaporev2s = TEMPERATURE(Steam;x=1; P=P_ev2)
T_ssa2 = T_vaporev2s - 273
x_ssa2 = x_caldoev2
T_vaporev2 = 6,064*10^(-5)*((273+T_ssa2)^2*x_ssa2^2/(374-
T_ssa2)^0,38)*(5,84*10^(-7)*(x_ssa2-40)^2+0,00072) + T_vaporev2s
T_caldoev2 = T_vaporev2 - 273
h_caldoev2 = (4,1868-0,0297*x_caldoev2 +4,6*10^(-5)*x_caldoev2 *Pz_caldoev2
)*T_caldoev2 +3,75*10^(-5)*x_caldoev2 *T_caldoev2 ^2
m_dot_caldoev2 = m_dot_caldoev1*x_caldoev1/x_caldoev2
m_dot_vaporev2 = m_dot_caldoev1 - m_dot_caldoev2

```

"TERCEIRO EFEITO"

```

h_condev2=ENTHALPY(Water;x=0;P=P_ev2)
T_condev2 = TEMPERATURE(water;X=0;P=P_ev2)
m_dot_condev2 = m_dot_vaporev2
h_vaporev3=ENTHALPY(Steam;X=1;P=P_ev3)
T_vaporev3s = TEMPERATURE(Steam;x=1; P=P_ev3)
T_ssa3 = T_vaporev3s - 273
x_ssa3= x_caldoev3
T_vaporev3 = 6,064*10^(-5)*((273+T_ssa3)^2*x_ssa3^2/(374-
T_ssa3)^0,38)*(5,84*10^(-7)*(x_ssa3-40)^2+0,00072) + T_vaporev3s
T_caldoev3 = T_vaporev3 - 273
h_caldoev3= (4,1868-0,0297*x_caldoev3 +4,6*10^(-5)*x_caldoev3 *Pz_caldoev3
)*T_caldoev3 +3,75*10^(-5)*x_caldoev3 *T_caldoev3 ^2
m_dot_caldoev3 = m_dot_caldoev2*x_caldoev2/x_caldoev3
m_dot_vaporev3 = m_dot_caldoev2 - m_dot_caldoev3

```

"QUARTO EFEITO"

```

h_condev3=ENTHALPY(Water;x=0;P=P_ev3)
T_condev3 = TEMPERATURE(water;X=0;P=P_ev3)

```

```

m_dot_condev3 = m_dot_vaporev3
h_vaporev4=ENTHALPY(Steam;X=1;P=P_ev4)
T_vaporev4s = TEMPERATURE(Steam;x=1; P=P_ev4)
T_ssa4 = T_vaporev4s - 273
x_ssa4= x_caldoev4
T_vaporev4 = 6,064*10^(-5)*((273+T_ssa4)^2*x_ssa4^2/(374-
T_ssa4)^0,38)*(5,84*10^(-7)*(x_ssa4-40)^2+0,00072) + T_vaporev4s
T_caldoev4 = T_vaporev4 - 273
h_caldoev4= (4,1868-0,0297*x_caldoev4 +4,6*10^(-5)*x_caldoev4 *Pz_caldoev4
)*T_caldoev4 +3,75*10^(-5)*x_caldoev4 *T_caldoev4 ^2
m_dot_caldoev4 = m_dot_caldoev3*x_caldoev3/x_caldoev4
m_dot_vaporev4 = m_dot_caldoev3 - m_dot_caldoev4
"QUINTO EFEITO"
h_condev4=ENTHALPY(Water;x=0;P=P_ev4)
T_condev4 = TEMPERATURE(water;X=0;P=P_ev4)
m_dot_condev4 = m_dot_vaporev4
h_vaporev5=ENTHALPY(Steam;X=1;P=P_ev5)
T_vaporev5s = TEMPERATURE(Steam;x=1; P=P_ev5)
T_ssa5 = T_vaporev5s - 273
x_ssa5= x_caldoev5
T_vaporev5 = 6,064*10^(-5)*((273+T_ssa5)^2*x_ssa5^2/(374-
T_ssa5)^0,38)*(5,84*10^(-7)*(x_ssa5-40)^2+0,00072) + T_vaporev5s
T_caldoev5 = T_vaporev5 - 273
h_caldoev5= (4,1868-0,0297*x_caldoev5 +4,6*10^(-5)*x_caldoev5 *Pz_caldoev5
)*T_caldoev5 +3,75*10^(-5)*x_caldoev5 *T_caldoev5 ^2
m_dot_caldoev5 = m_dot_caldoev4*x_caldoev4/x_caldoev5
m_dot_vaporev5 = m_dot_caldoev4 - m_dot_caldoev5

```

SUBSISTEMA VI - FERMENTAÇÃO

5A: mosto, 5B: vinho

```

m_dot_5A = m_dot_2E + m_dot_caldoev5
x_5A = (m_dot_2E* x_2E+ m_dot_caldoev5*x_caldoev5)*m_dot_5A
h_5A = (m_dot_2E* h_2E+ m_dot_caldoev5*h_caldoev5)*m_dot_5A

```


$$Pz_5A = (m_dot_2E * x_2E * Pz_2E +$$

$$m_dot_caldoev5 * x_caldoev5 * Pz_caldoev5) * m_dot_5A * x_5A$$

$$Pol_5A = x_5A * (Pz_5A / 100)$$

$$ART_5A = Pol_5A / 0,95$$

$$m_dot_CO2 = m_dot_5A * (ART_5A / 100) * (0,489 * n_ferm / 100)$$

$$m_dot_5B = (m_dot_5A * (ART_5A / 100) * (0,511 * n_ferm / 100)) / (w_5B / 100)$$