



UNIVERSIDADE DE UBERABA
PRÓ REITORIA DE PESQUISA, PÓS-GRADUAÇÃO E EXTENSÃO
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA MESTRADO
PROFISSIONAL

TANCREDO MARTINHO DE OLIVEIRA CASTRO

ANÁLISE DA EFICIÊNCIA ENERGÉTICA E EXTRAÇÃO DE SACAROSE NO
SETOR SUCROENERGÉTICO

UBERABA, MG

2019



TANCREDO MARTINHO DE OLIVEIRA CASTRO

**ANÁLISE DA EFICIÊNCIA ENERGÉTICA E EXTRAÇÃO DE SACAROSE NO
SETOR SUCROENERGÉTICO**

Dissertação apresentada como parte dos requisitos para obtenção do Título de Mestre em Engenharia Química do Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química – Mestrado Profissional da Universidade de Uberaba (PPGEQ-MP/UNIUBE).

**Orientador: Prof. Dr. Mauro Luiz
Begnini**

**Co-orientadora: Profa. Dra. Elizabeth
Uber Bucek**

UBERABA, MG

2019

Catálogo elaborado pelo Setor de Referência da Biblioteca Central UNIUBE

- C279a Castro, Tancredo Martinho de Oliveira.
Análise da eficiência energética e extração de sacarose no setor sucroenergético / Tancredo Martinho de Oliveira Castro. – Uberaba, 2019.
79 f. : il. color.
- Dissertação (mestrado) – Universidade de Uberaba. Programa de Mestrado em Engenharia Química, concentração: Desenvolvimento de Processos Químicos Agroindustriais.
Orientador: Prof. Dr. Mauro Luiz Begnini.
Coorientadora: Profa. Dra. Elizabeth Uber Bucek.
1. Sacarose – Extração (Química). 2. Caldeiras. 3. Usinas de açúcar. I. Begnini, Mauro Luiz. II. Bucek, Elizabeth Uber. III. Universidade de Uberaba. Programa de Mestrado em Engenharia Química. IV. Título.

CDD 572.565

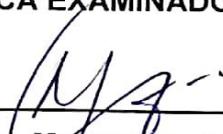
TANCREDO MARTINHO DE OLIVEIRA CASTRO
ANÁLISE DA EFICIÊNCIA ENERGÉTICA E EXTRAÇÃO DE SACAROSE NO
SETOR SUCROENERGÉTICO

Dissertação apresentada como parte dos requisitos para obtenção do Título de Mestre em Engenharia Química do Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química – Mestrado Profissional da Universidade de Uberaba (PPGEQ-MP/UNIUBE).

Área de Concentração:
Desenvolvimento de Processos Químicos Agroindustriais.

Aprovado em: 28/02/2019.

BANCA EXAMINADORA:



Prof. Dr. Mauro Luiz Begnini
Universidade de Uberaba



Prof. Dr. José Roberto Delalibera Finzer
Universidade de Uberaba



Prof. Dr. Marcelo Bacci da Silva
Universidade de Federal do Triângulo Mineiro

DEDICATÓRIA

Gostaria imensamente de dedicar este trabalho a Leandra, uma pessoa muito especial na minha vida, que me apoiou em todos os momentos, sendo durante esta jornada, ao mesmo tempo, minha namorada, amiga e irmã.

Não poderia deixar de mencionar meus pais e minhas irmãs, João, Maria de Lourdes, Michele e Thaína e meu cunhado Itamar por sempre me transmitirem força e fé.

Dedico também a todos os professores do curso de Mestrado Profissional da Uniube pelos ensinamentos transmitidos e em especial ao meu orientador Prof. Dr. Mauro e minha co-orientadora Prof. Dra. Elizabeth.

AGRADECIMENTOS

Agradeço primeiramente a Deus por ter me proporcionado mais esta conquista.

Ao diretor da Fundação Educacional de Ituverava Antônio Luís de Oliveira que foi quem me orientou a iniciar esta etapa.

Aos engenheiros Ricardo Jordão e Thiago por serem as pessoas que me auxiliaram na coleta de dados de tão importância a este trabalho.

E não poderia deixar de mencionar a Universidade de Uberaba que sempre nos apoiou e proporcionou tudo que precisávamos para concluir este trabalho.

À FAPEMIG agradeço a colaboração para a realização deste trabalho.

RESUMO

O presente trabalho tem como objetivo comparar a extração de sacarose pelo sistema de moendas com o sistema difusor. Pretende-se ainda, conhecer a quantidade de bagaço produzida pela moenda após a extração do caldo e determinar a eficiência das caldeiras. A análise comparativa do difusor e da moenda, será feita com relação à capacidade de moagem e eficiência. O processo produtivo em uma indústria sucroalcooleira envolve muitas etapas, com procedimentos de controle ao longo de toda a cadeia produtiva, tornando a sequência das operações muito complexa. A tendência atual para novas plantas industriais e a aplicação de modernos conceitos tecnológicos, tem sido responsável pelo aumento de interesse pelo difusor. Ainda predominante no setor, o sistema de moagem apresenta avanços nos rendimentos (extração), devido ao uso da automação e instrumentação, alcançando rendimento de 97,5% na extração. Já o difusor teve uma extração de 95%, porém, com aumento de 70% em sua capacidade de moagem. A eficiência da caldeira foi de 58%, sendo necessário um excesso de 40% de ar em relação ao ar estequiométrico.

Palavra-chave: Caldeira, Difusor, Extração, Geração de vapor e Usinas.

ABSTRACT

The present work aims to compare the extraction of sucrose by the milling system with the diffuser system. It is also intended to know the amount of bagasse produced by the mill after the juice extraction and to determine the efficiency of the boilers. The comparative analysis of the diffuser and the mill will be made in relation to the grinding capacity and efficiency. The production process in a sugar and alcohol industry involves many stages, with control procedures along the entire production chain, making the sequence of operations very complex. The current trend towards new industrial plants and the application of modern technological concepts has been responsible for the increased interest in the diffuser. Still predominant in the sector, the milling system presents advances in yields (extraction) due to the use of automation and instrumentation, reaching a yield of 97.5% in extraction. The diffuser had a 95% extraction, however, with a 70% increase in its grinding capacity. The efficiency of the boiler was 58%, requiring an excess of 40% air over stoichiometric air.

Keyword: Boiler, Diffuser, Extraction, Steam Generation and Power Plants.

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

Er: Porcentagem de extração do rolo (%);
E: Porcentagem de extração da moenda (%);
A: Porcentagem de ART da cana (%);
B: Fibra da cana (%);
C: Fibra do bagaço (%);
D: Porcentagem de ART do bagaço (%);
Mc: Vazão de cana processada por hora (ton/h);
Xf: Fibra da cana (%);
Xp: Pol da cana (%);
Mcm1: Vazão de caldo primário (ton/h);
Xp1: Pol do caldo primário (%);
Mb1: Vazão de bagaço na saída do primeiro terno (ton/h);
Xfb1: Fibra do bagaço na saída do primeiro terno (%);
Xpb1: Pol do bagaço na saída do primeiro terno (%);
Mcm2: Vazão de caldo secundário (ton/h);
Xp2: Pol do caldo secundário (%);
Mcm3: Vazão do caldo de embebição proveniente do terceiro terno (ton/h);
Xm3: Pol do caldo de embebição proveniente do terceiro terno (%);
Mb2: Vazão de bagaço na saída do segundo terno (ton/h);
Xfb2: Fibra do bagaço na saída do segundo terno (%);
Xpb2: Pol do bagaço na saída do segundo terno (%);
Mcm4: Vazão do caldo de embebição proveniente do quarto terno (ton/h);
Xm4: Pol do caldo de embebição proveniente do quarto terno (%);
Mb3: Vazão de bagaço na saída do terceiro terno (ton/h);
Xfb3: Fibra do bagaço na saída do terceiro terno (%);
Xpb3: Pol do bagaço na saída do terceiro terno (%);
Mcm5: Vazão do caldo de embebição proveniente do quinto terno (ton/h);
Xm5: Pol do caldo de embebição proveniente do quinto terno (%);
Mb4: Vazão de bagaço na saída do quarto terno (ton/h);
Xfb4: Fibra do bagaço na saída do quarto terno (%);
Xpb4: Pol do bagaço na saída do quarto terno (%);

Mcm6: Vazão do caldo de embebição proveniente do sexto terno (ton/h);

Xm6: Pol do caldo de embebição proveniente do sexto terno (%);

Mb5: Vazão de bagaço na saída do quinto terno (ton/h);

Xfb5: Fibra do bagaço na saída do quinto terno (%);

Xpb5: Pol do bagaço na saída do quinto terno (%);

Mw: Vazão da água de embebição (ton/h);

Mb: Vazão de bagaço na saída da moenda (ton/h);

Xfb: Fibra do bagaço na saída da moenda (%);

Xpb: Pol do bagaço na saída da moenda (%);

Qf: Energia fornecida à caldeira por unidade de tempo (kJ/h);

Qu: Energia útil absorvida pelo fluído de trabalho por unidade de tempo (kJ/h);

P: Energia perdida por unidade de tempo (kJ/h);

ϵ : Eficiência da caldeira (%);

m_c = vazão em massa de combustível, base úmida (kg combustível úmido /h);

q_f = energia fornecida por unidade de massa de combustível (kJ/kg de combustível úmido);

q_u = energia útil por unidade de massa de combustível (kJ/kg de combustível úmido);

p = energia perdida por unidade de massa de combustível (kJ/kg de combustível úmido);

m_v = vazão em massa de vapor gerado, fornecido ao processo (não inclui o vapor gerado utilizado em sopradores de fuligem) (kg/h);

h_v = entalpia específica do vapor na pressão e temperatura em que é gerado (kJ/kg);

h_a = entalpia específica da água de alimentação da caldeira (kJ/kg);

m_c = vazão em massa de combustível em base úmida (kg combustível úmido/h);

T_a = temperatura da água de alimentação (°C);

c_{pc} = calor específico médio do combustível entre a temperatura de entrada e a temperatura de referência (kJ/kg°C);

T_c = temperatura do combustível na entrada da caldeira (°C);

T_{ref} = temperatura de referência adotada (°C);

mar seco = massa de oxigênio necessária (kg ar/kg combustível úmido);

c_{par} = calor específico médio do ar entre a temperatura T_{ar} e a temperatura de referência (kJ/kg°C);

T_{ar} = temperatura do ar de combustão na entrada (°C);

W = umidade absoluta do ar de combustão na entrada (kg_{água}/kg_{ar seco});

PCS_u = poder calorífico superior do combustível, base úmida (kJ/kg combustível úmido);

cp_v = calor específico médio do vapor d'água do ar entre a temperatura T_{ar} e a temperatura referência (kJ/kg°C);

ϵ_i : eficiência da caldeira calculada pelo método indireto;

p_{gs} : entalpia associada aos gases secos na chaminé (kJ/kg);

p_a : entalpia associada ao vapor d'água na chaminé proveniente da combustão do hidrogênio, da umidade do combustível e da umidade do ar, base PCS_u (kJ/kg);

p_{ns} : entalpia associada ao vapor d'água na chaminé proveniente dos sopradores de fuligem (kJ/kg);

p_{co} : entalpia associada à presença de CO (monóxido de carbono) nos gases de chaminé (kJ/kg);

p_{pt} : entalpia associada ao material particulado na chaminé (kJ/kg);

p_{mr} : entalpia associada exclusivamente à presença de combustível no material retirado (kJ/kg);

p_{tc} : entalpia associada ao material retirado do cinzeiro (calor sensível) (kJ/kg);

p_{rc} : perdas por radiação e convecção (%);

Be : Quantidade de bagaço em excesso (ton/h);

Bp : Quantidade de bagaço produzido no sistema de extração (ton/h);

Bc : Quantidade de bagaço queimado na caldeira (ton/h).

LISTA DE EQUAÇÕES

Equação 1	Cálculo da extração da Pol entre os rolos de entrada e saída...	14
Equação 2	Cálculo da extração da Pol na moenda.....	15
Equação 3	Energia fornecida a caldeira por unidade de tempo.....	20
Equação 4	Eficiência da caldeira.....	20
Equação 5	Eficiência da caldeira.....	20
Equação 6	Energia fornecida à caldeira por unidade de tempo.....	21
Equação 7	Energia útil absorvida pelo fluido de trabalho por unidade de tempo.....	21
Equação 8	Energia perdida por unidade de tempo.....	21
Equação 9	Eficiência da caldeira.....	21
Equação 10	Eficiência da caldeira.....	21
Equação 11	Energia útil por unidade de massa de combustível.....	21
Equação 12	Entalpia específica da água de alimentação.....	22
Equação 13	Energia fornecida por unidade de combustível.....	22
Equação 14	Eficiência da caldeira pelo método direto.....	22
Equação 15	Eficiência da caldeira pelo método indireto.....	23
Equação 16	Balanço de massa global.....	31
Equação 17	Balanço de massa global para o teor de fibras.....	31
Equação 18	Balanço de massa global para o teor de Pol.....	31
Equação 19	Balanço de massa para teor de fibras no 1° terno.....	32
Equação 20	Balanço de massa global 1° terno.....	32
Equação 21	Balanço de massa para o teor de Pol no 1° terno.....	32
Equação 22	Balanço de massa global 2° terno.....	33
Equação 23	Balanço de massa para teor de fibras 2° terno.....	33
Equação 24	Balanço de massa para o teor de pol 2° terno.....	34

Equação 25	Balanço de massa global para o 3° terno.....	35
Equação 26	Balanço de massa para o teor de fibras no 3° terno.....	35
Equação 27	Balanço de massa para o teor de Pol no 3° terno.....	35
Equação 28	Balanço de massa global no 4° terno.....	36
Equação 29	Balanço de massa para o teor de fibras no 4° terno.....	36
Equação 30	Balanço de massa para o teor de Pol no 4° terno.....	37
Equação 31	Balanço de massa global para o 5° terno.....	38
Equação 32	Balanço de massa para o teor de fibras no 5° terno.....	38
Equação 33	Balanço de massa para o teor de Pol no 5° terno.....	38
Equação 34	Quantidade de bagaço excedente.....	41

LISTA DE FIGURAS

Figura 1	Fluxograma da produção de açúcar e etanol.....	04
Figura 2	Esquema geral do ciclo de vapor comumente empregado nas usinas.	08
Figura 3	Posição dos rolos no terno de moendas.....	09
Figura 4	Esteira de arraste.....	10
Figura 5	Sistema de embebição composta.....	11
Figura 6	Difusor de cana de açúcar.....	16
Figura 7	Sistema de embebição do difusor.....	16
Figura 8	Extração da pol.....	26
Figura 9	Porcentagem de fibra.....	26
Figura 10	Porcentagem de embebição.....	27
Figura 11	Porcentagem da pol no bagaço.....	28
Figura 12	Porcentagem da umidade no bagaço.....	28
Figura 13	Fluxograma dos ternos de moagem.....	30
Figura 14	Fluxograma do balanço de massa global dos ternos de moagem.....	31
Figura 15	Fluxograma do balanço de massa global no 1° terno.....	32
Figura 16	Fluxograma do balanço de massa global no 2° terno.....	33
Figura 17	Fluxograma do balanço de massa global no 3° terno.....	35
Figura 18	Fluxograma do balanço de massa global no 4° terno.....	36
Figura 19	Fluxograma do balanço de massa global no 5° terno.....	37
Figura 20	Balanço de massa na caldeira.....	40

LISTA DE TABELAS

Tabela 1	Valores de referência do brix.....	14
Tabela 2	Performance técnica do difusor.....	18
Tabela 3	Características do combustível - bagaço.....	39
Tabela 4	Variáveis de processo da caldeira em operação.....	42
Tabela 5	Variáveis de processo da geração de vapor.....	43

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO.....	01
2	OBJETIVOS.....	03
2.1	OBJETIVO GERAL.....	03
2.2	OBJETIVOS EXPECÍFICOS.....	03
3	FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA.....	04
3.1	CARACTERÍSTICAS DA CANA DE AÇÚCAR.....	04
3.2	PROCESSAMENTO DA CANA DE AÇÚCAR.....	05
3.3	GERAÇÃO DE VAPOR.....	07
3.4	MOENDA.....	08
3.4.1	Índices de eficiência da moagem.....	11
3.4.2	Operação.....	12
3.4.3	Regulagem da moenda.....	12
3.4.4	Abertura de trabalho.....	13
3.4.5	Relação de aberturas.....	13
3.4.6	Controle.....	13
3.4.7	Cálculo de extração.....	14
3.5	DIFUSOR.....	15
3.5.1	Características e funcionamento do difusor.....	17
3.5.2	Aplicações do difusor.....	18
3.5.3	Melhorias realizadas no difusor.....	19
4	METODOLOGIA.....	20
4.1	Método direto.....	22
4.2	Método indireto.....	23
5	JUSTIFICATIVAS.....	24
6	DISCUSSÃO DOS RESULTADOS.....	25
6.1	AVALIAÇÃO DOS DADOS OBTIDOS ENTRE A MOENDA E O DIFUSOR.....	25
6.2	BALANÇO DE MASSA REAL NA EXTRAÇÃO DO CALDO POR TERNOS DE MOENDA.....	29
6.2.1	Introdução ao balanço de massa.....	29
6.2.2	Cálculos obtidos com o balanço de massa.....	29

6.2.2.1	Cálculo do balanço de massa no 1° terno.....	30
6.2.2.2	Cálculo do balanço de massa no 2° terno.....	31
6.2.2.3	Cálculo do balanço de massa no 3° terno.....	33
6.2.2.4	Cálculo do balanço de massa no 4° terno.....	34
6.2.2.5	Cálculo do balanço de massa no 5° terno.....	36
6.2.2.6	Cálculo do balanço de massa global.....	37
6.3	CÁLCULO DO BALANÇO DE MASSA E EFICIÊNCIA DA CALDEIRA....	38
6.3.1	Cálculo da quantidade de ar estequiométrico através do balanço de massa.....	39
6.3.2	Cálculo da eficiência da caldeira.....	41
7	CONCLUSÃO.....	44
	REFERÊNCIAS.....	46

1 INTRODUÇÃO

A cana-de-açúcar é uma planta que pertence ao gênero *Saccharum*. Existem pelo menos seis espécies do gênero, sendo a cana-de-açúcar cultivada, um híbrido multiespecífico, de designação "*Saccharum spp.*". As espécies de cana-de-açúcar são provenientes do sudeste Asiático, pertencente à família Poaceae, representada pelo milho, sorgo, arroz e muitas outras gramíneas. É uma das culturas agrícolas mais importantes do mundo tropical, gerando milhares de empregos diretos e indiretos, sendo uma importante fonte de renda e desenvolvimento. Considerada a principal matéria-prima para a fabricação de açúcar e etanol no Brasil, o setor sucroalcooleiro brasileiro despertou o interesse de diversos países, principalmente pelo baixo custo de produção. Este último tem sido cada vez mais importado por nações de primeiro mundo, que visam reduzir a emissão de poluentes na atmosfera e a dependência de combustíveis fósseis. (LEMOS; CASTRO, 2010)

De acordo com Braskem (2018), a cultura da cana-de-açúcar é considerada como um exemplo renovável e versátil, sendo utilizada como fonte de energia limpa e matéria-prima de diversos produtos. Com a adoção pelo setor sucroalcooleiro de novas tecnologias e a modernização das 430 usinas em operação pelo país, desde o plantio até a produção de açúcar, etanol e bioeletricidade, o setor segue fortalecido e reconhecido mundialmente por seu pioneirismo e sua eficiência produtiva.

Segundo dados da União de Indústria de Cana de Açúcar – ÚNICA (ano), o Brasil ocupa hoje o primeiro lugar no ranking em produção mundial de cana-de-açúcar, tendo produzido 651.841 toneladas na safra 2016/2017. Sua produção se concentra na região Centro-Sul, onde dados finais da safra 2017/2018, indicaram uma moagem de 596,31 milhões de toneladas, correspondente ao período de 1º de abril de 2017 a 31 de março de 2018. Esta produção apresentou uma ligeira retração de 1,78% em relação à quantidade produzida na safra de 2016/2017, onde foram processadas na ocasião 607,14 milhões de toneladas. (ÚNICA, 2018)

O processo produtivo em uma indústria sucroalcooleira envolve um grande número de etapas e equipamentos, requerendo vários procedimentos de controle ao longo de toda a cadeia produtiva, o que torna a sequência das operações muito complexa. Torna-se mais eficiente quanto maior for a eficácia das diversas operações realizadas no sistema produtivo industrial.

Várias alternativas de substituição por energias renováveis e mais baratas foram postas para os diversos setores industriais. E nesse contexto, a utilização do bagaço de cana como insumo energético passou a ser uma alternativa para os diversos setores das mais diversas indústrias no Brasil.

O bagaço de cana obtido na produção de etanol e açúcar foi há alguns anos atrás, tratado como resíduo industrial, sendo vendido a outras empresas, principalmente as de sucos cítricos ou incinerado nas próprias unidades industriais objetivando a geração de vapor.

No entanto, com a necessidade de redução de custos de produção no setor sucroalcooleiro, o bagaço começou a ser tratado como subproduto, apresentando várias aplicações industriais, sendo a principal o seu uso como insumo energético. Dessa forma, priorizou a necessidade de reforçar o enfoque de conservação de energia visando o aumento do excedente de bagaço liberado após o processo de moagem da cana de açúcar, seja ele realizado por moendas ou difusores.

Por medidas de conservação consideram-se aquelas que reduzem o consumo específico global de energia da planta, através de alterações no processo ou em equipamentos e sistemas, evitando, muitas vezes, perdas pela não constatação no trabalho diário junto à instalação ou pelo desconhecimento do potencial de economia que representam. Teoricamente, qualquer fluxo que sai do processo com temperatura acima do ambiente pode ser classificado como perda de energia.

Essas medidas de conservação podem ser simples e demandarem investimentos reduzidos como aperfeiçoar rotinas de manutenção e regulação de equipamentos, melhorar isolamento em linhas e tanques, vedar vazamentos de vapor ou, ainda envolver substituições de equipamentos e alterações de processo, o que requer altos investimentos, estudos e delicadas decisões empresariais baseadas em avaliações econômicas das inovações propostas. (IPT, 1990).

2 OBJETIVOS

2.1 OBJETIVO GERAL

Analisar, de forma comparativa, os equipamentos de extração do caldo de cana, difusor e moenda, com relação a capacidade de moagem e eficiência. Determinar a quantidade de bagaço gerada na moagem da cana-de-açúcar e com isso, calcular a quantidade de ar estequiométrica para queima do bagaço e também, a eficiência energética da caldeira aquatubular, através do balanço de massa e energia em ambos os equipamentos.

2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Determinar a quantidade de bagaço gerada durante o processo de extração do caldo de cana de açúcar;
- Calcular a quantidade de ar necessária para a queima total do bagaço nas caldeiras;
- Analisar de forma comparativa os equipamentos de extração do caldo de cana, difusor e a moenda, com relação a capacidade de moagem e eficiência;
- Calcular a quantidade de bagaço de alimentação da caldeira;

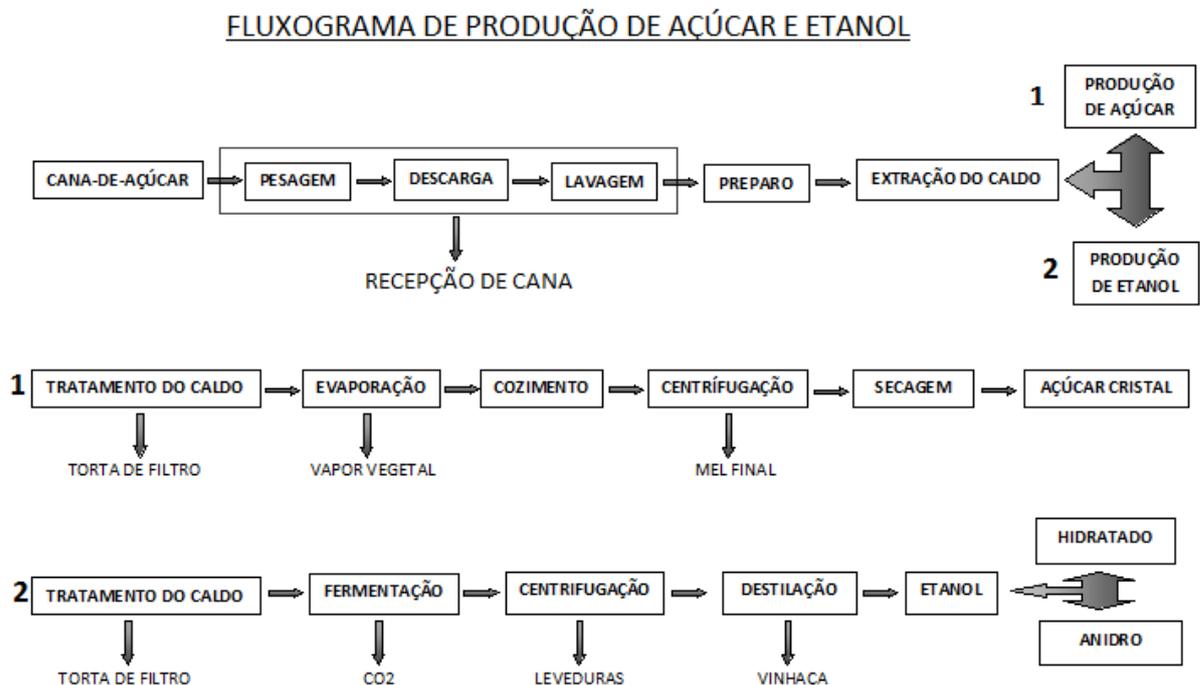
3 FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA

3.1 CARACTERÍSTICAS DA CANA-DE-AÇÚCAR

A cana-de-açúcar, do ponto de vista da utilização industrial, é constituída de fibra e caldo, onde o caldo constitui a matéria-prima real e a fibra gera o bagaço, que posteriormente é enviado as caldeiras com a finalidade de geração de vapor.

O processamento da cana-de-açúcar, em sua totalidade, envolve uma grande quantidade e etapas. A Figura 1 apresenta o fluxograma de produção do açúcar e do etanol.

Figura 1: Fluxograma da produção de açúcar e etanol.



Fonte: LEMOS, CASTRO 2010.

Segundo Prati e Camargo (2008), o caldo de cana é constituído por água (75-82%) e sólidos totais dissolvidos (18-25%), como os açúcares, tais como sacarose (14,5 -23,5%), glucose (0,2-1,0%) e frutose (0,0-0,5%), e os não açúcares orgânicos (0,8-1,5%) e inorgânicos (0,2-0,7%).

Por outro lado, a fibra é todo o material insolúvel em água, que fornece a quantidade de bagaço necessária ao equilíbrio térmico da indústria.

3.2 PROCESSAMENTO DA CANA-DE-AÇÚCAR

Com a chegada da cana-de-açúcar na usina, procede-se com a primeira etapa do ponto de vista industrial, que é a pesagem e análise da matéria prima, importante para o controle e eficiência da indústria, sendo um parâmetro essencial ao pagamento dos fornecedores. Em seguida, a cana-de-açúcar segue para o descarregamento em um sistema de guincho hylo, onde é transferida da carroceria dos caminhões para a mesa alimentadora, iniciando o processo de preparo e extração do caldo.

No preparo, a cana-de-açúcar é picada através das facas rotativas e desfibrada pelos martelos desfibradores, incrementando a capacidade das moendas pelo aumento da densidade da massa de alimentação, tornando-a compacta e homogênea. Esse processo é quantificado através do índice de preparo e deve estar em torno de 90% de células abertas para a extração do caldo pelas moendas (IPT, 1990).

Segundo o mesmo autor, as moendas são formadas por unidades esmagadoras, constituídas basicamente, por ternos, compostos de quatro cilindros (rolos), onde três giram no sentido horário e um no sentido anti-horário, fazendo a cana desfibrada passar entre eles e sofrer sucessivos esmagamentos, formando um tandem de moendas (ternos). Atualmente as moendas são compostas de 4 a 7 ternos, sendo maior a extração e moagem quanto maior o número de ternos.

Para se alcançar uma boa extração, deve-se extrair no primeiro terno uma faixa de 50 a 70%, sendo o bagaço conduzido aos demais ternos de moenda, onde é completada a extração devido à adição de água de embebição (LEMOS; CASTRO, 2010).

Atualmente utiliza-se a embebição composta, onde a água é adicionada ao bagaço antes de entrar no último terno e a extração proveniente deste retorna sucessivamente aos ternos anteriores, até o segundo terno. A extração do primeiro terno é totalmente direcionada para a fabricação de açúcar, enquanto que a extração do segundo terno, composta de caldo e água de embebição, é totalmente

enviada para a produção de etanol.

Outra forma de extração do caldo da cana-de-açúcar, recentemente bastante empregada, é o difusor, onde o processo de extração do caldo ocorre exclusivamente por um processo de lavagem repetitiva, passando por diluição para a solução de menor concentração. A extração efetua-se graças à ruptura das células, onde está a sacarose, e a lavagem destas com água ou caldo extraído (embebição).

Após o processo de extração do caldo, o bagaço residual com umidade em torno de 50%, é enviado através de esteiras de borracha para as caldeiras, onde ocorre a queima do mesmo com a finalidade de geração de vapor. O bagaço excedente é enviado e estocado nos pátios, sendo utilizado em eventuais paradas das moedas e durante a entressafra.

O caldo destinado a produção de açúcar é primeiramente peneirado, na maioria dos casos, por peneiras rotativas e em seguida sofre uma pasteurização, aquecendo-o a 105°C e resfriando-o rapidamente a 32°C. Em seguida, começa o tratamento químico do caldo, que é basicamente, a passagem em contracorrente do caldo com o gás sulfuroso produzido na coluna de sulfitação com a queima do enxofre. Posteriormente, ocorre a adição (hidróxido de cálcio) comumente chamado de leite de cal Ca(OH)_2 , para correção do pH e outros auxiliares da clarificação, aquecimento e decantação (IPT, 1990).

O tratamento do caldo enviado à produção de etanol, consiste basicamente em peneiramento, aquecimento e resfriamento. Em seguida, o caldo segue para a fermentação, onde tem seu grau Brix corrigido, utilizando o mel residual da fabricação de açúcar ou xarope proveniente dos evaporadores.

Na fermentação, ocorre a conversão dos açúcares em etanol, gás carbônico e energia devido a ação enzimática das leveduras, etapa realizada em grandes tanques conhecidos como dornas de fermentação, de forma descontínua. Esta etapa dura em torno de 8 a 12 horas, e após seu término, a mistura denominada de mosto sofre uma centrifugação, com a finalidade de reaproveitar as leveduras. A mistura extraída da centrifugação é basicamente água e etanol, que em seguida é separada nas torres de destilação, onde tem-se como subprodutos, a vinhaça e o óleo fúsel e o etanol anidro ou hidratado, que são enviados aos tanques de armazenagem (PAYNE, 1989).

O caldo proveniente da produção de açúcar após ser decantado, segue para

os evaporadores. Esta etapa tem como objetivo retirar a água contida no caldo, em torno de 75%, concentrando o caldo clarificado até 65° Brix. A evaporação é realizada em evaporadores de múltiplos efeitos, sendo o vapor da ebulição do caldo de um corpo é usado como fonte de calor para o corpo seguinte. Isto pode ser realizado pela redução da pressão no segundo corpo, de modo a reduzir o ponto de ebulição. Em um arranjo em série, ou múltiplo efeito, o Princípio de Rillieux estabelece que uma unidade de vapor evapore tantas unidades de água quantos forem os corpos ou efeitos. Ao final do processo de evaporação, obtém-se o xarope com composição em torno de 60% de sacarose, 7% de impurezas e 33% de água, devido a sua viscosidade tão elevada que não pode ser mais concentrado em evaporadores comuns (PAYNE, 1989).

A solução para este problema é a utilização de tachos a vácuo, denominados cozedores, que operam por batelada e permitem alcançar maiores concentrações do xarope, que juntamente com os cristais formados, passa a se denominar massa cozida. Essa massa é resfriada em cristalizadores e descarregada nas centrifugas, onde ocorre a separação dos cristais, que após passar pelos secadores, são ensacados ou armazenados nos barracões (LEMOS; CASTRO, 2010).

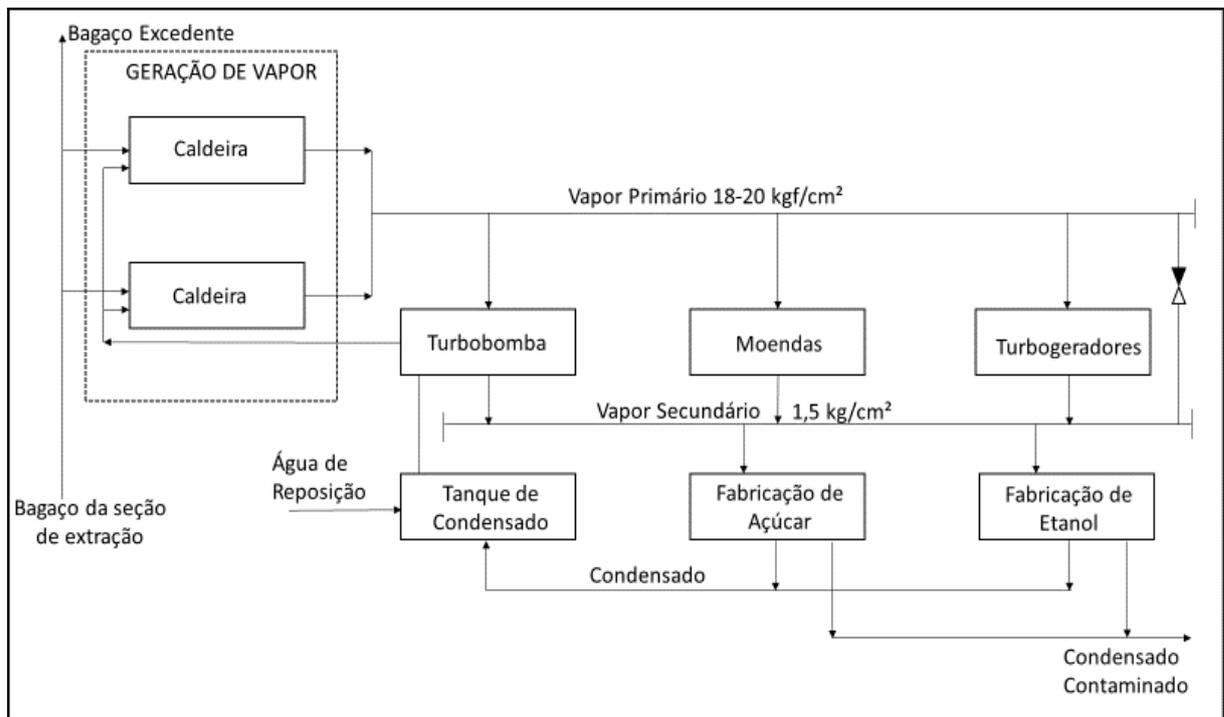
3.3 GERAÇÃO DE VAPOR

A geração de vapor tem essencial importância para as indústrias e no setor sucroenergético, isso não é diferente. Porém, com uma ligeira vantagem em relação às outras indústrias, elas se beneficiam do fato do combustível, ser o bagaço, material resultante da etapa de moagem da cana-de-açúcar (GARCIA, 2017). Por muitos anos, o bagaço resultante do processamento da cana-de-açúcar foi tratado como um resíduo a ser descartado.

Com o surgimento de novas tecnologias, as novas usinas têm-se modernizado, instalando equipamentos movidos à eletricidade, automatizando seus processos e gerando energia elétrica. Porém, na grande maioria das usinas já instaladas, a maioria dos equipamentos e turbinas é movida a vapor, como pode ser demonstrado seu ciclo na Figura 2. Neste ciclo, o bagaço ao sair das moendas, segue diretamente para a fornalha das caldeiras. Em geral, as caldeiras mais

utilizadas são do tipo fornalha ferradura, e as mais recentes do tipo grelha basculante e grelha inclinada (IPT, 1990)

Figura 2: Esquema geral do ciclo de vapor comumente empregado nas usinas.



Fonte: Elaborado pelo autor, adaptado IPT (1990), 2018.

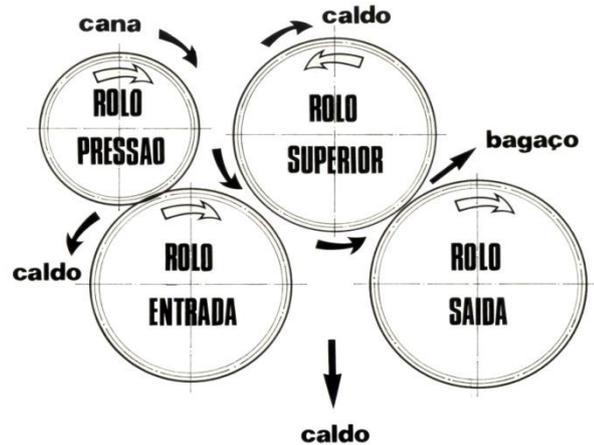
3.4 MOENDA

A moagem é basicamente um exercício de separação de materiais, a extração do açúcar, ou melhor, dos sólidos solúveis da cana-de-açúcar pode ser realizada por meio de sucessivas prensagens do bagaço desfibrado entre os rolos das moendas, cada um formado por 3 cilindros dispostos de tal modo que a união de seus centros forma um triângulo praticamente isósceles. Os cilindros inferiores têm seus eixos fixos e giram no mesmo sentido. O cilindro superior tem a posição de seu eixo controlada por um regulador de pressão hidráulico, girando em sentido contrário ao dos inferiores.

Atualmente, com a incorporação ao terno do rolo de entrada, o colchão de cana sofre uma compressão prévia para facilitar a extração, realizando uma

alimentação forçada (IPT, 1990). Na Figura 3 é apresentada a disposição dos rolos no terno.

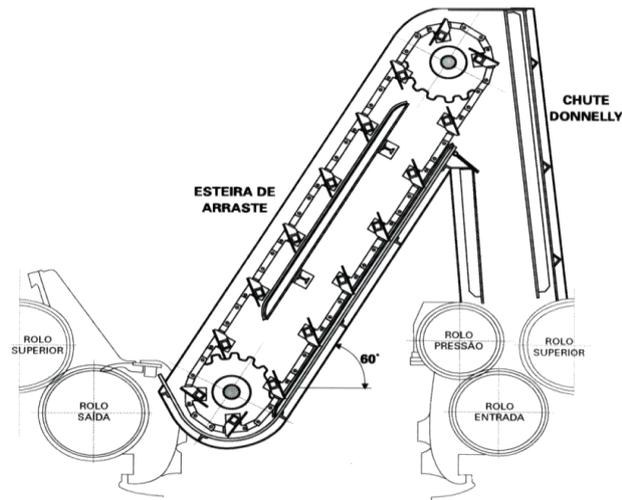
Figura 3: Posição dos rolos no terno de moendas.



Fonte: LEMOS 2010.

Ao passar entre os rolos, a cana desfibrada é conduzida sobre uma bagaceira até o rolo de saída, sendo extraído o caldo, resultando no bagaço seco. Os rolos são acionados por pinhão do rolo superior, acionado por uma turbina e um sistema de engrenagens redutoras. A cana é conduzida de um terno a outro através de esteiras intermediárias. As esteiras geralmente são do tipo de taliscas de arraste, que conduzem a cana até o chute-donelly do próximo terno. A Figura 4 mostra o sistema de uma esteira de arraste intermediária.

Figura 4: Esteira de arraste.

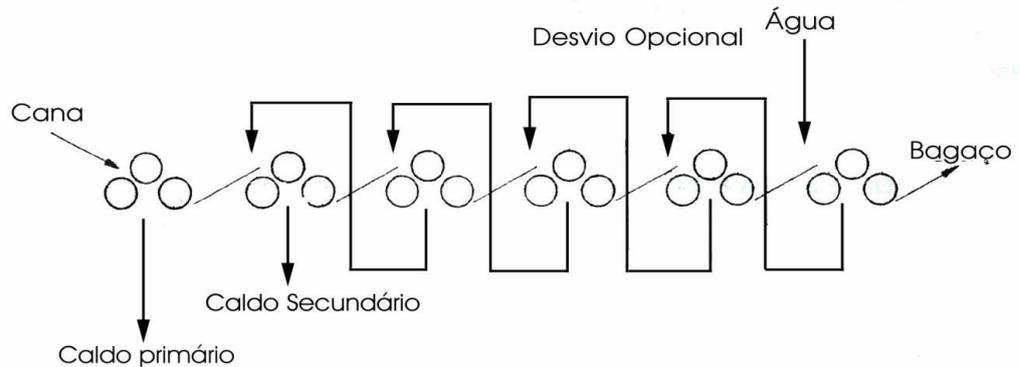


Fonte: LEMOS 2010.

PAYNE 1989, afirma que somente pela pressão é impossível expelir mais do que 90% do caldo contido nas fibras, pois, a certo ponto, as partes sólidas e líquidas coalescem essencialmente numa só quantidade de massa expelida. Portanto, para aumentar a extração de sacarose, realiza-se adição de água à cana-de-açúcar, processo chamado de embebição, uma vez que o bagaço resultante ainda retém certa quantidade de caldo por capilaridade ou em células que escaparam ao esmagamento. Adicionando-se certa quantidade de água ao bagaço, esse caldo residual fica diluído, podendo ser extraído em nova moagem. A umidade final do bagaço permanece a mesma, ocorrendo simplesmente à substituição do caldo original pela água adicionada.

A água de embebição é adicionada no último terno e o caldo diluído sofre totalmente, um retorno para de novo embeber o bagaço esmagado no terno anterior e assim sucessivamente até o segundo terno de acordo com a Figura 5 abaixo:

Figura 5: Sistema de embebição composta.



Fonte: LEMOS 2010.

No primeiro terno, o caldo extraído é denominado de caldo primário e no segundo terno, secundário. A quantidade de água de embebição que se aplica varia de acordo com a região da usina, com a capacidade da moenda, com a característica da cana-de-açúcar, sobretudo seu conteúdo de fibra.

A quantidade de fibra é um parâmetro difícil de ser medido, por isso geralmente aplica-se de 25 a 30% de água contra o peso total da cana (Embebição % cana). A temperatura da água de embebição é um parâmetro importante para a eficiência da moagem (RIBEIRO 1999). Tradicionalmente, empregava-se água à temperatura ambiente para embebição, porém, atualmente observa-se nas unidades industriais, o emprego de água quente (até 80°C).

3.4.1 Índices de eficiência da moagem

- Para cada 1% de matéria (mineral ou vegetal) que entra na usina, se perde 1,5 kg de açúcar por tonelada de cana moída;
- O índice de rupturas de células define o resultado do preparo de cana. Até 90% é aceitável;
- A extração no primeiro terno deve ser de 50 a 70%;
- A umidade do bagaço deve ser de 48 a 50%;

- A pol do bagaço na saída do último terno deve ser o mais baixo possível, sem afetar outros parâmetros da fábrica. A pol do bagaço até 1,5 é aceitável;
- A extração do caldo deve ser a maior possível. A média de extração para uma moenda é 96%;
- Limpeza das moendas, mantendo um perfeito estado de assepsia da área, fazendo desinfecção com água quente, vapor ou produtos químicos (RIBEIRO 1999).

3.4.2 Operação

A operação eficiente de uma seção de moagem exige a regulagem das aberturas apropriadas para cada terno; controle estrito das variáveis operacionais, das quais as principais são: peso de fibra por hora, velocidade periférica dos rolos, carga hidráulica e embebição; e finalmente, boa manutenção.

3.4.3 Regulagem da moenda

A regulagem da moenda requer três medidas: a abertura entre o rolo superior e o de entrada, a abertura entre o rolo superior e o de saída, e a abertura entre o rolo superior e a bagaceira. O peso da fibra que passa pela moenda na unidade de tempo constitui a base de cálculo para a regulagem apropriada. Os conceitos abaixo são usados para chegar-se à regulagem inicial. Ao longo da operação, mudanças das condições iniciais tornando-se em geral necessárias devido a muitas variáveis desconhecidas envolvidas.

3.4.4 Abertura de trabalho

A abertura em trabalho é a distância média entre os rolos medida no plano axial comum. É calculada a partir do diâmetro médio dos dois rolos, que por sua vez é o diâmetro médio entre a crista e o fundo do friso. Um valor fixo é adicionado à abertura medida, para permitir o levantamento do rolo superior ao flutuar em operação a uma carga de fibra calculada.

3.4.5 Relação de aberturas

É a relação entre as aberturas de entrada e saída. Baseia-se na abertura calculada em trabalho do rolo de saída, que é determinada pela taxa de fibra, tamanho dos rolos, velocidade dos rolos e conteúdo de fibra do bagaço descarregado.

3.4.6 Controle

Os números básicos no controle de uma moenda são os da pol, da umidade e da fibra no bagaço final. A rigor, eles fornecem apenas o resultado global. Torna-se importante conhecer o desempenho dos ternos individuais, o que requer a análise do bagaço de cada terno. Todavia, constantes variações na fibra devido a impurezas tornam tais números de pouco valor, a não ser que sejam tomados em base estatística significativa. Portanto, eles não são justificáveis do ponto de vista econômico. Em resultado, as regulagens da moenda são estimadas e, a seguir, ajustadas com base na experiência (PAYNE, 1989).

3.4.7 Cálculo de extração

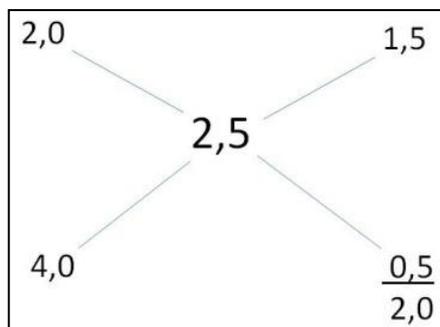
A extração relativa dos rolos de entrada e saída podem também ser calculados pelos dados da curva de °Brix e para que se possa analisar cada terno de moagem individualmente, utiliza-se o método do retângulo, como mostra o exemplo abaixo:

Tabela 1: Valores de referência do °Brix

Índice	°Brix refratométrico
Rolo de entrada	2,0
Rolo de saída	4,0
Caldo total	2,5

Fonte: PAYNE 1989.

Calculando-se pelo método do retângulo:



$$\%Er = (1,5 / 2,0) \times 100 \quad (1)$$

$$\%Er = 75\%$$

% Er é a porcentagem extraída pelo rolo.

Portanto, 75% do caldo foram extraídos pelo rolo de entrada e 25% pelo rolo de saída. Segundo Payne (1989), tais números indicariam um bom desempenho do terno.

Outra forma de calcular a extração é pelo valor da ART, de acordo com a equação 1 a seguir:

$$E = \{ A - [(B / C) \times D] / A \} \times 100 \quad (2)$$

Onde:

A = ART % Cana

B = Fibra da cana

C = Fibra do bagaço

D = ART % bagaço

E = % Extração

3.5 DIFUSOR

O difusor é, na realidade, um lixiviador de cana. Os dois processos funcionam de maneira a separar o caldo da fibra, onde o difusor realiza duas operações:

- Difusão: separação por osmose, relativa apenas às células não rompidas da cana, aproximadamente 3%;
- Lixiviação: arraste sucessivo pela água da sacarose e das impurezas contidas nas células abertas.

No verdadeiro processo de difusão, aplicado por exemplo no processamento da beterraba, a elevada temperatura da operação promove uma quebra química das membranas das células, que contém a solução rica em sacarose, aumentando sua permeabilidade, e permitindo que a sacarose passe através da membrana na direção da solução com menor concentração (transferência de massa por diferença de concentração). No caso da cana-de-açúcar, as células que contém a sacarose são completamente insensíveis à temperatura, de maneira que, no difusor a sacarose é extraída exclusivamente por um processo de lavagem repetitiva, passando por diluição para a solução de menor concentração (BASTOS NETO, 2010). Na Figura 6 apresentada abaixo segue a ilustração de um modelo de difusor.

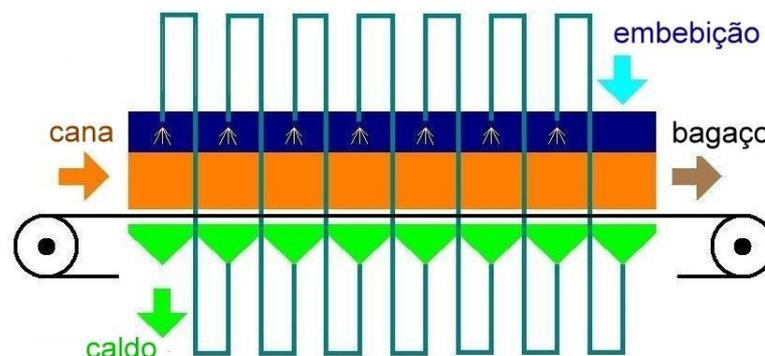
Figura 6: Difusor para a extração do caldo de cana-de-açúcar



Fonte: BASTOS NETO, 2010.

Nos difusores, a sacarose é extraída em contracorrente com caldo diluído e água. A maioria das leis da difusão osmótica aplica-se à lixiviação, sendo que apenas os coeficientes de tempo e eficiência mudam. A extração depende muito da proporção de células rompidas, efetuadas no preparo da cana, e da possibilidade de acesso do líquido de extração a estas células. Segundo Peter Rein (2006), não há uma taxa de embebição mínima ou máxima, pois esta define o tamanho do difusor. Para altas taxas de embebição utiliza-se um difusor de tamanho menor. Essa taxa de embebição depende também da porcentagem de fibra da cana-de-açúcar. A Figura 7 apresenta um esquema simplificado do sistema de embebição do difusor.

Figura 7: Sistema de embebição do difusor.



Fonte: BASTOS NETO, 2010.

A água de embebição é alimentada na parte final do difusor, próximo da saída o bagaço, a uma temperatura entre 75 e 90°C. Um aquecedor por contato direto com vapor controlado automaticamente, permite manter a adequada temperatura da água. A água de embebição é, a seguir, enviada a uma canaleta transversal que cobre toda a largura do difusor, sendo e é uniformemente distribuída sobre o colchão de bagaço. A água percola através das fibras, passa pela chapas perfuradas e é recolhida no captador de caldo, para facilitar a passagem da sacarose da solução rica para a pobre. A circulação dos caldos é feita em contracorrente com o bagaço, permitindo assim a manutenção de um diferencial de concentração entre as soluções praticamente constantes ao longo do difusor. Desta forma, a concentração do caldo aumenta gradualmente, até atingir seu máximo no captador situado junto à entrada da cana no difusor, de onde é bombeado para peneiramento e daí para o processo. Analogamente, o bagaço que segue em direção à parte final do difusor tem sua concentração de sacarose diminuída gradualmente (BASTOS NETO, 2010).

3.5.1 Características e funcionamento do difusor

O difusor horizontal é constituído por um gamelão (caixa em chapa de aço receptora de cana desfibrada) de largura e comprimento relativos à sua capacidade, contendo um transportador horizontal de cana desfibrada, tracionado por linhas de correntes forjadas de passo 10”, acionadas por um motor de corrente contínua.

A camada de cana-de-açúcar desfibrada sobre o transportador, varia entre 1 a 1,60 m. Durante todo o trajeto do começo ao fim do gamelão, esta camada de cana desfibrada é abundantemente regada com líquido de extração (caldo). Por baixo da camada de cana desfibrada, o fundo do gamelão é formado por 16 captadores justapostos, que são caixas com formato semicilíndrico, as quais recebem o caldo que atravessou a camada de cana. Com efeito, o estrado do transportador de cana é formado por uma tela em aço inoxidável, que deixa passar o caldo para os captadores. Uma bomba toma novamente o caldo retido no captador e o envia ao distribuidor de caldo seguinte, colocado acima do captador precedente servindo como caldo de embebição, sendo retido no captador de entrada de cana. O caldo misto será enviado para fabricação de açúcar e álcool.

Na saída do difusor, o bagaço é enviado a um sistema de secagem constituído por um conjunto de rolos desaguadores e dois ternos de moenda. O caldo diluído obtido nesse sistema retorna ao difusor, e também é usado como embebição. O bagaço final que sai do sistema de secagem contém em torno de 50% de umidade e é transportado para queima nas caldeiras. A extração é efetuada com caldos de embebição com temperatura em torno de 80°C e pH entre 6,0 e 8,0.

O tempo de retenção dependerá da velocidade do transporte principal do difusor, e poderá ser ajustada em função da qualidade e da capacidade da cana alimentada no equipamento:

- Tempo de retenção da cana: cerca de 60 minutos;
- Tempo de retenção do caldo de cana: cerca de 20 minutos.

Um difusor dimensionado para uma capacidade nominal de 500 toneladas métricas de cana-de-açúcar por hora, tem seu desempenho está baseado na seguinte performance técnica, como mostra a tabela 2:

Tabela 2: Performance Técnica do Difusor

Extração da Pol	≥ 97,5
Embebição	300% fibra
Fibra da cana	13%
Pol na cana	14,5%
Índice de preparo	90%

Fonte: Usina Guarani, 2010.

3.5.2 Aplicações do difusor

A instalação de um difusor pode ser justificada nos seguintes casos:

- Instalação de uma planta nova para a produção de açúcar, etanol ou ambos;
- Ampliação ou modernização de fábricas existentes, onde seja previsto um alto investimento com moendas ou para aumento da potência das transmissões existentes;

- Projetos de diversificação de usinas existentes, com cogeração, pois o reduzido consumo de energia mecânica do sistema de difusão deixa um excedente de vapor vivo que pode ser utilizado para a produção de uma quantidade extra de energia nos geradores elétricos (BASTOS NETO, 2010).

3.5.3 Melhorias realizadas no difusor

Segundo LEMOS 2010, para melhorar o desempenho do difusor, sua eficiência e capacidade moagem/dia, foram feitas algumas adaptações.

A instalação de um medidor de brix na saída do captador semi A, fornece a precisão para o operador do brix do caldo misto ajudando a interferir na embebição, minimizando o impacto da variação da ART mantendo a extração estável e também o brix do mosto desejado para a fermentação.

O difusor necessita de uma camada de cana desfibrada uniforme no seu interior (na prática esse valor é de 1,5 m), para que se possa extrair o seu máximo, sem afetar a capacidade diária de moagem. A instalação de uma balança eletrônica na esteira de borracha antes do difusor, possibilita ao operador estabelecer o SP (set point) da tonelada/h desejada e assim passando para o controle automático.

Essa balança é interligada com o apalpador do difusor para minimizar o impacto da diferença de densidade da cana. Se a fibra é alterada, aumenta o seu volume, e o apalpador detecta essa variação, enviando um sinal para a balança fazer a correção instantânea. Desta forma, ajuda a manter a moagem estável, evitando as “buchas” (parada na moagem), melhorando o aproveitamento industrial, ou melhor, a extração do caldo.

Para melhorar a percolação do caldo para os captadores, foram instaladas caixas na lateral do difusor, pois em dias que a cana está com muita terra e palha, melhoram a eficiência na extração.

Outra melhoria adaptada foi o rodo de borracha nas taliscas do difusor. Esses rodos raspam o fundo do difusor, limpando os furos da tela, facilitando a percolação, aumentando a passagem do líquido pelos furos da tela.

4 METODOLOGIA

O presente trabalho foi elaborado após a coleta de dados e informações de operação de equipamentos de extrema importância na indústria sucroenergética: a moenda, o difusor e a caldeira.

Na moenda e no difusor, inicialmente foi realizado um estudo comparativo entre ambos e indicada algumas melhorias realizadas. Posteriormente, foi realizado um balanço de massa nos ternos de moagem, com a finalidade de encontrar o valor da quantidade de bagaço gerado e outros parâmetros importantes para um bom desempenho da extração da sacarose a partir da cana-de-açúcar.

Após a análise no setor de moagem, iniciou-se a coleta de dados e informações referente ao bagaço gerado na moenda, onde foi conhecida sua composição química. De posse destas informações, pode-se avaliar o processo de queima do bagaço, e assim, determinar a quantidade molar de seus constituintes. Com estas informações foi possível determinar a quantidade estequiométrica de ar necessária para a queima do bagaço no forno da caldeira, sendo atribuído a essa quantidade uma porcentagem em excesso. Em seguida, buscou-se na literatura uma metodologia de cálculos e equações para se determinar a eficiência da caldeira. O balanço de energia para uma caldeira operando em regime permanente pode ser descrito conforme a equação 2 (IPT 1990):

$$Q_f = Q_u + P \quad (3)$$

Onde:

Q_f : Energia fornecida à caldeira por unidade de tempo (kJ/h);

Q_u : Energia útil absorvida pelo fluido de trabalho por unidade de tempo (kJ/h);

P : Energia perdida por unidade de tempo (kJ/h);

A equação 3 é utilizada para o cálculo da eficiência da caldeira pelo método direto:

$$\varepsilon = Q_u / Q_f \quad (4)$$

A equação anterior também pode ser escrita conforme a equação 4:

$$\varepsilon = 1 - P / Q_f \quad (5)$$

Essa equação é a utilizada para a determinação da eficiência pelo chamado método indireto.

Com base no volume de controle preestabelecido para o cálculo da eficiência da caldeira, a energia útil fornecida e as perdas também podem ser escritas da seguinte forma:

$$Q_f = m_c \times q_f \quad (6)$$

$$Q_u = m_c \times q_u \quad (7)$$

$$P = m_c \times p \quad (8)$$

Onde:

m_c = vazão em massa de combustível, base úmida (kg combustível úmido /h);

q_f = energia fornecida por unidade de massa de combustível (kJ/kg de combustível úmido);

q_u = energia útil por unidade de massa de combustível (kJ/kg de combustível úmido);

p = energia perdida por unidade de massa de combustível (kJ/kg de combustível úmido);

Assim, as equações 3 e 4 podem ser expressas pelas equações 8 e 9, respectivamente:

$$\varepsilon = q_u / q_f \quad (9)$$

$$\varepsilon = 1 - q_p / q_f \quad (10)$$

A equação que calcula a energia útil por unidade de massa de combustível aparece na equação 10 a seguir:

$$q_u = m_v \times (h_v - h_a) / m_c \quad (11)$$

Onde:

m_v = vazão em massa de vapor gerado, fornecido ao processo (não inclui o vapor gerado utilizado em sopradores de fuligem) (kg/h);

h_v = entalpia específica do vapor na pressão e temperatura em que é gerado (kJ/kg);

h_a = entalpia específica da água de alimentação da caldeira (kJ/kg);

m_c = vazão em massa de combustível em base úmida (kg combustível úmido/h);

A parcela referente à entalpia específica da água de alimentação da caldeira (h_a) pode ainda ser expressa pela equação 11:

$$h_a = 4,19 \times T_a; \quad (12)$$

T_a = temperatura da água de alimentação (°C);

4,19 = valor prático adotado para o calor específico da água (kJ/kg).

A equação que calcula a energia fornecida por unidade de massa de combustível é fornecida pela equação 12:

$$q_f = c_{pc} \times (T_c - T_{ref}) + m_{ar\ seco} \times (c_{par} + W \times c_{pv}) \times (T_{ar} - T_{ref}) + PCS_u \quad (13)$$

Onde:

c_{pc} = calor específico médio do combustível entre a temperatura de entrada e a temperatura de referência (kJ/kg°C);

T_c = temperatura do combustível na entrada da caldeira (°C);

T_{ref} = temperatura de referência adotada (°C);

$m_{ar\ seco}$ = massa de oxigênio necessária (kg ar/kg combustível úmido);

c_{par} = calor específico médio do ar entre a temperatura T_{ar} e a temperatura de referência (kJ/kg°C);

T_{ar} = temperatura do ar de combustão na entrada (°C);

W = umidade absoluta do ar de combustão na entrada (kg água/kg ar seco);

PCS_u = poder calorífico superior do combustível, base úmida (kJ/kg combustível úmido);

c_{pv} = calor específico médio do vapor d'água do ar entre a temperatura T_{ar} e a temperatura referência (kJ/kg°C).

4.1 Método direto

De acordo com as equações 8, 10 e 11, a eficiência pelo método direto é calculada pela equação 13 a seguir:

$$\epsilon_d = m_v \cdot (h_v - h_a) / m_c \cdot q_f \quad (14)$$

Onde:

ϵ_d : Cálculo da eficiência da caldeira pelo método direto.

4.2 Método indireto

O método indireto baseia-se na determinação, ou avaliação, de cada uma das parcelas das perdas de energia através da superfície de controle. A perda por unidade de massa de combustível será a somatória de cada perda específica. Obtidas cada uma das parcelas ou entalpias associadas aos fluxos que deixam o volume de controle, a eficiência pode ser calculada pela equação 14:

$$\epsilon_i = 1 - [(p_{gs} + p_a + p_{ns} + p_{co} + p_{pt} + p_p + p_{mr} + p_{tc})/q_f] + p_{rc}/100 \quad (15)$$

Onde:

ϵ_i : eficiência da caldeira calculada pelo método indireto;

p_{gs} : entalpia associada aos gases secos na chaminé (kJ/kg);

p_a : entalpia associada ao vapor d'água na chaminé proveniente da combustão do hidrogênio, da umidade do combustível e da umidade do ar, base PCS_u (kJ/kg);

p_{ns} : entalpia associada ao vapor d'água na chaminé proveniente dos sopradores de fuligem (kJ/kg);

p_{co} : entalpia associada à presença de CO (monóxido de carbono) nos gases de chaminé (kJ/kg);

p_{pt} : entalpia associada ao material particulado na chaminé (kJ/kg);

p_{mr} : entalpia associada exclusivamente à presença de combustível no material retirado (kJ/kg);

p_{tc} : entalpia associada ao material retirado do cinzeiro (calor sensível) (kJ/kg);

p_{rc} : perdas por radiação e convecção (%);

q_f : energia fornecida, calculado segundo a equação 11 (kJ/kg).

5 JUSTIFICATIVAS

O setor sucroenergético necessita de uma demanda muito grande de geração de vapor, pois é utilizado em todas as etapas de produção e na geração de energia elétrica. Diante disto, as caldeiras se tornam equipamentos de extrema importância e sua eficiência deve ser conhecida. Outro parâmetro é a quantidade de ar necessário para que todo o bagaço alimentado seja consumido, evitando problemas na distribuição do vapor ao restante da fábrica, bem como o desperdício do bagaço utilizado na caldeira.

Nas moendas, os balanços de massa proporcionam o conhecimento de variáveis de operação, sendo possível detectar possíveis falhas, seja na regulagem, operação ou defeito do equipamento. Diante de todas essas informações, é possível ter uma visão bem ampla de todo o processo.

6. DISCUSSÃO DOS RESULTADOS

6.1 AVALIAÇÃO DOS DADOS OBTIDOS NA MOENDA E NO DIFUSOR

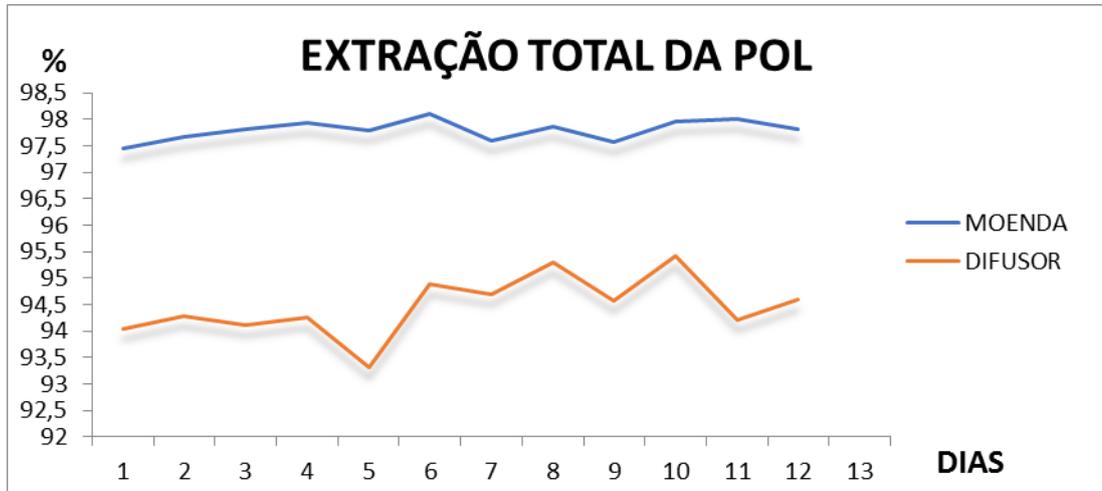
Os adeptos ao difusor garantem uma ligeira vantagem em relação à moenda, atingindo índices médios entre 97,5 e 98% na extração. Já os que utilizam a moenda garantem que, utilizando seis ternos, pode-se chegar a valores próximos de 98%, em determinadas ocasiões (JORNAL DA CANA, 2010).

Mas no Brasil, o que se vê entre as unidades sucroalcooleiras, é que há uma preferência entre moer mais do que extrair. Com a extração otimizada, é possível ganhar em uma mesma safra 1 ou 2%. Mas comparando a moagem em um mesmo ano é possível se obter um ganho de 20 a 40% (JORNAL DA CANA, 2010).

A moenda avaliada possui seis ternos de 37x66 polegadas, apresentando altos índices de extração, ficando na média com 97,5%, mas em certas ocasiões a extração diária atinge valores acima de 98%. O difusor, com a moagem aumentada em 70% da sua capacidade total (passando de 4.000 ton/dia para 6.800 ton/dia), teve uma média de extração 94,5%, atingindo picos de 95% em certos dias, o que representa um bom valor, já que moagem foi aumentada em 2.800 toneladas de cana por dia.

Tais valores mostram que se pode obter bons índices de extração para ambos os equipamentos, como desmonstra a Figura 8.

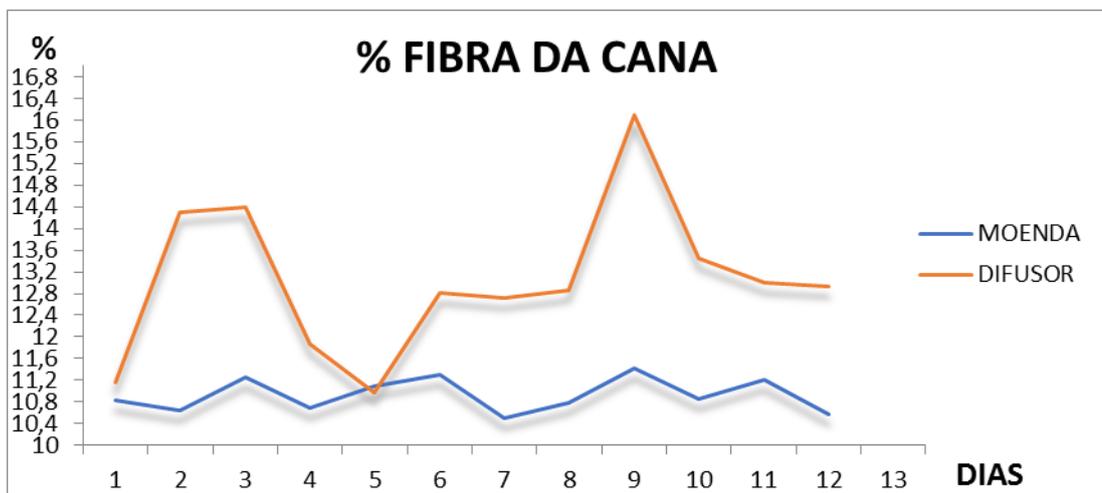
Figura 8: Extração da pol.



Fonte: LEMOS, 2010.

O teor de fibras é outro fator que interfere diretamente na capacidade de moagem, pois quanto maior a fibra, mais sacarose é retida no bagaço. A Figura 9 mostra uma maior oscilação da fibra no difusor do que na moenda.

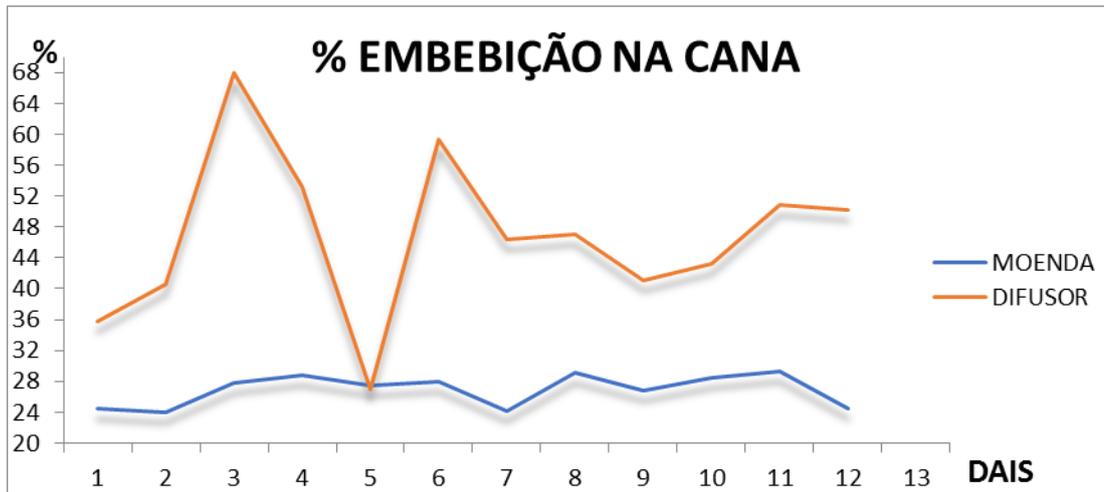
Figura 9: Porcentagem de fibra.



Fonte: LEMOS, 2010.

Essa variação da fibra, além de interferir diretamente na eficiência de extração do difusor ou da moenda, conseqüentemente irá alterar a taxa de embebição, que varia conforme altera a fibra, de acordo com a Figura 10.

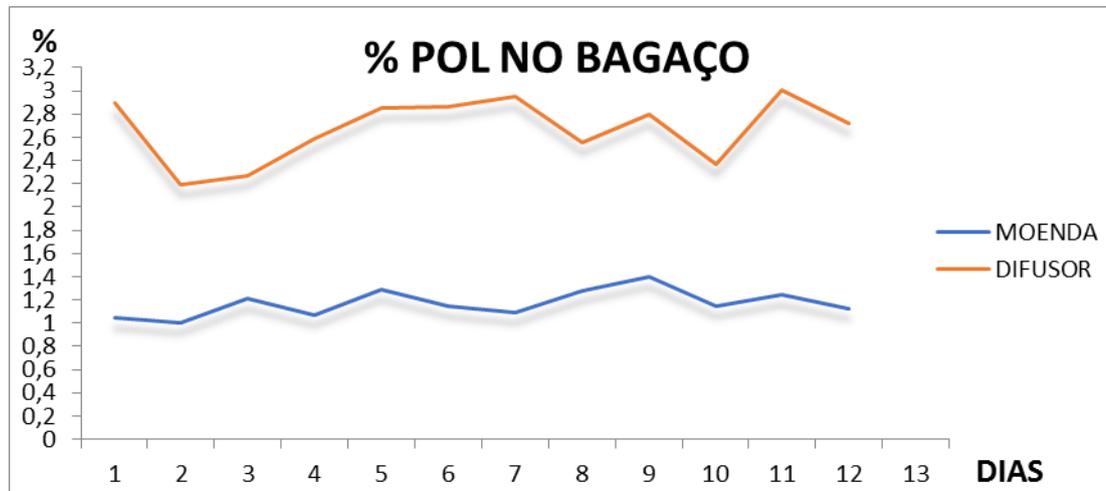
Figura 10: Porcentagem de embebição.



Fonte: LEMOS, 2010.

O efeito desse aumento da fibra causa um aumento da % pol do bagaço e na % de embebição no difusor, já que a fibra da cana que entrou na moenda não sofreu grandes alterações, mantendo a taxa de embebição e a pol do bagaço durante a operação relativamente constante.

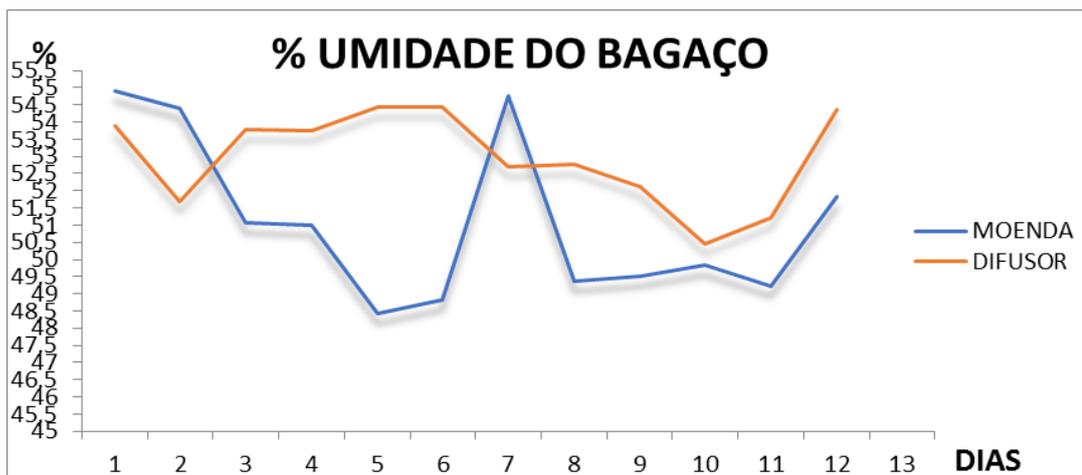
Figura 11: Porcentagem da pol no bagaço.



Fonte: LEMOS, 2010.

Em consequência dessa variação da fibra no difusor, ocorre também um aumento na porcentagem de umidade do bagaço final, observado na Figura 12. Na moenda não houve aumentos significativos da fibra, tornando o processo mais estável em relação a porcentagem de pol no bagaço, pol extraída e porcentagem de embebição. Porém, na umidade do bagaço final foi visível uma grande variação da umidade.

Figura 12: Porcentagem da umidade no bagaço.



Fonte: LEMOS, 2010.

6.2 BALANÇO DE MASSA REAL NA EXTRAÇÃO DO CALDO POR TERNOS DE MOENDA

Para a realização do balanço de massa foram utilizados dados reais do sistema de moagem, como: a quantidade de cana processada por hora, % fibra da cana, % pol da cana e as respectivas porcentagens de fibra e pol do bagaço proveniente de cada terno. Os dados são obtidos através de análises realizadas diariamente pelo laboratório industrial e laboratório de sacarose. Já a quantidade de cana processada por hora é quantificada através da diferença entre os pesos dos caminhões carregados e vazios.

6.2.1 Introdução ao balanço de massa

O estudo de um processo químico, deve se basear em um conjunto de análise e equações responsáveis pela descrição do comportamento do sistema, visando tomar as melhores decisões em relação ao processo. Essas equações podem ser obtidas com a aplicação de balanços materiais e energéticos, sujeitos aos princípios da conservação de massa e energia, respectivamente (PERLINGERO, 2005).

O balanço de massa tem como princípio a conservação da massa, sendo feito através da quantificação de material que entra e deixa um sistema determinado por uma fronteira, seja ela uma corrente, um equipamento ou processo. A aplicação do mesmo depende do problema a ser analisado, mas leva em consideração o fato de que matéria não pode desaparecer e nem ser criada (JUNIOR, 2010).

Os processos na indústria química podem e devem ser esquematizados em diagramas de blocos, permitindo uma visão global do processo. Os blocos representam as operações físicas ou químicas dentro do sistema, ligados entre si por setas, simbolizando o fluxo de matéria entre as diferentes operações (BATISTA, PREVIDELI, 2015).

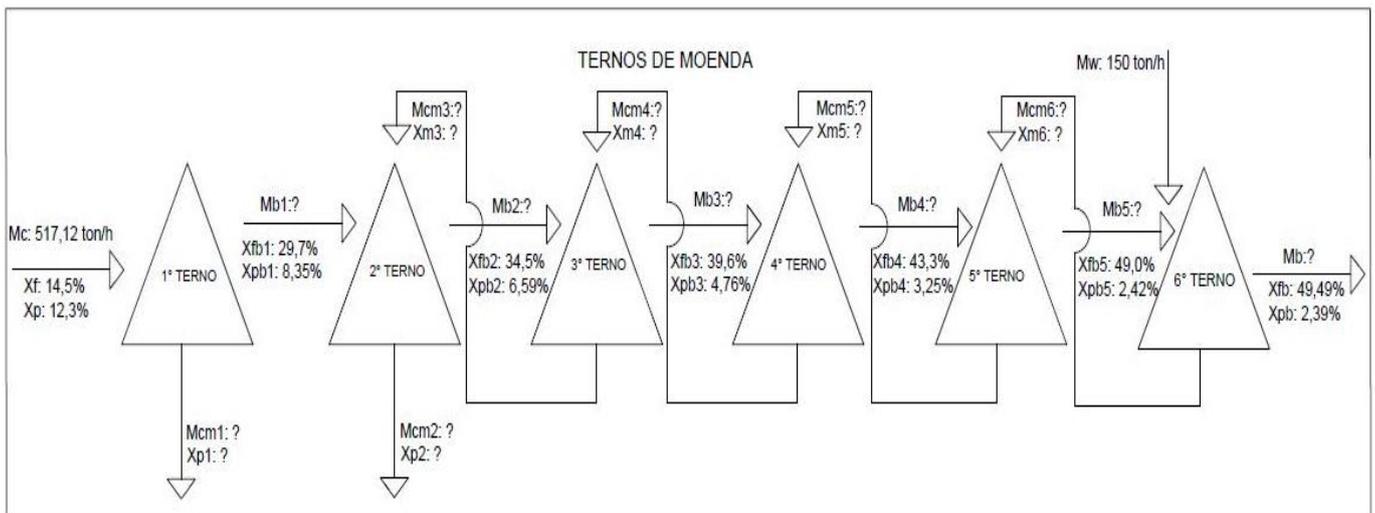
6.2.2 Cálculos obtidos com o balanço de massa

O balanço de massa foi realizado em função da moenda constituída por seis

ternos, sendo extraído no primeiro terno o caldo primário e no segundo terno o caldo secundário. Para cada terno foi realizado o balanço de massa e a partir das informações obtidas, realizou-se o cálculo no terno seguinte.

A necessidade dos cálculos do balanço de massa do processo de extração, deve-se ao fato de se determinar a massa de bagaço que irá sair no final do processo, ou seja, no 6º terno. Essa massa de bagaço que será utilizada para alimentar a caldeira e será utilizada como base de cálculo do balanço de massa, para se determinar a eficiência da caldeira no processo. A figura 13 ilustra todo o processo de moagem e suas variáveis.

Figura 13: Fluxograma dos ternos de moagem.

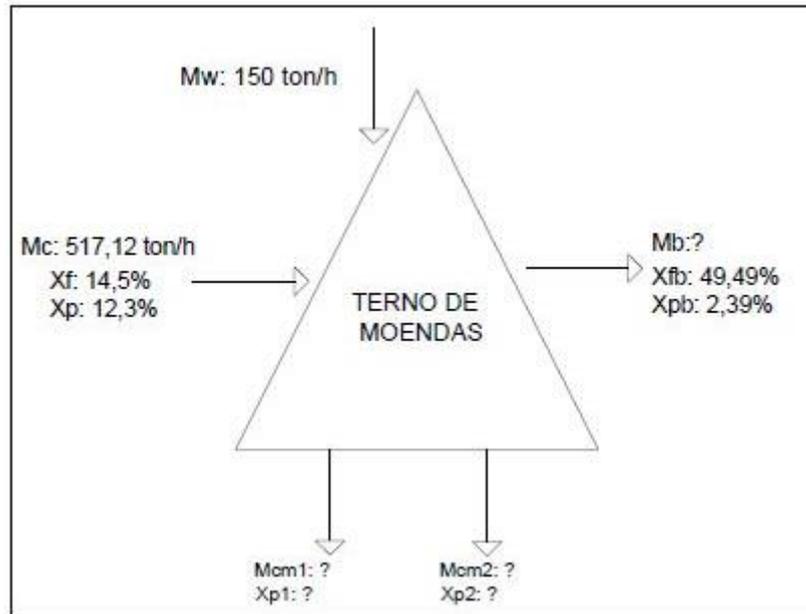


Fonte: Elaborado pelo autor, 2019

6.2.2.1 Balanço de massa global nos ternos de moagem:

De acordo com a Figura 14 abaixo, podemos demonstrar as entradas e saídas das correntes e assim, apresentar os cálculos.

Figura 14: Fluxogram do balanço de massa global dos ternos de moenda



Fonte: Elaborado pelo autor, 2019

Balanço de massa global

$$Mc + Mw = M_{cm1} + M_{cm2} + Mb \quad (16)$$

Balanço de massa global para o teor de fibras

$$Mc \times X_f + Mw = M_{cm1} + M_{cm2} + Mb \times X_{fb} \quad (17)$$

$$517,12 \text{ ton/h} \times 0,145 + 0 = 0 + 0 + Mb \cdot 0,4949$$

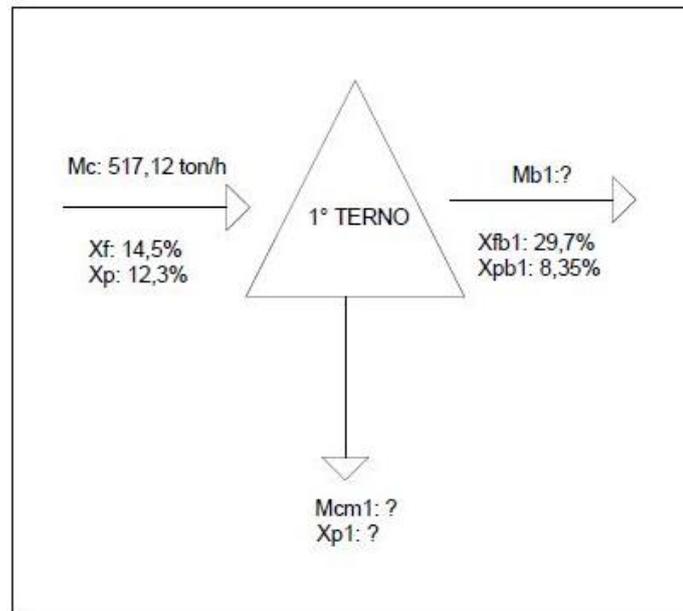
$$Mb = 151,51 \text{ ton/h}$$

Balanço de massa global para o teor de pol

$$Mc \times X_p + Mw = M_{cm1} \times X_{p1} + M_{cm2} \times X_{p2} + Mb \times X_{pb} \quad (18)$$

6.2.2.2 Cálculo do balanço de massa no 1º Terno:

A seguir estão apresentados os cálculos do balanço de massa global e para cada componente no 1º Terno do sistema de extração por moendas, conforme demonstra a Figura 15 a seguir.

Figura 15: Fluxograma do balanço de massa global no 1° Terno

Fonte: Elaborado pelo autor, 2019

Balanço de massa para o teor de fibras no 1° Terno

$$M_c \times X_f = M_{cm1} \times 0 + M_{b1} \times X_{fb1} \quad (19)$$

$$517,12 \text{ ton/h} \times 0,145 = 0 + M_{b1} \times 0,297$$

$$M_{b1} = 250,05 \text{ ton/h}$$

Balanço de massa global no 1° Terno

$$M_c = M_{cm1} + M_{b1} \quad (20)$$

$$517,12 \text{ ton/h} = M_{cm1} + 250,05 \text{ ton/h}$$

$$M_{cm1} = 267,07 \text{ ton/h}$$

Balanço de massa para o teor de pol no 1° Terno

$$M_c \times X_p = M_{cm1} \times X_{p1} + M_{b1} \times X_{pb1} \quad (21)$$

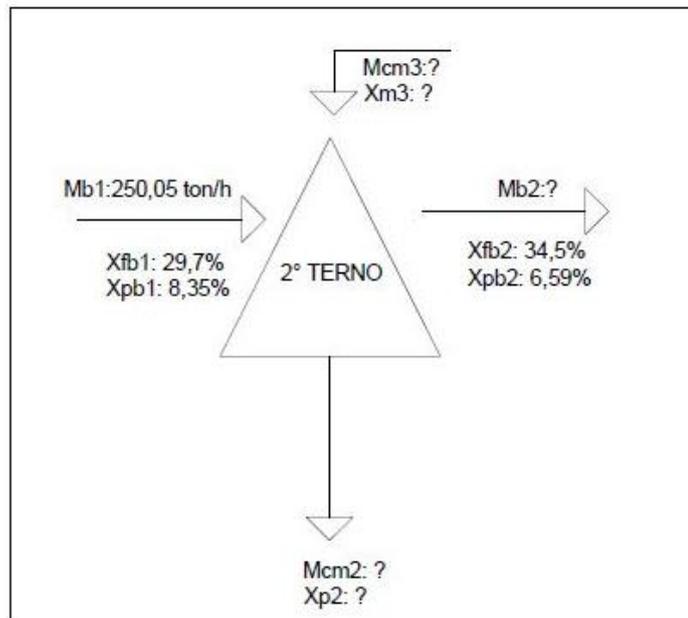
$$517,12 \text{ ton/h} \times 0,123 = 267,07 \text{ ton/h} \times X_{p1} + 250,05 \text{ ton/h} \times 0,0835$$

$$X_{p1} = 0,1599$$

6.2.2.3 Cálculo do balanço de massa no 2° Terno:

A seguir estão apresentados os cálculos do balanço de massa global e para cada componente no 2° Terno do sistema de extração por moendas, conforme demonstra a Figura 16.

Figura 16: Fluxograma do balanço de massa global no 2° Terno



Fonte: Elaborado pelo autor, 2019

Balanço de massa global no 2° Terno

$$Mb1 + Mcm3 = Mcm2 + Mb2 \quad (22)$$

Balanço de Massa para o teor de Fibras no 2° Terno

$$Mb1 \times Xf1 + Mcm3 = Mcm2 + Mb2 \times Xfb2 \quad (23)$$

$$250,05 \text{ ton/h} \times 0,297 = 0 + 0 + Mb2 \times 0,345$$

$$Mb2 = 215,26 \text{ ton/h}$$

Do balanço de massa global da equação 16 temos:

$$Mc + Mw = Mcm1 + Mcm2 + Mb$$

$$517,12 \text{ ton/h} + 150 \text{ ton/h} = 267,07 \text{ ton/h} + Mcm2 + 151,51 \text{ ton/h}$$

$$Mcm2 = 248,62 \text{ ton/h}$$

Do balanço de massa global no 2° Terno da equação 22 temos:

$$M_{b1} + M_{cm3} = M_{cm2} + M_{b2}$$

$$250,05 \text{ ton/h} + M_{cm3} = 248,62 \text{ ton/h} + 215,26 \text{ ton/h}$$

$$M_{cm3} = 213,83 \text{ ton/h}$$

Do balanço de massa global para o teor de pol, na equação 18 temos:

$$M_c \cdot X_p + M_w = M_{cm1} \cdot X_{p1} + M_{cm2} \cdot X_{p2} + M_b \cdot X_{fpb}$$

$$517,12 \text{ ton/h} \cdot 0,123 + 0 = 267,07 \text{ ton/h} \cdot 0,1599 + 248,62 \text{ ton/h} \cdot X_{p2} + 151,51 \text{ ton/h} \cdot 0,0239$$

$$X_{p2} = 0,0695$$

Balanço de massa para o teor de pol 2° Terno

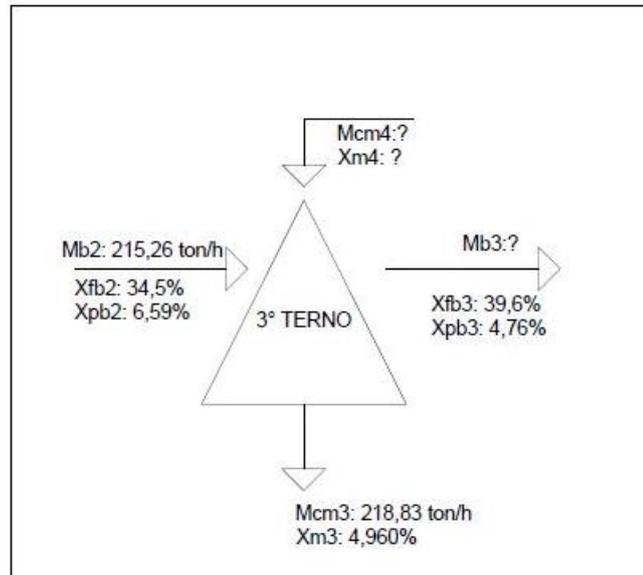
$$M_{b1} \cdot X_{pb1} + M_{cm3} \cdot X_{m3} = M_{cm2} \cdot X_{p2} + M_{b2} \cdot X_{pb2} \text{ (Equação 24)}$$

$$250,05 \text{ ton/h} \cdot 0,0835 + 213,83 \text{ ton/h} \cdot X_{m3} = 248,62 \text{ ton/h} \cdot 0,0695 + 215,26 \text{ ton/h} \cdot 0,0659$$

$$X_{m3} = 0,04960\%$$

6.2.2.4 Cálculo do balanço de massa no 3° Terno

A seguir estão apresentados os cálculos do balanço de massa global e para cada componente no 3° Terno do sistema de extração por moendas, conforme demonstra a Figura 17.

Figura 17: Fluxograma do balanço de massa global no 3° Terno

Fonte: Elaborado pelo autor, 2019

Balanço de massa global para o 3° Terno

$$Mb2 + Mcm4 = Mb3 + Mcm3 \quad (25)$$

Balanço de massa para o teor de fibras no 3° Terno

$$Mb2 \cdot Xfb2 + Mcm4 = Mcm3 + Mb3 \cdot Xfb3 \quad (26)$$

$$215,26 \text{ ton/h} \times 0,345 + 0 = 0 \text{ Mb3} \times 0,396$$

$$Mb3 = 187,54 \text{ ton/h}$$

Do balanço de massa global para o 3° Terno na equação 25 temos:

$$Mb2 + Mcm4 = Mb3 + Mcm3$$

$$215,26 \text{ ton/h} + Mcm4 = 187,54 \text{ ton/h} + 218,83 \text{ ton/h}$$

$$Mcm4 = 186,11 \text{ ton/h}$$

Balanço de massa para o teor de pol no 3° Terno

$$Mb2 \cdot Xpb2 + Mcm4 \cdot Xm4 = Mcm3 \cdot Xp3 + Mb3 \cdot Xpb3 \quad (27)$$

$$215,26 \text{ ton/h} \times 0,0659 + 186,11 \text{ ton/h} \times Xm4 = 213,83 \text{ ton/h} \times 0,0496 + 187,54 \text{ ton/h} \times 0,0476$$

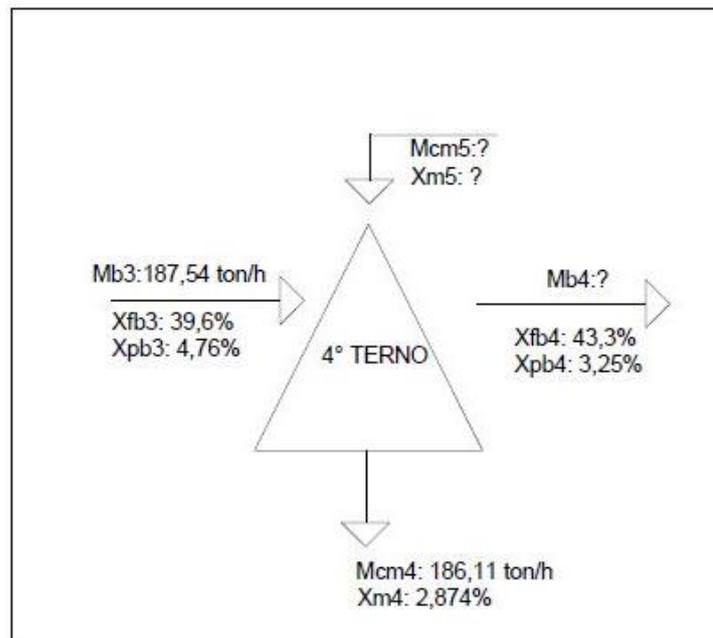
$$Xm4 = 2,874\%$$

6.2.2.5 Cálculo do balanço de massa no 4° Terno

A seguir estão apresentados os cálculos do balanço de massa global e para cada componente no 4° terno do sistema de extração por moendas, conforme demonstra a Figura 18.

A partir do 4° terno a metodologia de cálculo é a mesma do 3° terno, e em função desta serão apresentadas apenas as equações do balanço de massa e o resultado final.

Figura 18: Fluxograma do balanço de massa global no 4° Terno



Fonte: Elaborado pelo autor, 2019

Balanço massa global para o 4° Terno

$$Mb3 + M_{cm5} = Mb4 + M_{cm4} \quad (28)$$

Balanço de massa para o teor de fibras no 4° Terno

$$Mb3 \cdot X_{fb3} + M_{cm5} = M_{cm4} + Mb4 \cdot X_{fb4} \quad (29)$$

$$Mb4 = 171,51 \text{ ton/h}$$

Do balanço massa global para o 4° Terno na equação 28 temos:

$$M_{b3} + M_{cm5} = M_{b4} + M_{cm4}$$

$$M_{cm5} = 170,08 \text{ ton/h}$$

Balanço de massa para o teor de pol

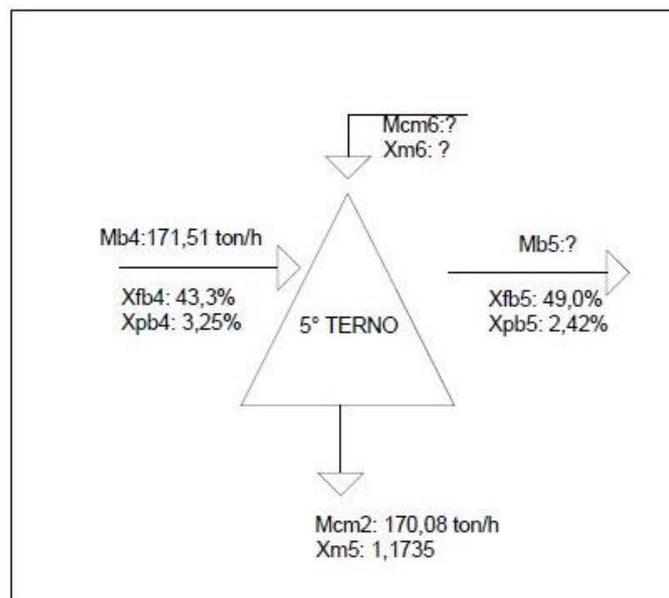
$$M_{b3} \cdot X_{pb3} + M_{cm5} \cdot X_{m5} = M_{cm4} \cdot X_{m4} + M_{b4} \cdot X_{pb4} \quad (30)$$

$$X_{m5} = 1,1735\%$$

6.2.2.6 Cálculo do balanço de massa no 5° Terno:

A seguir estão apresentados os cálculos do balanço de massa global e para cada componente no 5° Terno do sistema de extração por moendas, conforme demonstra a Figura 19.

Figura 19: Fluxograma do balanço de massa global no 5° Terno



Fonte: Elaborado pelo autor,2019

Balanço de massa global para o 5° Terno

$$M_{b4} + M_{cm6} = M_{b5} + M_{cm5} \quad (31)$$

Balanço de massa para o teor de fibras

$$M_{b4} \cdot X_{fb4} + M_{cm6} = M_{cm5} + M_{b5} \cdot X_{fb5} \quad (32)$$

$$M_{b5} = 151,56 \text{ ton/h}$$

Do balanço de massa global para o 5° Terno na equação 31 temos:

$$M_{b4} + M_{cm6} = M_{b5} + M_{cm5}$$

$$M_{cm6} = 150,13 \text{ ton/h}$$

Balanço de massa para o teor de pol

$$M_{b4} \cdot X_{pb4} + M_{cm6} \cdot X_{m6} = M_{cm5} \cdot X_{m5} + M_{b5} \cdot X_{pb5} \quad (33)$$

$$X_{m6} = 0,528\%$$

6.3 CÁLCULO DO BALANÇO DE MASSA E EFICIÊNCIA DA CALDEIRA

Para análise energética das usinas, os geradores de vapor são equipamentos cuja verificação é obrigatória, uma vez que a sua operação deficiente ou incorreta implica diretamente em gastos adicionais de combustíveis (IPT 1990), sendo o cálculo da sua eficiência, uma das formas mais usadas para avaliar a sua operação.

A eficiência da caldeira, relação entre a energia útil absorvida pelo fluido de trabalho e a energia fornecida, pode ser determinada através de dois métodos, o chamado método, “método direto” ou o “método indireto”, sendo o primeiro escolhido para realizar os cálculos.

Inicialmente será realizado o balanço de massa na caldeira, através de dados reais de operação com a finalidade de se determinar a quantidade de ar gasto na fornalha, para a combustão total do bagaço uma vez que esse parâmetro não é quantificado nas unidades. Porém, este é imprescindível para o cálculo da eficiência da caldeira pelo método direto.

6.3.1 Cálculo da quantidade de ar estequiométrico através do balanço de massa

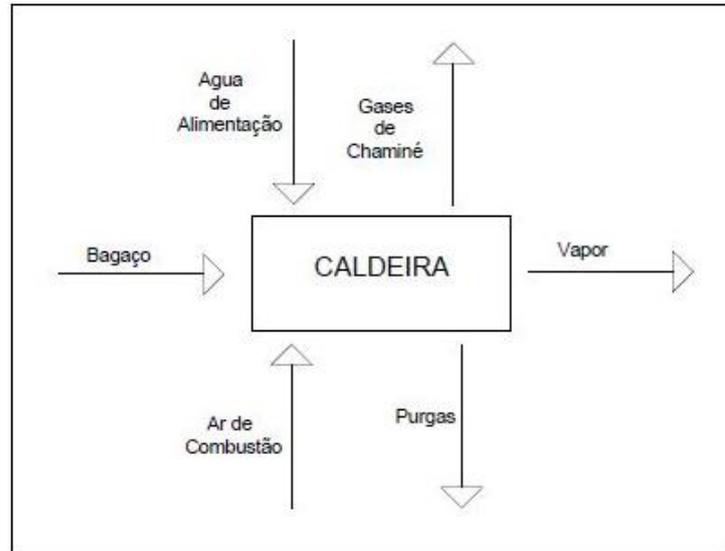
A quantidade estequiométrica de ar necessário para a queima total de bagaço na caldeira, depende das características do combustível, ou seja, do bagaço proveniente do processo de extração do caldo da cana de açúcar, como podemos demonstrar na Tabela 3.

Tabela 3: Características do combustível - bagaço

Componente	Quantidade	Unidade
Hidrogênio	2,75	%
Carbono	21,30	%
Oxigênio	19,53	%
Nitrogênio	-	%
Enxofre	-	%
Cinzas	4,42	%
Umidade	52	%
Poder calorífico Superior - PCS	8.702,69	KJ/kg
Poder calorífico Inferior - PCI	6.777,13	KJ/kg
Consumo de bagaço na caldeira - estimado	65	ton/h

Fonte: Elaborado pelo autor, 2019.

A quantidade estequiométrica de ar, segundo Hugot (1977), deve ser de 25 a 60% em excesso para que se obtenha um bom rendimento nas caldeiras. Essa quantidade de ar é calculada de acordo com o balanço de massa demonstrado nas equações (colocar os números das equações) e informações da Tabela 3 e Figura 20.

Figura 20: Balanço de massa na caldeira

Fonte: Elaborado pelo autor, 2019

$$\text{H: } 65 \text{ ton/h} \times 0,0275 \times 1 \text{ ton/ton mol} = 1,78 \text{ ton mol/h}$$

$$\text{C: } 65 \text{ ton/h} \times 0,2130 \times 12 \text{ ton/ton mol} = 1,15 \text{ ton mol/h}$$

$$\text{O: } 65 \text{ ton/h} \times 0,1953 \times 16 \text{ ton/ton mol} = 0,79 \text{ ton mol/h}$$



Calculando o valor de X referente ao oxigênio temos:

$$0,79 + X \times 2 = 1,15 \times 2 + 0,89$$

$$X = 1,2$$

Calculando o valor de Y referente ao nitrogênio temos:

$$1,2 \times 3,76 \times 2 = Y \times 2$$

$$Y = 4,512$$

Com os valores de X e Y determinados e os pesos moleculares dos componentes O₂ e N₂, pode-se calcular a massa de ar estequiométrico, e assim, estabelecer para este trabalho um excesso de ar de 40%.

$$m_{\text{ar}} = (1,2 \times 32) + (1,2 \times 3,76 \times 28)$$

$$M_{\text{ar}} = 164,74 \text{ ton/h}$$

$$m_{\text{ar}} = 164,74 \text{ ton/h} \times 1,4 \text{ (40\%)}$$

$$m_{ar} = 230,64 \text{ ton/h}$$

Após determinar a quantidade de ar a ser utilizado na caldeira para queima total do bagaço alimentado, dever ser determinado a quantidade de ar em relação a quantidade de bagaço alimentado, como demonstra os cálculos abaixo:

$$m_{ar} = 230.640 \text{ Kgar/h} \div 65.000 \text{ kgbag/h}$$

$$m_{ar} = 3,54 \text{ kgar/kgbag}$$

E assim, com a diferença entre a quantidade de bagaço produzido na extração pelo sistema de moagem e a quantidade alimentada na caldeira, pode-se determinar a quantidade de bagaço em excesso que segue para o pátio onde é estocado.

$$Be = Bp - Bc \quad (34)$$

$$Be = 151,51 \text{ ton/h} - 65 \text{ ton/h}$$

$$Be = 86,51 \text{ ton/h}$$

6.3.2 Cálculo da eficiência da caldeira

A eficiência da caldeira será calculada pelo método direto de acordo com a equação 13. Este método foi escolhido devido a falta de informações necessárias à execução dos cálculos, porém, de acordo com Bazzo (1995) as perdas de energia pela superfície de controle são relativamente baixas, em torno de 2%. IPT (1990) ao demonstrar um exemplo de cálculo dos dois métodos, encontrou valores bem próximos, diferenciando em 4% apenas.

Para os cálculos, foram coletadas informações reais de uma caldeira aquatubular em operação, modelo MC15042 MITRE, conforme Tabela 4.

Tabela 4: Variáveis de processo da caldeira em operação

Componente	Quantidade	Unidade
Vazão mássica de vapor útil produzido pela caldeira	120	ton/h
Pressão do vapor produzido	42	kgf/cm ²
Temperatura do vapor produzido	400	°C
Temperatura da água de alimentação	110	°C
Umidade absoluta do ar ambiente	72	°C
Temperatura do bagaço na entrada da caldeira - estimado	30	°C
Temperatura do ar de combustão na entrada da caldeira	30	°C
Vazão mássica do bagaço na entrada da caldeira - estimado	65	ton/h

Fonte: Elaborado pelo autor, 2019.

Para o cálculo da energia útil, deve-se ser determinado a entalpia específica da água de alimentação através da equação 11, que é função apenas da temperatura da água, como demonstra os cálculos.

$$h_a = 4,19 \times T_a$$

$$h_a = 4,19 \times 110^\circ\text{C}$$

$$h_a = 460,90 \text{ KJ/kg}$$

Com a determinação da entalpia da água de alimentação, faz-se necessário a determinação da entalpia específica do vapor na pressão e temperatura em que é gerado (tabelas termodinâmicas). Com esses dados e os dados coletos em campo, pode-se determinar a energia útil, através da equação 10 de acordo com os cálculos abaixo.

$$q_u = m_v \times (h_v - h_a) / m_c$$

$$q_u = (120 \text{ ton/h} \times (3212,29 - 460,90) \text{ KJ/kg}) / 65 \text{ ton/h}$$

$$q_u = 5.079,49 \text{ KJ/kg}$$

Por fim, é necessário o cálculo da energia fornecida por unidade de massa de combustível, que pode ser conhecida através da equação 13. Apesar do método direto ser mais simples, algumas variáveis são imprescindíveis para o cálculo e serão demonstradas na Tabela 5.

Tabela 5: Variáveis de processo do sistema de geração de vapor

Variável	Quantidade	Unidade
Calor específico médio do combustível entre a temperatura de entrada e a temperatura de referência - c_{pc}	3,02	KJ/kg°C
Calor específico médio do ar entre a temperatura T_{ar} e a temperatura de referência - c_{par}	1,005	KJ/kg°C
Umidade absoluta do ar de combustão na entrada - W	0,019	kg _{água} /kg ar seco
Calor específico médio do vapor d'água do ar entre a temperatura T_{ar} e a temperatura referência - c_{pv}	1,9	KJ/kg°C

Fonte: IPT, 1990

Após a determinação das variáveis da Tabela 5 pode-se efetuar o cálculo da energia fornecida por unidade de massa de combustível, e assim, calcular a eficiência da caldeira através da equação 9.

$$q_f = c_{pc} \times (T_c - T_{ref}) + m_{ar\ seco} \times (c_{par} + W \times c_{pv}) \times (T_{ar} - T_{ref}) + PCS_u$$

$$q_f = 3,02 \text{ KJ/kg}^\circ\text{C} \times (30^\circ\text{C} - 25^\circ\text{C}) + 3,54 \text{ kg}_{ar}/\text{kg}_{bag} \times (1,005 \text{ KJ/kg}^\circ\text{C} +$$

$$0,019 \text{ kg}_{água}/\text{kg}_{ar\ seco} \times 1,9 \text{ KJ/kg}^\circ\text{C}) \times (30^\circ\text{C} - 25^\circ\text{C}) + 8.702,69 \text{ KJ/kg}$$

$$q_f = 8.736,21 \text{ KJ/kg}_{combustível}$$

$$\varepsilon = q_u \div q_f$$

$$\varepsilon = (5.079,49 \text{ KJ/kg}) \div (8.736,21 \text{ KJ/kg})$$

$$\varepsilon = 0,58$$

$$\varepsilon = 58\%$$

7 CONCLUSÃO

Os estudos realizados sobre os equipamentos de extração de sacarose a partir da cana-de-açúcar mostraram que na moenda a extração da pol foi superior a 97,5%, evidenciando que também é possível obter valores ótimos de extração sem a redução da moagem, desde que seja efetuada a sua regulagem e operação de forma correta.

No difusor, os valores de extração da pol atingiram 95%, um valor considerado baixo para um difusor operando em condições normais. Porém, justifica-se devido às melhorias realizadas, que possibilitou o aumento da moagem em 70% e conseqüentemente a redução da extração da pol. Essa redução não se limita às melhorias, mas também ao aumento da fibra e do índice de células abertas.

A quantidade de cana moída durante o período de safra é extremamente importante, uma vez que, se a cana não for processada no mesmo ano, perde grande quantidade de açúcar e na safra seguinte causa problemas na moagem devido ao aumento no teor de fibras.

Com o balanço de massa realizado no sistema de extração do caldo pelas moendas, foi possível determinar a quantidade real de bagaço gerado, parâmetro de extrema importância para a determinação da quantidade de bagaço estocado, que será processado durante o período de entre safra. Também é possível ter uma visão mais abrangente de processo de extração terno a terno, e com isso, diagnosticar eventuais problemas.

Após o estudo entre os dois equipamentos, pode-se considerar que ambos, operados e regulados de forma correta, podem trazer bons resultados entre eficiência e capacidade de moagem. Porém, a indicação de qual seja o melhor ainda é uma incógnita, pois depende de muitas variáveis do restante do processo, tais como geração de vapor e tratamento do caldo.

A possibilidade de quantificar o bagaço estocado é um fator muito importante, principalmente para as empresas de cogeração de energia durante o período de entre safra, onde existe a necessidade de ter estocado a quantidade de bagaço a ser queimado nas caldeiras durante 3 a 4 meses e assim comercializar o restante.

Os estudos realizados através do balanço de massa e energia no sistema de geração de vapor foram bem satisfatórios, apresentando uma eficiência de 58%, valor considerado muito bom para o sistema.

A quantidade de ar utilizada influencia a eficiência da caldeira e os cálculos comprovam a necessidade de se utilizar uma quantidade em excesso para que todo o bagaço seja queimado.

REFERÊNCIAS

- BATISTA, G.; PREVIDELI, J.A. Balanços de massa e energia aplicados a produção industrial de formaldeído. Instituto de Ciência e Tecnologia, 2015.
- BASTOS NETO, A. O. **Aspectos da extração de sacarose de cana-de-açúcar por difusão**. Mensagem recebida por <abastos@uni-systems.us> em 24 mar. 2010.
- BAZZO, E.; **Geração de vapor.**, Série Didática, Florianópolis, SC., Editora da UFSC, 1995.
- CASTRO, T. M. O. **Figura 13: Fluxograma dos ternos de moagem.**, 2018.
- GARCIA, P.A., Eficiência de combustão em caldeiras aquatubulares da Usina Odebrecht Alto Taquari. Revista on-line IPOG. Especialize, Goiânia, ed.13, v.1, n.13, julho/2017. Acesso em 14 de agosto de 2018.
- IPT. **Conservação de energia na indústria do açúcar e do álcool**. São Paulo: 1990. 796 p.
- JUNIOR, A.C.B.; CRUZ, A.J.G. **Fundamentos de Balanço de Massa e Energia**. Editora EdUFSCar. 2010.
- HUGOT, Emile. **Manual da engenharia açucareira**. Tradução: Irmtrud Miocque. Supervisão técnica, adaptação e nota introdutória de Hélio Morganti. 1. Ed. Ver. E atual. São Paulo: Mestre Jou, 1977. 2v. 1151.
- LEMOS, J. C. M. et al. **% Extração da pol, fibra da cana, embebição, pol do bagaço e umidade do bagaço**. Franca: 2010.
- PAYNE, J. H. **Operações unitárias na produção de açúcar de cana**. Tradução de Florenal Zapelon. São Paulo: CIP, 1989. Título do original: Unit operations in cane sugar production.
- PERLINGERO, C.A.G. Engenharia de Processos: Análise, Simulação, Otimização e Síntese de Processos Químicos. São Paulo. Editora Blucher. 2005.
- PRATI, P.; CAMARGO, G.A., Características do caldo de cana e sua influência na estabilidade da bebida. **BioEng.**, Campinas, v.2, n.1, p.37-44, jan/abril, 2008. Acesso em 24 de agosto de 2018.
- REIN, P.; **Engenharia do açúcar de cana.**; Livraria d' Gonçalves.; São Paulo, SP.; 2006.
- RIBEIRO, PAULO ROBERTO et al. **Apostila A usina de açúcar e sua automação**. Departamento de Engenharia de Aplicações – Divisão Açúcar e Álcool – Smar Equipamentos Industriais. Sertãozinho, 1999. 114p. (Apostila xerocada).
- USINA GUARANI. **Apostila resumida do processo de fabricação do açúcar e etanol**. Olímpia, 2010. 62 p. (Apostila xerocada).

www.braskem.com/site.aspx/Cana-de-Acucar, acessado em 12 maio 2018.

www.unica.com.br/noticia/7209404920319033149/safra-2017-porcento2F2018-encerrada-no-centro-sul-atinge-596-por-cento2C31-milhoes-de-toneladas/.
Acessado em 12 maio 2018.