

UNIVERSIDADE FEDERAL DE SÃO CARLOS
CENTRO DE CIÊNCIAS EXATAS E DE TECNOLOGIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA

**AVALIAÇÃO DA PRODUÇÃO DE ETANOL EM USINAS FLEX DE CANA-DE-
AÇÚCAR E MILHO**

Victor Iwao Oliveira Sumikawa

Trabalho de Graduação apresentado ao
Departamento de Engenharia Química da
Universidade Federal de São Carlos

Orientadora: Prof^ª. Dr.^ª Alice Medeiros de Lima

São Carlos - SP

2019

BANCA EXAMINADORA

Trabalho de Graduação apresentado no dia 9 de Dezembro de 2019 perante a seguinte banca examinadora:

Orientadora: Prof.^a Dr.^a Alice Medeiros de Lima, DEQ/UFSCar

Convidada: Dr.^a Andreza Aparecida Longati, FEQ/Unicamp

Professora da Disciplina: Prof^ª Dr^a Rosineide Gomes da Silva Cruz, DEQ/UFSCar

AGRADECIMENTOS

À Deus por estar presente perante as dificuldades.

À Universidade Federal de São Carlos e aos professores que auxiliaram para que eu alcançasse meus objetivos.

À Prof^a Alice Medeiros de Lima pela organização e orientação durante o trabalho de graduação.

À Prof^a Adriana Paula Ferreira pela formalização e orientação na iniciação científica.

Ao Programa Institucional de Bolsas de Iniciação em Desenvolvimento Tecnológico e Inovação (PIBITI) pelo apoio dado no desenvolvimento do projeto “Catalisadores de Platina Suportados em diferentes Zeólitas para aplicação na obtenção de Propeno a partir de Acetona” em 2017.

Aos meus pais e familiares que sempre me apoiaram.

À todos que direta ou indiretamente participaram desse trabalho e da minha formação profissional e pessoal. Obrigado.

RESUMO

Tendo em vista as necessidades da produção de etanol no Brasil durante a entressafra da cana-de-açúcar, pesquisas apontam a utilização do milho nesse período pelas indústrias sucroalcooleiras, principalmente da região centro-oeste brasileira, como solução. Nesse contexto, pretende-se realizar o estudo e análise da produção de etanol a partir da cana-de-açúcar e do milho. O trabalho foi realizado com base em levantamento bibliográfico sobre as operações unitárias presentes na produção industrial do etanol a partir da cana-de-açúcar e nas operações unitárias extras, presentes na produção industrial do etanol a partir do milho, como a liquefação e a sacarificação, possíveis de serem agregadas às indústrias sucroalcooleiras brasileiras em funcionamento de modo a torná-las flex. Para isso, fez-se a coleta de dados de um caso base de uma indústria sucroalcooleira brasileira contendo indicadores de safra de consumo e produção. As simulações de produção de etanol a partir do milho foram desenvolvidas no software de simulação de processos Aspen Plus v8.8. O processo simulado contempla em sua alimentação a composição do milho brasileiro, as operações unitárias presentes nas indústrias sucroalcooleiras que podem ser aproveitadas para a produção de etanol a partir de milho, como a fermentação e as colunas de destilação, e as operações unitárias de liquefação e sacarificação que podem ser agregadas à indústria sucroalcooleira para produção de etanol a partir de milho. Os resultados mostraram que a utilização do milho para a produção de etanol no Brasil é rentável, principalmente no período de entressafra da cana-de-açúcar. Com os dados obtidos foi possível realizar a avaliação dos custos de implantação das operações de moagem, liquefação e sacarificação utilizadas no processamento do milho de US\$ 1.360.200 com a instalação e a análise econômica da produção de etanol em usinas sucroalcooleiras e usinas flex foi avaliada. O lucro médio da produção de etanol para as usinas sucroalcooleiras foi de R\$ 168.838,72/dia e o lucro médio das usinas flex que utilizam o milho para produção de etanol foi de R\$92.158,97/dia. Na entressafra da cana-de-açúcar da região centro-sul seria produzido por usina 34.888,67 m³/ano de etanol a mais e seria gerada uma receita de R\$ 11.059.076,31/ano. Além disso, seguidos dois meses de operação na entressafra após a aplicação de capital o investidor terá recuperado, sob a forma de retornos, tudo o que investiu com a implantação da tecnologia necessária para produção de etanol a partir do milho em sua usina de produção de etanol a partir da cana-de-açúcar.

ABSTRACT

In view of the needs of ethanol production in Brazil during the sugarcane off-season, research indicates the use of corn in this period by the sugar and alcohol industries, mainly in the Brazilian central-west region, as a solution. In this context, we intend to carry out the study and analysis of ethanol production from sugarcane and corn. The work was carried out based on a bibliographical survey on the unit operations present in the industrial production of ethanol from sugarcane and in the extra unit operations, present in the industrial production of ethanol from corn, as liquefaction and saccharification, possible to aggregate the Brazilian sugar and alcohol industries in operation in order to make them flex. For this, data were collected from a case of a Brazilian sugar and alcohol industry containing indicators of crop consumption and production. Ethanol production simulations from corn were developed in the Aspen Plus v8.8 process simulation software. The simulated process includes in its feed the composition of Brazilian corn, the unit operations present in the sugar and alcohol industries and the unit operations of liquefaction and saccharification that can be aggregated to the sugar and alcohol industry to ethanol production from corn. The results showed that the use of corn for ethanol production in Brazil is profitable, especially in the off-season of sugarcane. With the data obtained it was possible to evaluate the costs of implementing the grinding, liquefaction and saccharification operations used in the processing of corn of US\$ 1,360,200 with the installation and economic analysis of ethanol production in sugarcane plants and flex plants was evaluated. The average profit of ethanol production for sugarcane plants was R\$ 168,838.72/day and the average profit of flex plants that use corn for ethanol production was R\$92,158.97/day. In the off-season of sugarcane in the south-central region, 34,888.67 m³/year of more ethanol would be produced and a revenue of R\$ 11,059,076.31/year would be generated. In addition, followed two months of operation in the off-season after the application of capital the investor will have recovered, in the form of returns, everything that invested with the implementation of the technology necessary for ethanol production from corn in his plant of ethanol production from sugarcane.

LISTA DE FIGURAS

Figura 2.1.	Composição da cana-de-açúcar (BNDES e CGEE, 2008).	3
Figura 2.2.	Etapas de produção de etanol e açúcar a partir da cana-de-açúcar (LAMONICA H.M, 2007).	5
Figura 2.3	Estrutura e composição do milho (BNDES e CGEE, 2008).	18
Figura 2.4	Etapas de produção de etanol a partir do milho (Clifford, 2018).	19
Figura 2.5	Distribuição dos volumes colhidos de cana de açúcar mensalmente - Centro-Sul (2014/2015).	24
Figura 2.6	Distribuição dos volumes mensais colhidos de cana de açúcar - Norte-Nordeste (2014/2015).	24
Figura 2.7	Produtividade de etanol associada a diferentes matérias-primas (ANP, 2011)	26
Figura 2.8	Distribuição percentual da produção de etanol anidro e hidratado, segundo grandes regiões – 2018. Mapa/Sapcana (ANP, 2018)	28
Figura 2.9	Distribuição dos volumes totais de etanol produzidos por mês de 2012 à 2019 (ANP, 2019).	33
Figura 4.1	Modelagem da produção de etanol anidro e DDGS a partir de milho (Acervo pessoal)	36
Figura 4.2	Etapa de moagem (Acervo pessoal)	37
Figura 4.2	Etapa de liquefação (Acervo pessoal)	39
Figura 4.3	Etapa de Sacarificação (Acervo pessoal)	40
Figura 4.4	Etapa de fermentação (Acervo pessoal)	41
Figura 4.5	Etapa de destilação (Acervo pessoal)	42
Figura 4.6	Etapa de desidratação (Acervo pessoal)	43
Figura 4.7	Etapa de Absorção (Acervo pessoal)	44
Figura 4.8	Etapa de secagem (DDGs) (Acervo pessoal)	45
Figura 4.9	Efeito do diâmetro do moinho na capacidade do moinho para duas reduções de razão R (GUPTA et al apud KURIMOTO, 2016).	46

LISTA DE TABELAS E QUADROS

LISTA DE TABELAS

Tabela 2.1	Produção de etanol anidro, segundo grandes regiões e unidades da federação – 2009-2018 (MDIC/Secex)	27
Tabela 2.2	Importação de etanol, segundo regiões geográficas e países – 2011-2018 (MDIC/Secex)	29
Tabela 2.3	Exportação de etanol, segundo regiões geográficas e países – 2009-2018 (MDIC/Secex)	31
Tabela 2.4	Dados de produção de etanol total de 2014 à 2018 (ANP, 2019)	32
Tabela 4.1	Dados da distribuição granulométrica do grão de milho (limites em mm) (Acervo pessoal).	38
Tabela 4.2	Resultados da distribuição granulométrica do grão de milho no moinho (Acervo pessoal).	38
Tabela 4.3	Análise de custos das operações unitárias para produzir etanol a partir de milho em usinas sucroalcooleiras (Acervo pessoal).	47
Tabela 4.4	Dados econômicos da produção de etanol a partir da cana-de-açúcar em usinas sucroalcooleiras	49
Tabela 4.5	Indicadores econômicos para indústria de produção de etanol a partir do milho (preço de venda) (OZAKI P.M. 2019).	50
Tabela 4.6	Dados econômicos da produção de etanol a partir do milho em indústrias flex (Acervo Pessoal).	50
Tabela 4.7	Dados econômicos da receita gerada e do prazo de retorno do investimento (Acervo Pessoal).	50

LISTA DE QUADROS

Quadro 4.1	Indicadores econômico-financeiros da indústria sucroalcooleira, valores do significado de uma tonelada de cana em reais das indústrias brasileiras. (Nova Cana, 2019)	48
-------------------	---	----

SUMÁRIO

Banca Examinadora.....	i
Agradecimentos.....	ii
Resumo.....	iii
Abstract.....	iv
Lista de Figuras.....	v
Lista de Tabelas e Quadros.....	vi
1- INTRODUÇÃO E OBJETIVOS.....	1
1.1 - Introdução.....	1
1.2 - Objetivos.....	3
2- REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	4
2.1- Usinas flex.....	4
2.2- Processo sucroenergético no Brasil.....	4
2.2.1- Corte, carregamento, transporte e deterioração da cana.....	7
2.2.2- Recepção, preparo e moagem.....	8
2.2.3- Tratamento do caldo.....	10
2.2.4- Evaporação.....	11
2.2.5- Cozimento.....	12
2.2.6- Fermentação.....	14
2.2.7- Destilação.....	15
2.2.8- Geração de vapor, turbinas e cogeração.....	16
2.3- Produção de etanol a partir de milho	17
2.3.1- Recepção, preparo e moagem.....	19
2.3.2- Cozimento e liquefação.....	20
2.3.3- Sacarificação.....	21
2.3.4- Fermentação.....	22
2.3.5- Destilação.....	23
2.4- Produção de etanol durante a entressafra.....	23
2.5- Outras fontes para operar durante a entressafra da cana-de-açúcar.....	25
2.6- Dados de Mercado.....	27
2.6.1 - Produção de Etanol.....	27

2.6.2 - Importação de Etanol.....	29
2.6.3 - Exportação de Etanol.....	30
2.7- Importância de avaliar outras matérias primas para aumento de produtividade.....	32
3-MATERIAIS E MÉTODOS.....	34
4-RESULTADOS E DISCUSSÃO.....	35
4.1. Fluxograma do processo de produção de etanol a partir de milho.....	36
4.1.1 - Moagem.....	37
4.1.2 - Cozimento e liquefação.....	39
4.1.3 - Sacarificação.....	39
4.1.4 - Fermentação.....	40
4.1.5 - Destilação.....	41
4.1.6 - Desidratação.....	43
4.1.7 - Lavagem de CO ₂	44
4.1.8 - DDGS Secagem.....	44
4.2. Avaliação dos custos de implantação da tecnologia necessária para se produzir etanol de milho em uma usina sucroalcooleira.....	45
4.2.1. Custo de implantação da operação de moagem.....	45
4.2.2. Custo de implantação da operação de liquefação.....	46
4.2.3. Custo de implantação da operação de sacarificação.....	47
4.2.4. Custo total de implantação da tecnologia necessária para produzir etanol de milho em uma indústria sucroalcooleira.....	47
4.3. Análise econômica comparativa entre a operação em uma planta de produção de etanol a partir de cana-de-açúcar e a usina flex.....	48
4.3.1. Análise econômica da produção de etanol a partir da cana-de- açúcar.....	48
4.3.2. Análise econômica da produção de etanol em usinas flex de cana- de-açúcar e milho.....	49
5-CONCLUSÕES E SUGESTÕES.....	52
5.1 Conclusões.....	52
5.2 Sugestões.....	53
6- REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	54
APÊNDICE A – Resultados dos balanços de massa e energia.....	56

1- INTRODUÇÃO E OBJETIVOS

1.1 – Introdução

O início da utilização do etanol combustível no Brasil foi ao final dos anos 1920 e início de 1930. Em 1927 a Usina Serra Grande (USGA), em Alagoas, lançou um combustível composto por 80% de álcool e o restante de éter. No mesmo ano, surgiu em Recife um combustível denominado azulina, composto por 85% de etanol. Com a queda acentuada nos preços do petróleo na década seguinte, a produção desses combustíveis foi abandonada por não competir com a gasolina (LOPES C.H. et al, 2011).

Para incentivar a produção de álcool pelas usinas de açúcar, em 1931, o governo brasileiro tornou obrigatória a mistura de 5% de álcool na gasolina. O consumo de álcool combustível teve um grande crescimento somente durante a Segunda Guerra Mundial (1939-1945), quando o álcool chegou a substituir em mais de 40% a gasolina consumida no Nordeste. Entretanto, tão logo cessou o conflito na Europa e na Ásia, o comércio internacional se normalizou, e, conseqüentemente, os preços do petróleo voltaram a baixar, desincentivando o uso do etanol (LOPES C.H. et al, 2011).

O grande avanço na utilização do álcool foi a partir da crise do petróleo no início da década de 1970. Naquela ocasião, o Brasil produzia cerca de 20% do petróleo necessário, e o preço elevado da matéria-prima gerou uma grave crise cambial no país. O governo brasileiro passou então a atuar em duas áreas: a primeira foi incentivar as pesquisas de novas bacias petrolíferas, em especial no oceano; e a segunda foi aproveitar a capacidade ociosa nas usinas de açúcar para produzirem álcool combustível (LOPES C.H. et al, 2011).

Em 14 de novembro de 1975 foi criado pelo governo federal o Programa Nacional do Álcool (Proálcool), pelo Decreto nº 76.593, com o objetivo de estimular a produção do álcool, visando atender a demanda de combustível líquido pelo país. Por causa desse programa, implantou-se mais de uma centena de destilarias que processavam cana-de-açúcar para a produção unicamente de álcool, denominadas destilarias autônomas (LOPES C.H. et al, 2011).

Com a criação do Proálcool, a produção brasileira desse combustível cresceu de 1 bilhão de litros, em 1975, para uma média de 20 bilhões de litros, em 2009. Do total de álcool produzido no Brasil, cerca de 80% é destinado ao uso como combustível, 10% é exportado e 10% é utilizado internamente para aplicações em outras áreas, como a indústria química, de bebidas, perfumaria etc (LOPES C.H. et al, 2011).

Existem 349 plantas produtoras de etanol ratificadas pela ANP em 2017 para operação no País, correspondendo a uma capacidade total autorizada de 186.176 m³/dia de produção de etanol hidratado e 99.848 m³/dia de produção de etanol anidro. Adicionalmente, 35 plantas de etanol já receberam a autorização para operação definitiva, totalizando uma capacidade de 30.707 m³/dia de produção de etanol hidratado e 17.188 m³/dia de produção de etanol anidro. A capacidade total das 384 plantas produtoras de etanol autorizadas é de 216.883 m³/dia de produção de etanol hidratado e 117.036 m³/dia de produção de etanol anidro.

A cana-de-açúcar é a matéria prima utilizada em 97,1% das plantas de etanol autorizadas (ALMEIDA, L.T.S et al, 2017). A cana-de-açúcar é a matéria-prima mais utilizada na produção de etanol no Brasil, sendo as indústrias sucroalcooleiras divididas em usinas, usinas com destilarias anexas e destilarias autônomas; as primeiras produzem somente açúcar, as segundas fabricam tanto açúcar quanto etanol e as destilarias autônomas apenas etanol (CGEE, 2009). A partir dessa matéria-prima também tem como outros produtos a produção de açúcar e de energia elétrica.

A safra de cana-de-açúcar na região centro-sul vai do mês de maio a novembro, apresentando baixa produtividade entre o final de novembro e início de maio, período de entressafra em que os preços do álcool sobem. Pesquisas apresentam diferentes matérias-primas para produção de etanol, como milho, sorgo, beterraba, trigo e arroz dependendo das condições climáticas e tecnológicas disponíveis (FUESS, 2016).

O milho vem surgindo como uma forte opção para produção de etanol. Como vantagem, o milho pode ser armazenado por mais tempo para uma futura conversão em etanol, diferentemente da cana-de-açúcar que precisa ser processada imediatamente. Além disso, se apresenta como alternativa durante a entressafra da produção canavieira.

Com isso, novas formas de produzir etanol estão sendo desenvolvidas gerando o surgimento das usinas flex. Estas utilizam a cana-de-açúcar ou o grão de milho como matérias-primas. Desse modo, será analisada a produção de etanol a partir da cana-de-açúcar e do milho, verificando-se as operações unitárias contidas em ambos os processos.

1.2 Objetivos

O objetivo deste trabalho é avaliar a produção de etanol a partir da cana-de-açúcar e do milho. Dado que a produção de etanol a partir da cana-de-açúcar está consolidada no Brasil, as simulações terão foco na produção de etanol a partir do milho. Assim as seguintes etapas foram realizadas:

- Simulação dos processos contendo as operações específicas da produção de etanol a partir de milho.
- Avaliação dos custos de implantação da tecnologia necessária para se produzir etanol de milho em uma usina sucroalcooleira.
- Análise econômica comparativa entre a operação em uma planta de produção de etanol a partir de cana-de-açúcar e a usina flex.

2- REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2.1. Usinas flex

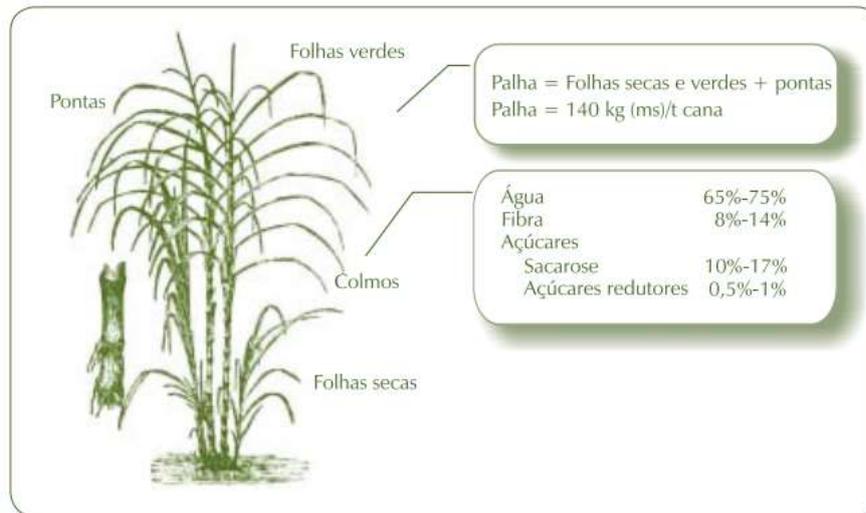
Os modelos de usina flex possibilitam a produção de etanol por processamento da cana-de-açúcar e do milho. O Centro-Oeste encontrou no etanol um caminho para verticalizar parte de sua crescente produção de milho, que em sua maioria vai para exportação (ZAIA C. et al., 2018). Atualmente três usinas encontram-se em operação no Estado do Mato Grosso, sendo as primeiras a operarem com milho no Brasil. A primeira usina Usimat na cidade de Campos de Júlio passou a produzir etanol de milho em 2012, em seguida vieram a Usina Libra, na cidade de São José do Rio Claro e a Usina Porto Seguro na cidade de Jaciara.

De acordo com o levantamento feito pela Companhia Nacional de Abastecimento (CONAB, 2019) é crescente no país a expectativa de produção de etanol proveniente de milho e está previsto o aparecimento de novas unidades de produção flex como também das unidades de produção do tipo full (destinadas somente ao processamento do grão) nas principais regiões produtoras de grãos, com projeções de novas indústrias nos diversos formatos, a primeira usina de grande porte full fica em Lucas do Rio Verde, FS Bioenergia, no estado do Mato Grosso e foi inaugurada em 2017.

2.2- Processo sucroenergético no Brasil

No Brasil, a produção de etanol é feita majoritariamente a partir da cana-de-açúcar. Esta é uma planta semiperene, pois possui um ciclo de vida curto geralmente de 4 a 6 anos, sendo cortada várias vezes antes de ser replantada. A sacarose se encontra nos colmos, que compõe a parte aérea da planta enquanto a palha da cana está em suas pontas e folhas Figura 2.1 (BNDES e CGEE, 2008). A cana de açúcar é composta por 65% a 75% de água, 8% a 14% de fibras, 10 a 17% de sacarose e 0,5% a 1% de açúcares redutores.

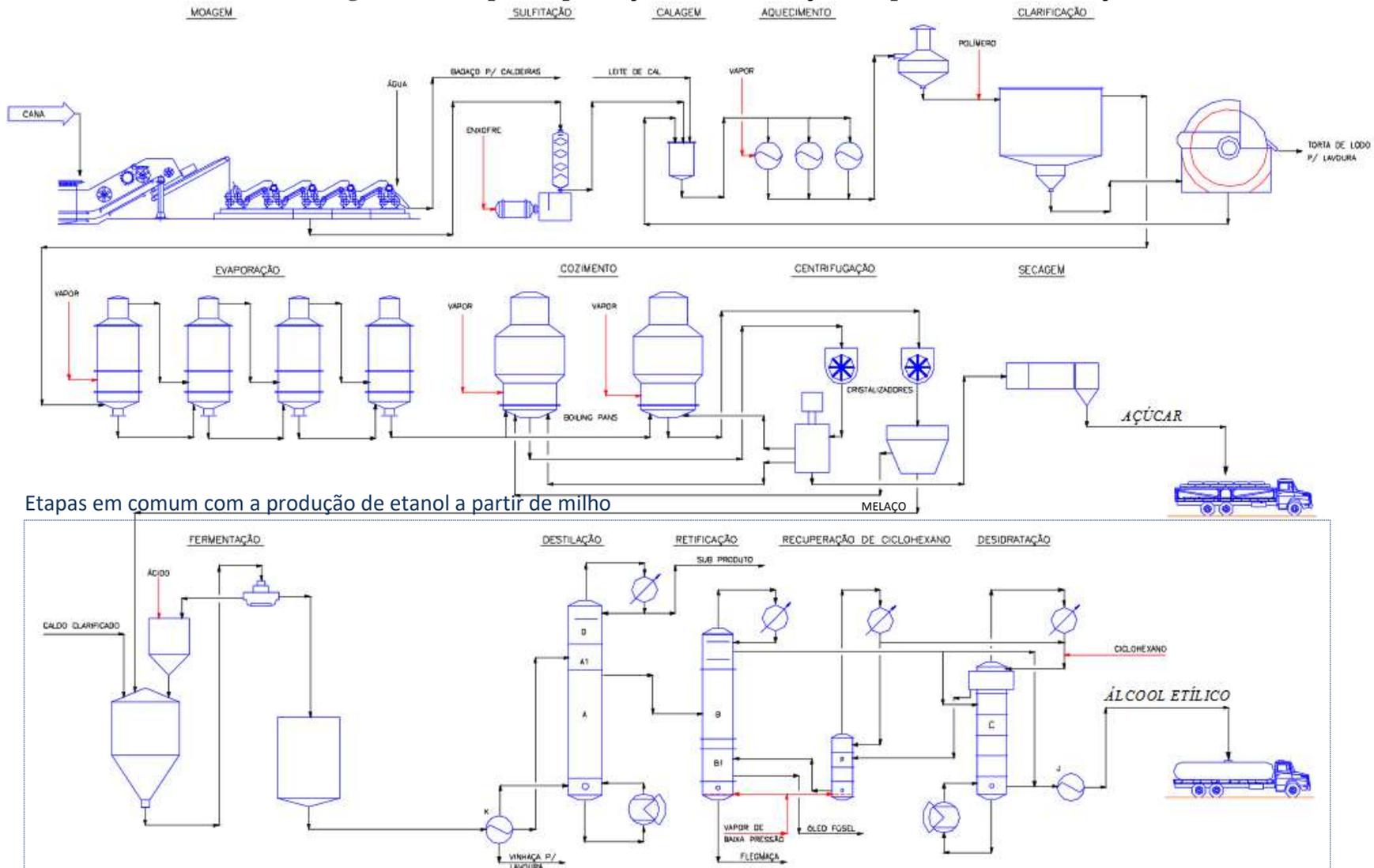
Figura 2.1: Composição da cana-de-açúcar.



Fonte: BNDES e CGEE, 2008.

As etapas para produção de etanol a partir da cana-de-açúcar são: a extração, o tratamento químico do caldo, a filtração, a fermentação e a destilação (LAMONICA, 2007). Outro produto obtido nas indústrias sucroalcooleiras é o açúcar, para isso o caldo filtrado segue para a evaporação, o cozimento, a centrifugação e a secagem (LAMONICA, 2007). Estas etapas são mostradas no fluxograma da Figura 2.2.

Figura 2.2: Etapas de produção de etanol e açúcar a partir da cana-de-açúcar



Fonte: LAMONICA H.M, 2007 (Adaptado).

2.2.1- Corte, carregamento, transporte e deterioração da cana

Quando a cana apresenta um teor de sacarose e pureza dentro dos estipulados, ela já está em condições de ser industrializada. Desse modo, ela deve ser colhida e transportada até a unidade industrial onde será processada. Sua colheita pode ser realizada das seguintes maneiras:

- Colheita manual de cana crua: processo praticamente abandonado há várias décadas, em que o cortador de cana retirava manualmente a palha e a ponta da cana. O grande problema desse sistema era a baixíssima eficiência.
- Colheita manual de cana queimada: esse foi o procedimento que se tornou predominante desde a década de 1970, tendo sido hegemônico até 2005. Esse sistema exige um menor contingente de mão de obra, mas a queima da cana traz problemas ambientais. Por isso, a legislação, especialmente do Estado de São Paulo, está abolindo essa prática.
- Colheita com máquina, de cana inteira ou picada: procedimento que já está predominando no Estado de São Paulo, devendo substituir o corte manual em poucos anos. Esse sistema apresenta grandes vantagens ambientais por prescindir das queimadas e por ter baixa necessidade de mão de obra. Suas desvantagens são os altos custos das colhedoras, a impossibilidade desse equipamento operar em solo com inclinação superior a 12% (que corresponde a 30% das áreas com cana do Estado de São Paulo). Além disso, ocasiona problemas sociais como o desemprego, já que cada máquina pode substituir até cem cortadores (LOPES C. H. et al, 2011).

Após o corte, a cana sofre uma série de transformações de ordem fisiológica, microbiológica e tecnológica, causando problemas no processo de produção de açúcar, álcool e aguardente. O processo de respiração celular, com o consequente consumo de açúcar e a perda de água, resulta no aumento da fibra no colmo.

A deterioração biológica da cana é causada principalmente pela ação de microrganismos que penetram pelas partes segmentadas ou por rachaduras provocadas pela queima e pelo corte dos colmos, e produzem uma goma denominada dextrana. A dextrana causa diversos problemas na indústria e no produto final (LOPES C. H. et al, 2011).

O tempo transcorrido entre a queima e a moagem deve ser o menor possível, pois a cana queimada deteriora mais rápido que a cana crua em razão das rachaduras no colmo, ocasionadas pelo calor, em contato com o solo que causam contaminação e deterioração microbiológica.

A cana picada em toletes está tendo uma aceitação crescente em virtude do aumento da mecanização, apesar de ser mais suscetível a deterioração microbiológica por apresentar grande número de pontos segmentados nos quais os microrganismos podem penetrar. Esse tipo de cana tem de ser processada até no máximo 12 horas após o corte (LOPES C. H. et al, 2011).

Os problemas que ocorrem com a cana após o corte podem ser resumidos da seguinte maneira:

- Grande aumento da quantidade de gomas no caldo;
- Aumento do teor de acidez;
- Aumento da cor do produto final (açúcar);
- Aumento do teor de açúcares invertidos (redutores);
- Aumento do Brix e da fibra da cana;
- Queda da pureza da cana.

2.2.2- Recepção, preparo e moagem

A recepção da cana-de-açúcar se inicia na pesagem, a qual o caminhão contendo esta matéria-prima é pesado. Em seguida é feita a amostragem, realizada no laboratório de entrada (chamado PCTS), os resultados são utilizados para remuneração de fornecedores de cana-de-açúcar, são analisados a pol, o Brix e a fibra. A lavagem visa retirar materiais estranhos, que podem causar desgastes no equipamento (erosão, corrosão, etc) (TONON FILHO, R.J., 2013).

O preparo tem por objetivo tornar a cana-de-açúcar mais adequada possível para maior aproveitamento em extração de sacarose e capacidade moída. O preparo visa desintegrar a cana-de-açúcar, “abrindo” suas células (rompimento dos nós entre os colmos), tornando a embebição e moagem mais efetivas. O preparo se dá em três equipamentos: os picadores, os desfibradores e os espalhadores (menos usados) (TONON FILHO, R.J., 2013).

A extração do caldo é a primeira operação unitária de “transformação” física, uma vez que a cana será convertida em bagaço e caldo açucarado. Basicamente, existem dois processos de extração do caldo: moagem e difusão. A extração por difusão é uma extração tipo sólido-líquido (lixiviação - lavagem e trocas por gradiente osmótico nas células não abertas). Difusores não são maioria nas usinas brasileiras, por limitações de capacidade, alto consumo de água e necessidade de um terno de secagem ao final do processo, apesar de apresentarem altas eficiências de extração (acima de aproximadamente 97%) (TONON FILHO, R.J., 2013).

Em ampla adoção, o mais comum são os extratores tipo moendas. São máquinas que trabalham deslocando volumes: o volume de material entrante no sistema é maior que o de saída, de modo que a diferença é o caldo extraído. Secundariamente, a moenda gera bagaço, combustível das caldeiras. O acionamento dos rolos das moendas podem ser elétrico (motores) ou pelo conjunto turbo-redutores (turbinas a vapor) (TONON FILHO, R.J., 2013).

As moendas são equipamentos montados em tandens, de modo que cada tandem tem de 4 a 7 ternos (5 a 6 mais comumente). Um terno é uma unidade de extração, contendo 4 rolos (cilindros com camisas metálicas frisadas): pressão (colchão de cana sofre um pré-esmagamento), entrada, saída e superior. Os cilindros inferiores tem seus eixos fixos e giram em mesmo sentido, contrário do cilindro superior, que tem seu eixo móvel controlado por um regulador hidráulico (que gera pressão para o esmagamento).

Para uma maior extração, adota-se a embebição: adição de água de temperatura controlada à matéria presente no(s) tandem(ns), de modo que haja substituição do caldo residual no colchão de cana pela água adicionada. Com isto, a extração via moagem pode trazer níveis de eficiência de 95% a 96,5%, dependendo de regulagens (TONON FILHO, R.J., 2013).

2.2.3- Tratamento do caldo

O caldo proveniente das moendas vem acompanhado de partículas grosseiras em suspensão, como bagacilho, argila e areia, que devem ser retiradas. Para essa limpeza o equipamento utilizado é a peneira, porém há diferentes tipos deste em uso. Após essa etapa é necessário retirar também as partículas solúveis, insolúveis ou mesmo coloidais do caldo de cana (LOPES C. H. et al, 2011).

Com o caldo passível de extração das moendas, duas alternativas se apresentam: o caldo ser retirado, separadamente, do primeiro (caldo primário) e segundo (caldo secundário) ternos. Neste caso, o caldo primário, mais rico, é usado para fabricação de açúcar; o secundário, para álcool. Entretanto, numa destilaria autônoma, ambos são misturados e seguem no processo como caldo misto (TONON FILHO, R.J., 2013).

Diversas são as maneiras de proceder no tratamento do caldo. O mais comum, entretanto, é o aquecimento de tal material para posterior decantação. Tal processo se dá em trocadores de calor do tipo casco-tubo (caldo – vapor vegetal dos evaporadores), elevando a temperatura do caldo de 35°C a 105°C. Nesta etapa, busca-se a eliminar microorganismos (esterilização) e se obter uma temperatura ideal para a próxima etapa: decantação, já que: a viscosidade do meio diminui com maiores temperaturas, bem como aumenta a densidade e tamanho dos flóculos das impurezas, resultando, em tempos menores para decantação (TONON FILHO, R.J., 2013).

Outros “aditivos” podem ser usados antes do aquecimento, mas em casos específicos ou em menor escala entre as usinas brasileiras. Por exemplo: sulfitação (produção de açúcar branco –descorante do caldo, purificação, antissepsia, etc.); calagem (adição de leite de cal para controle de pH – produção de açúcar) e adição de ácido fosfórico (aumento da sedimentação) (TONON FILHO, R.J., 2013).

A caleagem é uma aplicação indispensável para a obtenção de um caldo de qualidade. Trata-se do processo de adição do leite de cal, cuja fórmula é $(Ca(OH)_2)$, ao caldo, elevando seu pH, que originalmente deve se situar na faixa de 5,0 a 5,5. O ideal é evitar que a adição da cal resulte em um pH superior a 6,3, pois o excesso de cálcio pode prejudicar a fermentação e causar incrustações nos equipamentos. O objetivo desse procedimento é a limpeza do caldo, eliminação de corantes, neutralização de ácidos

orgânicos e formação de fosfato de cálcio, que ao sedimentar carrega consigo as impurezas presentes no caldo (LOPES C. H. et al, 2011).

A operação de decantação, também chamada de clarificação, constitui a etapa em que os componentes insolubilizados pela ação do calor e da cal são removidos. O equipamento utilizado é o decantador, e o caldo tratado permanece em seu interior por um tempo que pode variar de duas a três horas, permitindo a precipitação do material floculado. O caldo decantado é encaminhado para a etapa seguinte (LOPES C. H. et al, 2011).

O material precipitado é retirado do decantador sob a forma de lodo, constituindo-se de aproximadamente 10% do fluxo total de caldo. O destino desse material é ser filtrado e o líquido é novamente circulado no processo. Os sólidos separados na filtração constituem a denominada torta de filtro, cujo destino é ser encaminhada para a lavoura, servindo de fertilizante (LOPES C. H. et al, 2011).

2.2.4- Evaporação

O caldo clarificado deve ser concentrado, a fim de se obter concentração de açúcares ideais para otimizar os processos fermentativos e destilação (rendimento fermentativo, grau alcoólico adequado, etc.). Tal caldo, antes do processo de concentração, apresenta aproximadamente 16° Brix, devendo ser aumentado até aproximadamente 20 °Brix. Esta concentração pode ser efetuada de diversas formas: evaporadores de múltiplo efeito (cinco a seis estágios, operando com vapor de escape ou vegetal) e/ou adicionando melão (proveniente da fábrica de açúcar ou compra – 88° Brix) à linha de clarificado (TONON FILHO, R.J., 2013).

Cada usina dispõe, evidentemente, de um balanço mássico-energético próprio, de modo que podem ser adotados outros artifícios para otimização de tais balanços. Ex.: usos de regeneradores – trocadores de calor a placas para o aumento da temperatura do caldo pré-aquecimento e diminuição da mesma para caldo pós-concentrado; ou ainda a troca de vinhaça/caldo a aquecer (TONON FILHO, R.J., 2013).

Desta forma, dispõe-se do caldo clarificado e concentrado, apto a ser fermentado. Resta somente proceder na diminuição de sua temperatura, o que se justifica pelo fato da fermentação ser sensível à variações de temperatura. Desta forma, o clarificado sofre uma redução de temperatura de 97 °C a 34°C (faixa ideal), o que se obtém por meio da passagem de caldo clarificado por trocadores de calor a placas – troca térmica com água bruta previamente tratada. Com isto, o antes caldo clarificado torna-se o mosto – o meio de cultura da fermentação (TONON FILHO, R.J., 2013).

2.2.5- Cozimento

Quando o caldo de cana é concentrado, sua viscosidade aumenta rapidamente com o brix e quando este alcança 70 a 80°, os cristais começam a aparecer e a constituição da massa transforma-se: passa progressivamente do estado líquido a um estado meio sólido, meio líquido, perdendo cada vez mais sua fluidez, e conseqüentemente, sua manipulação se modifica completamente, torna-se massa cozida (RIBEIRO P.R., 2003).

A consistência da massa cozida não mais permite fervê-la em tubos estreitos e nem fazê-la circular de um corpo para ao outro. Por isso utiliza-se o cozedor à vácuo, que é um evaporador de simples efeito, desenhado para manipular materiais densos e viscosos. O cozedor é essencialmente um cristalizador evaporativo, isto é, um equipamento para realizar e controlar a cristalização do açúcar por meio da evaporação da água (RIBEIRO P.R., 2003).

A cristalização é uma operação unitária do tipo de transferência de massa. A transferência de massa ocorre quando se ultrapassa um ponto crítico na atração molecular da sacarose. Para que os cristais se formem na massa, é indispensável que haja uma supersaturação acentuada. À medida que os cristais se formam e crescem, a supersaturação do licor-mãe diminui. Para manter a supersaturação, é preciso haver evaporação de água e alimentação de produto açucarado, (RIBEIRO P.R., 2003).

A supersaturação possui três zonas: a zona maleável, nesta zona os cristais existentes na solução crescem e não há formação de novos cristais, a zona intermediária, está acima da zona metaestável e há formação de cristais novos na presença dos cristais existentes e a

zona lábil, mais acima da zona intermediária onde há o crescimento dos cristais existentes e há formação de novos cristais. Durante o cozimento é conveniente manter a supersaturação do licor-mãe o mais próximo possível do limite superior da zona metaestável. O esgotamento é a proporção de sacarose extraída de uma massa cozida. O esgotamento da sacarose é realizado em várias etapas dentro de uma fábrica de açúcar. O processo mais empregado é o de três massas, que consiste em três tipos de cozimento, (RIBEIRO P.R., 2003).

O cozimento A, também conhecido como cozimento de primeira, consiste em esgotar a sacarose do xarope, que contém uma pureza média de 80 a 90. Este cozimento tem início com o magma do cozimento C, que são cristais com tamanho médio de 0,3 milímetros, que ao crescerem, esgotam a sacarose do licor mãe. Ao final do cozimento, o açúcar A deve ter um tamanho de 0,8 a 1 milímetro que está misturado com o seu licor-mãe, que deve estar com uma pureza menor, cerca de 68 a 72. Essa massa cozida A será centrifugada para separação do açúcar e seu licor-mãe (mel rico). O esgotamento deste cozimento é muito eficiente, esgotando em média de 50 a 60% da sacarose do xarope, portanto o açúcar produzido é o de melhor qualidade possível na planta (quanto à pureza, polarização, cor, cinzas, etc.) (RIBEIRO P.R., 2003).

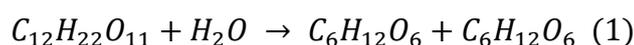
O cozimento B, também conhecido como cozimento de segunda, consiste em esgotar a sacarose do mel rico extraído do cozimento A, que contém uma pureza média de 68 a 72. Este cozimento tem início com o magma do cozimento C e o processo é igual ao cozimento A, porém ao final do cozimento, o açúcar B deve ter um tamanho médio de 0.7 milímetros que está misturado com o seu licor-mãe, que deve estar com uma pureza menor, cerca de 56 a 60%. Essa massa cozida B será centrifugada para separação do açúcar e seu licor-mãe (mel pobre). O esgotamento deste cozimento é menor, devido a maior viscosidade da massa B, esgotando em média de 40 a 50% da sacarose do mel rico. O açúcar B é mais pobre, por isso normalmente não é comercializado. Normalmente é refundido para ser misturado ao xarope (aumentar a pureza) ou para fabricação do açúcar refino granulado, (RIBEIRO P.R., 2003).

O cozimento C, também conhecido como cozimento de terceira ou de granagem, consiste em esgotar a sacarose do mel pobre extraído do cozimento B, que contém uma pureza média de 60. Este cozimento tem início com mel pobre ou rico, aonde será concentrado até uma determinada supersaturação, onde será introduzida a semente (cristais

preparados em laboratório com tamanho médio de 0.1 milímetro), que ao crescerem, esgotam a sacarose do licor-mãe. Ao final do cozimento, o açúcar C deve ter um tamanho médio de 0.3 milímetros que está misturado com o seu licor-mãe, que deve estar com uma menor, cerca de 35 a 40%. Essas massas cozidas C serão centrifugadas em centrifuga contínua, para separação dos cristais e seu licor-mãe (mel final). Esse açúcar é utilizado como pé de cozimento para os cozimentos A e B, (RIBEIRO P.R., 2003).

2.2.6- Fermentação

Na fermentação parte do xarope, mel final, mel misto e caldo clarificado do tratamento da destilaria são misturados formando o mosto, o qual passa por diluidores para manter um valor de Brix padrão. Em seguida o mosto passa por um regenerador e entra nos biorreatores de fermentação, podendo ser biorreator batelada ou contínuo, o qual utiliza como micro-organismo a levedura *Saccharomyces cerevisiae* para converter a sacarose em etanol conforme a reações (1) sacarose em glicose e frutose e a reação (2) glicose em etanol, gerando o vinho, uma corrente de etanol, o CO₂, o glicerol, o ácido succínico, o ácido acético, o óleo fúsel e butilenoglicol na saída do biorreator.



Os equipamentos industriais exigidos para a fermentação são, basicamente, os reatores (dornas) onde o processo ocorre. Tais tanques, suspensos fechados, são constituídos de aço carbono, apresentando fundo cônico e um sistema de recirculação/resfriamento de mosto em processo fermentativo (temperaturas estáveis entre 32° C e 35 °C). No topo dos tanques há captura de CO₂ residual, que passa por torres de recuperação (lavagem), buscando-se recobrar o etanol arrastado (TONON FILHO, R.J., 2013).

Operacionalmente, o processo contínuo se inicia carregando-se a dorna com o meio a ser fermentado (caldo) até certo volume. Faz-se então a inserção dos microorganismos (inoculação) e, após um período de operação descontínua, começa a alimentação de caldo a retirada de caldo fermentado, iniciando-se o processo contínuo de fato. A rapidez com que o sistema irá convergir para o estado estacionário (objetivo da operação contínua) depende do instante em que se inicia o processo contínuo de fato e também da vazão de alimentação. Dessa forma, é interessante se utilizar uma concentração celular alta, no início do processo (TONON FILHO, R.J., 2013).

De forma prática, o procedimento numa batelada alimentada se dá como segue: com a dorna já limpa, introduz-se o meio contendo os microorganismos (com uma concentração de 25% a 27%, numa relação volume/volume), numa fração do volume da dorna (algo em torno de 25% a 30% - que pode variar muito). Logo em seguida, adiciona-se o mosto a ser fermentado (sem micro-organismos/leveduras), até se completar o volume de operação do biorreator. Neste ponto, cessa-se a alimentação com mosto e nada mais é acrescentado (a não ser antiespumantes e produtos para controle de nível, etc.), ocorrendo a fermentação em si. Após certo tempo (cerca de 7 a 8 horas, nas usinas canavieiras brasileiras), com o fim da fermentação, a dorna é descarregada e o fermentado é enviado adiante no processo (para uma etapa de centrifugação, geralmente, a fim de se obter o reciclo de células). O reator é então limpo e esterilizado, reiniciando-se o processo (TONON FILHO, R.J., 2013).

Na fermentação do tipo Melle-Boinot em que a levedura é separada por centrifugação e depois recuperada, o produto é o vinho centrifugado ou delevurado, que apresenta um teor alcoólico entre 7 a 10 °GL. Inicialmente esse vinho é encaminhado a um reservatório “pulmão” de capacidade semelhante à das dornas. Esse reservatório é denominado de dorna volante e atua como regulador de fluxo (LOPES C. H. et al, 2011).

2.2.7- Destilação

A etapa seguinte no processo de produção do álcool consiste em elevar a concentração alcoólica do vinho até valores superiores a 90 °GL, ao redor de 96 °GL se o objetivo é a obtenção do denominado álcool hidratado, ou valores superiores a 99 °GL se

for o álcool anidro. Durante a fermentação são produzidos, além do etanol, outros álcoois homólogos de três, quatro e cinco carbonos, aldeídos, ésteres etc., que são designados como componentes secundários. Para se otimizar a produção de etanol exclusivamente é necessária a retirada desses componentes numa operação denominada de retificação (LOPES C. H. et al, 2011).

O princípio da destilação baseia-se na diferença entre o ponto de ebulição da água (100 °C) e do álcool (78,4 °C). A mistura de água e álcool apresenta ponto de ebulição variável em função do grau alcoólico. Assim, o ponto de ebulição de uma solução hidroalcoólica é intermediário entre o ponto da água e o do álcool e será tanto mais próximo deste último quanto maior for o grau alcoólico da solução. Os objetivos da destilação são: a) concentrar o álcool etílico do vinho para produção de bebida alcoólica, cujo teor se situa na faixa de 40 °GL a 50 °GL; b) produzir álcool hidratado com 96 °GL; c) separar os componentes secundários do álcool como o metanol, n-propanol, álcoois amílicos etc., no processo de retificação (LOPES C. H. et al, 2011)..

O vinho passa pela coluna de destilação A, o qual é obtido o flegma líquido e o flegma vapor, indo para coluna de destilação B, o qual é obtido o álcool hidratado, parte desse álcool hidratado é enviado para coluna C. Nesta coluna C pode ser utilizado peneiras moleculares (com zeólitas), ou pode ser feita a destilação azeotrópica com ciclohexano ou pode ser feita uma destilação extrativa utilizando monoetilenoglicol (MEG) obtendo-se o álcool anidro, o qual possui maior concentração em etanol.

2.2.8- Geração de vapor, turbinas e cogeração

A geração de vapor é feita através das caldeiras, que mudam o estado da água do líquido para vapor utilizando a energia da queima do bagaço da cana-de-açúcar. O bagaço alimenta a caldeira através de esteiras transportadoras e nela será queimado continuamente. Deve haver uma entrada de ar quente para que esta combustão seja realizada com eficiência. Para que ocorra um melhor desempenho na produção de vapor superaquecido, a água já deve entrar na caldeira a uma temperatura elevada (MORAES S.O.O. 2015).

O vapor superaquecido produzido é então enviado às turbinas. É importante enfatizar que algumas vezes as temperaturas e pressões do vapor que saem das caldeiras não são suportadas nas turbinas, em face do material utilizado na sua construção. Nestes casos o vapor antes de chegar às máquinas, deve passar por válvulas que diminuem a pressão de trabalho. Elas são chamadas de válvulas redutoras de pressão (MORAES S.O.O. 2015).

A queima do bagaço libera energia suficiente para evaporar a água que está presente nas serpentinas da caldeira, este vapor é utilizado como energia térmica nos processos de aquecimento, evaporação e cozimento. Através de turbinas o vapor é transformado em energia mecânica que movimenta o maquinário da moenda e/ou difusor e do tratamento de caldo; e com a utilização de geradores ocorre a geração de energia elétrica, que movimenta os laboratórios e a iluminação da usina. Portanto o vapor gerado nas caldeiras, pela queima do bagaço é responsável pela geração de energia térmica, mecânica e elétrica (LIMA, 2011).

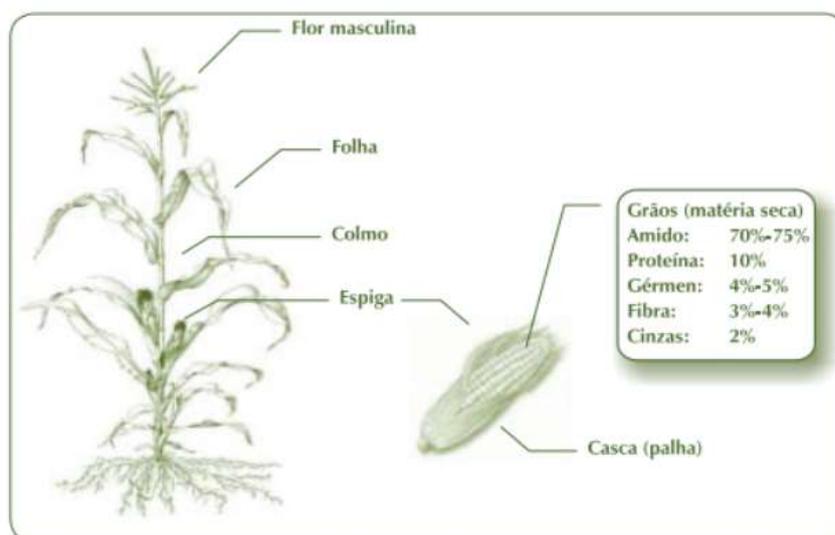
As turbinas são acopladas a geradores, tendo em muitos projetos um redutor de velocidade entre eles. Elas recebem o vapor superaquecido de alta pressão vindo da caldeira e após realizar trabalho, enviam vapor de baixa pressão (escape à 2.5 bar ou processo) para a indústria e/ou para o desaerador, que é o equipamento que centraliza todas as águas que irão alimentar a caldeira. O vapor vindo da caldeira movimenta os rotores das turbinas que produzem energia mecânica necessária para os geradores. Existem dois tipos de turbinas: as de contrapressão e as de condensação (MORAES S.O.O. 2015).

As turbinas de contrapressão liberam além da energia mecânica, vapor para o processo a ser utilizado na indústria. As de condensação possuem em sua base um condensador que transforma o vapor de saída em água condensada. Esta água é devolvida a caldeira para ser reutilizada no processo. A diferença básica está no consumo específico da máquina. Enquanto a turbina de contrapressão opera a 12 kg.kW^{-1} gerado a de condensação opera a $4,5 \text{ kg.kW}^{-1}$ gerado. O benefício do baixo consumo tende a ser perdido em função da impossibilidade de geração de vapor de processo (MORAES S.O.O. 2015).

2.3- Produção de etanol a partir de milho

O milho (*Zea mays spp.*) é uma planta da família das gramíneas, com ciclo produtivo anual, originário do México. O milho é cultivado em todos os continentes e sua composição média em base seca é de 70 a 75% de amido, 10% de proteínas, 4 a 5% de gérmen, 3 a 4% de fibra e 2% de cinzas, Figura 2.3 (BNDES 2008). Os cultivares de milho podem ser agrupadas de acordo com a textura do grão. Os milhos comuns podem apresentar grãos com as seguintes texturas: 1 - dentado ou mole ("dent"); ou 2 - grão duro ou cristalino ("flint") (CRUZ J.C. et al., 2015).

Figura 2.3: Estrutura e composição do milho.



Fonte: BNDES e CGEE, 2008.

Para milhos do tipo dentado ("dent"), os grãos de amido são densamente arranjados nas laterais dos grãos, formando um cilindro aberto que envolve parcialmente o embrião, enquanto na parte central os grãos de amido são menos densamente dispostos e farináceos. O grão é caracterizado pela depressão ou "dente" na sua parte superior, resultado da rápida secagem e contração do amido mole. Para milhos do tipo duro ou cristalino ("flint"), os grãos apresentam reduzida proporção de endosperma amiláceo em seu interior, notando-se que a parte dura ou cristalina é a predominante e envolve por completo o embrião.

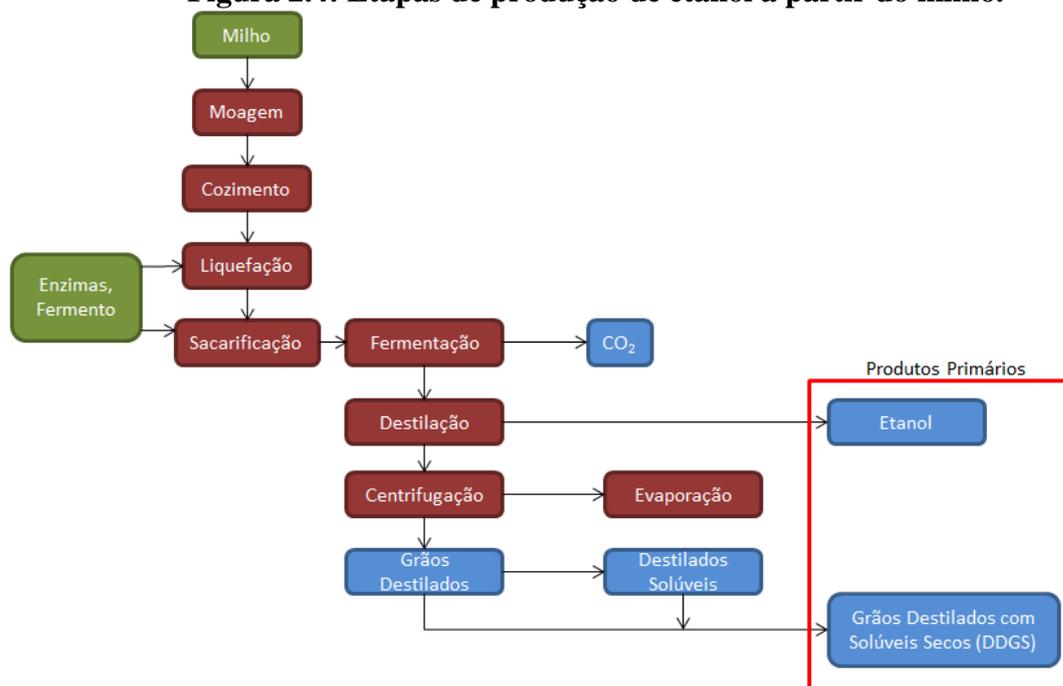
A textura dura é devida ao denso arranjo dos grãos de amido com proteína. Existem, ainda, os grãos semiduros (SMDURO) e os semidentados (SMDENTADO), que

apresentam características intermediárias. Para a safra 2014/15, já foram disponibilizadas no mercado de sementes 478 cultivares de milho (onze a mais do que na safra anterior), sendo 292 cultivares transgênicas e 186 cultivares convencionais. (PEREIRA FILHO I.A., 2015).

Os Estados Unidos da América (EUA) lideram a produção de milho. Esta produção é concentrada na região do Cinturão do Milho (corn-belt), com destaque para os estados de Iowa e Illinois. No Brasil o Mato Grosso é o maior estado produtor de milho, produzindo um total de 19,09 milhões de toneladas o que equivale a 37% da produção nacional na safra 2015/2016 (CONAB, 2019). Uma vantagem do milho em relação à cana-de-açúcar está na possibilidade de estocagem.

O etanol pode ser produzido de milho por meio de dois processos, adotando a moagem via úmida ou seca. A via úmida era a opção mais comum até os anos 1990, mas, hoje em dia, a via seca se consolidou como o processo mais utilizado na produção de etanol, BNDES 2008. No caso da via seca, os principais produtos são etanol e os grãos secos destilados com solúveis (DDGS), as cinco etapas que compõem esse processo são 1) Moagem, 2) cozimento e liquefação, 3) sacarificação, 4) fermentação e 5) destilação, Figura 2.4, (CLIFFORD, 2018).

Figura 2.4: Etapas de produção de etanol a partir do milho.



Fonte: CLIFFORD, 2018 (Adaptado).

2.3.1 Recepção, preparo e moagem

Após serem colhidos, os grãos de milho passam por uma pesagem e avaliação da qualidade. São verificados o teor de umidade, existência de micotoxinas, índice de trincas, susceptibilidade a quebra, teor de impureza e matéria estranha. A limpeza do milho antes da moagem pode ser feita por peneiramento ou por sopradores de ar, desse modo são retirados os materiais estranhos ao processo (SINGH V., 2009).

A moagem é a etapa de redução dos grãos de milho em partículas com o tamanho requerido para os próximos processos. O grau de moagem é caracterizado de acordo com o tamanho das partículas e geralmente se utiliza a variável diâmetro geométrico médio (DGM), (CLIFFORD, 2018). A otimização do tamanho de partículas não segue um consenso, alguns engenheiros acreditam que o tamanho da partícula deve ser o mais fino possível possibilitando o máximo acesso da água para hidrólise do amido enquanto outros acreditam que um melhor rendimento é obtido se tiver partículas mais largas e o cozimento a jato puder agir sobre as partículas (KESSAL D.R. et al, 2003).

A moagem a seco do grão de milho pode ocorrer em um moinho de martelo ou em um moinho de rolos, no moinho de martelo o grão de cereal é alimentado na câmara na qual uma quantidade de martelos rotacionam a alta velocidade, já no moinho de rolos o grão de cereal é forçado a passar entre os rolos recebendo uma força compressiva, estes rolos operam em velocidades diferentes para que uma força de cisalhamento seja aplicada. Essa etapa ajuda a quebrar os revestimentos externos resistentes do grão de milho levando ao aumento da área da superfície do amido. Depois de o milho ser quebrado, ele é misturado com água aquecida de modo a formar uma pasta ou purê (CLIFFORD, 2018).

2.3.2 Cozimento e liquefação

Depois que a pasta de milho é feita, ela passa pelo cozimento e pela liquefação. O estágio de cozimento também é chamado de gelatinização. A água interage com os grânulos no milho quando a temperatura é maior que 60°C e forma uma suspensão viscosa. O passo de liquefação é uma hidrólise que diminui a viscosidade, é essencialmente dividir

cadeias de amido mais longas em cadeias menores. Uma maneira de medir isso é examinar os equivalentes de dextrose (DE), ou uma medida da quantidade de açúcares redutores presentes em um produto açucarado, em relação à glicose, expressa como uma porcentagem em base seca.

A dextrose também é conhecida como glicose, e o equivalente a dextrose é o número de ligações clivadas em comparação com o número original de ligações. As dextrinas são um grupo de carboidratos de baixo peso molecular produzido por hidrólise de amido ou glicogênio, são misturas de polímeros de unidades de D-glicose unidas por ligações α (1,4) ou α (1,6) glicosídica, e elas são usadas em colas e podem melhorar a nitidez do processamento de alimentos, (CLIFFORD, 2018).

A hidrólise do amido é onde a água reage com o açúcar para quebra-lo e formar glicose, a água forma os íons H^+ e OH^- para interagir com o amido a medida que se decompõe. Para realizar a liquefação, a reação deve ocorrer sob certas condições. O pH da mistura é mantido na faixa de 5,9 e 6,2 e amônia e ácido sulfúrico são adicionados ao tanque para manter o pH. Cerca de um terço da enzima necessária α -amilase pode ser adicionada à mistura antes da cozedura a jato (2~7 minutos a 105~120°C) para melhorar a fluidez da mistura. O cozimento a jato serve como uma etapa de esterilização para evitar a contaminação bacteriana durante a etapa de fermentação posterior, nesta fase, dextrinas mais curtas são produzidas mas ainda não são glicose (CLIFFORD, 2018).

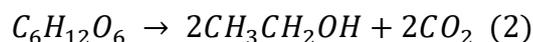
Três tipos de processos podem ser utilizados para liquefação, o primeiro processo é onde a α -amilase é adicionada e o material é incubado a 85~95°C, o segundo processo tem a mistura processada no cozedor a jato de 105~120° por 2~7 minutos e depois flui para um tanque de flash a 90°C, a α -amilase é adicionada após três horas e o terceiro processo adiciona-se a α -amilase e o cozedor é aquecido a 150°C, seguidos pelo fluxo para o tanque instantâneo a 90°C e adicionando mais α -amilase. A α -amilase para liquefação atua nas ligações α (1,4) glicosídicas internas para produzir dextrinas e maltose (dímeros da glicose), (CLIFFORD, 2018).

2.3.3 Sacarificação

Sacarificação é o processo de hidrólise adicional para aumentar a formação de monômeros de glicose. Outra enzima é utilizada chamada glucoamilase (amiloglucosidase). Ela cliva as ligações α (1,4) e α (1,6) glicosídica das extremidades da dextrina para formar glicose. As condições ideais são diferentes da etapa anterior e estão com um pH de 4,5 e uma temperatura de 55 a 65°C (CLIFFORD, 2018).

2.3.4 Fermentação

O passo químico final na produção de etanol a partir do amido é a fermentação. A reação química da fermentação é onde 1 mol de glicose produz 2 mols de etanol e 2 mols de dióxido de carbono, reação (2) igual a etapa de fermentação no processo de produção de etanol a partir da cana-de-açúcar.



Uma levedura comum a ser utilizada é a *Saccharomyces cerevisiae*, que é um fungo unicelular. A reação ocorre de 30~32°C por 2~3 dias em um processo descontínuo. O nitrogênio suplementar é adicionado como sulfato de amônio ((NH₄)₂SO₄) ou uréia. Uma protease pode ser usada para converter proteínas em aminoácidos para adicionar como um nutriente adicional de levedura. A virginiamicina e a penicilina são frequentemente usadas para evitar a contaminação bacteriana. O dióxido de carbono produzido também reduz o pH, o que pode reduzir o risco de contaminação. Cerca de 90~95% da glicose é convertida em etanol.

É possível realizar sacarificação e fermentação em uma única etapa, chamada Sacarificação e Fermentação Simultânea (SSF), e a glucoamilase e o fermento são adicionados. Isso é feito a uma temperatura mais baixa do que a sacarificação (32~35°C), que retarda a hidrólise em glicose. Como o SSF é feito em uma unidade, ele pode melhorar os custos de capital e economizar tempo de residência (CLIFFORD, 2018).

2.3.5 Destilação

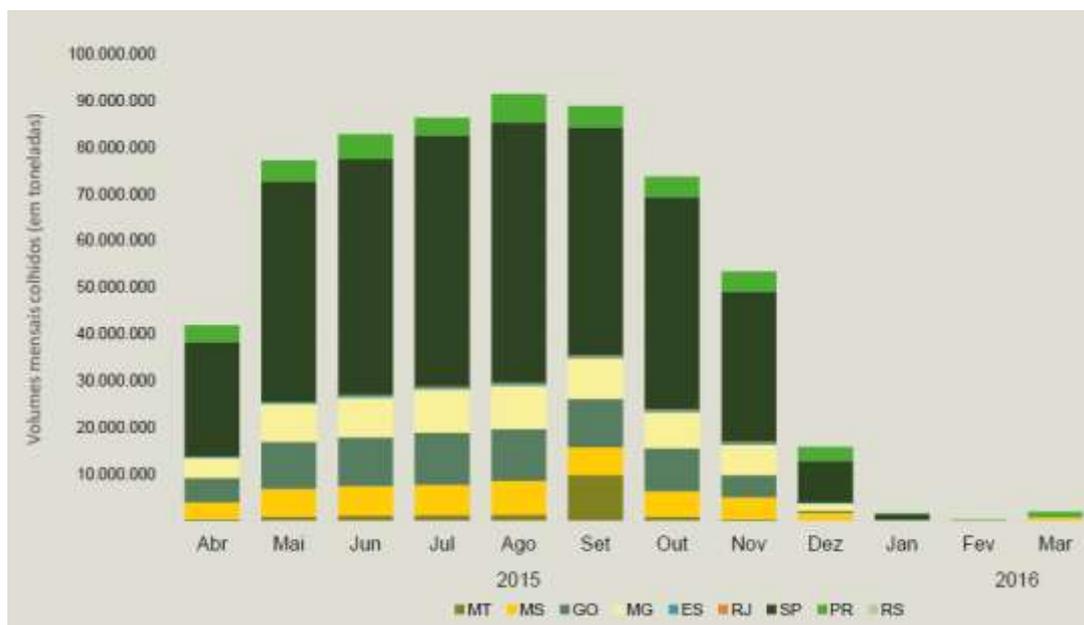
A última fase da produção de etanol é seu aumento de concentração, a jusante dos fermentadores a concentração de etanol é de 12~15% de etanol em água (significando 85~88% de água em sua solução) e também é como no processo de produção de etanol a partir da cana-de-açúcar. A destilação é o processo de separação dos componentes utilizando calor e torres especialmente projetadas para manter o líquido fluindo para baixo e os vapores gerados para subir.

A água ferve a 100°C enquanto o etanol ferve a 78°C em pressão atmosférica. No entanto, como a mistura de água e etanol evapora a uma temperatura mais baixa do que seus pontos de ebulição e ambos terem grupos funcionais de OH que são atraídos um pelo outro, as moléculas de etanol e água são fortemente ligadas umas às outras e formam um azeótropo. Isso significa que não há como separar completamente o etanol da água, a fração de etanol conterá cerca de 5% de água e 95% de etanol quando chegar ao final do processo de destilação. Uma maneira de realizar a separação da água do etanol é a desidratação, uma unidade de peneira molecular pode ser utilizada contendo a zeólita, formando uma unidade de adsorção com oscilação de pressão (CLIFFORD, 2018).

2.4- Produção de etanol durante a entressafra da cana-de-açúcar

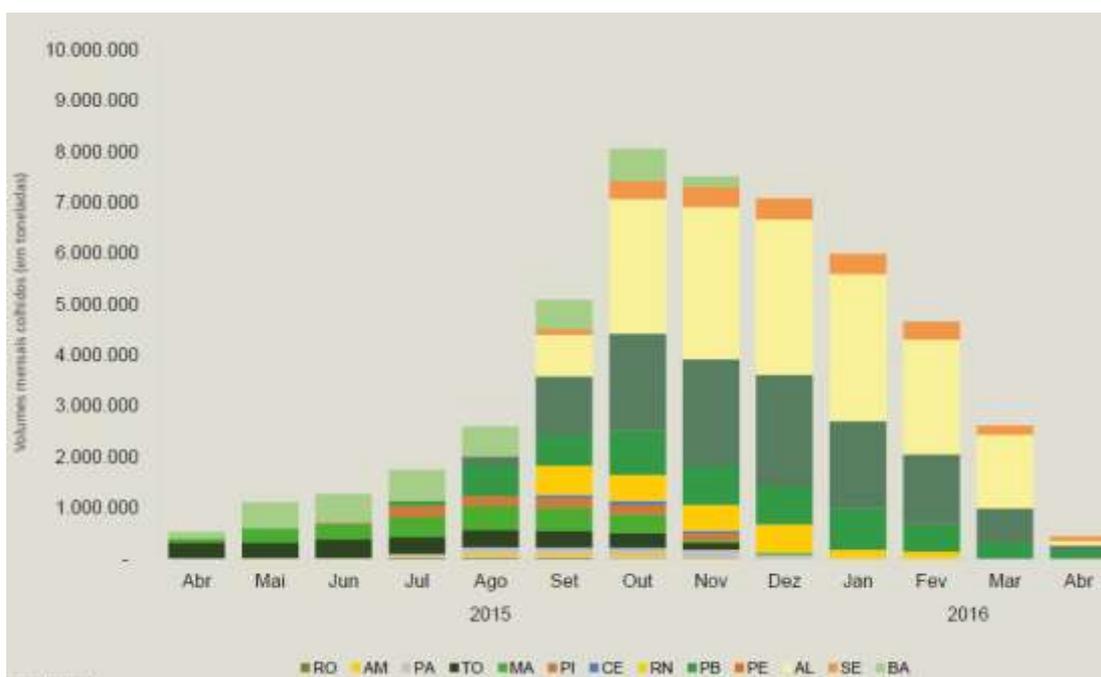
A partir dos dados dos volumes colhidos de cana-de-açúcar por mês, Figuras 2.5 e 2.6, disponibilizados pelos boletins da Conab, observa-se para região centro-sul a alta diminuição na colheita da cana-de-açúcar nos meses de novembro, dezembro, janeiro, fevereiro, março e abril, e na região norte-nordeste a alta diminuição na colheita da cana-de-açúcar nos meses de março, abril, junho, julho, agosto e setembro, referentes ao período de entressafra. O período de entressafra ou safrinha geralmente compreende o final do mês de novembro até o início do mês de maio na região centro-sul e o final do mês de fevereiro até o início de setembro na região norte-nordeste, período durante o qual o solo fica sem atividade agrícola.

Figura 2.5: Distribuição dos volumes mensais colhidos de cana de açúcar - Centro-Sul (2015/2016)



Fonte: Conab, 2019.

Figura 2.6: Distribuição dos volumes mensais colhidos de cana de açúcar - Norte-Nordeste (2015/2016).



Fonte: Conab, 2019.

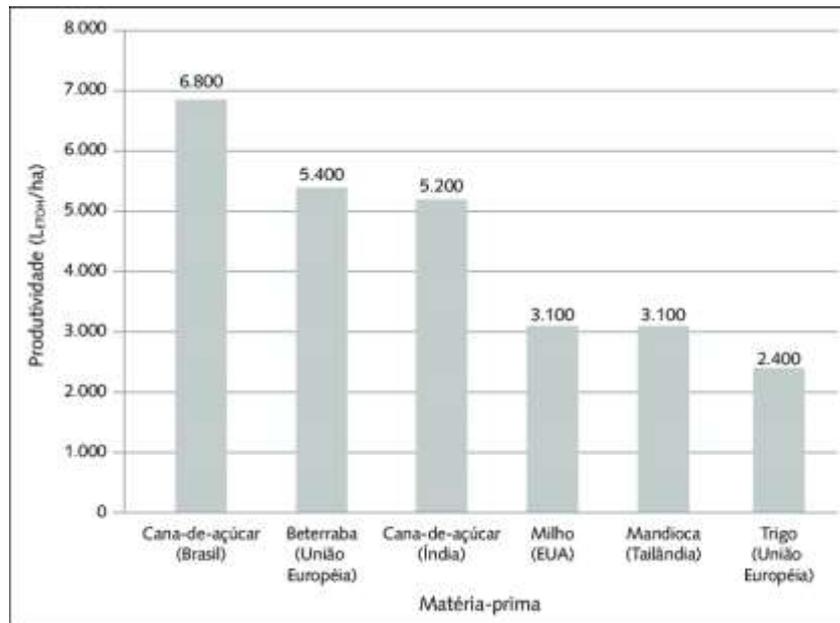
Em geral, as indústrias sucroalcooleiras realizam a manutenção das usinas de álcool nesse período. Elas também buscam alternativas para atividades agrícolas como, por exemplo, a rotação de cultura da cana-de-açúcar com soja, uma leguminosa que fixa bastante nitrogênio no solo. Outras culturas também podem ser utilizadas para preencher esse período de modo a tanto fixar nutrientes durante a entressafra da cana-de-açúcar quanto servir de matéria-prima para produção de etanol gerando melhor aproveitamento das atividades industriais das usinas de álcool.

2.5 Outras fontes para operar durante a entressafra da cana-de-açúcar

As matérias primas utilizadas na produção de etanol são classificadas em sacaríneos, amiláceos e celulósicos. Dentro do grupo dos sacaríneos estão a cana-de-açúcar, o sorgo sacarino, a beterraba e as frutas, já no grupo dos amiláceos estão subdivididos entre raízes e tubérculos como a mandioca, a batata ou batata doce e os cereais como milho, sorgo, trigo e arroz, e no grupo dos celulósicos estão resíduos vegetais, bagaço de cana e resíduos florestais, tendo esta diversos estudos sendo desenvolvidos dentro do tema de etanol de segunda geração.

Dependendo da região, diferentes matérias-primas são utilizadas para produção de etanol devido as diferentes condições climáticas e tecnologias disponíveis. Na União Europeia é produzido etanol de beterraba e em menor escala é produzido etanol de trigo, já na Tailândia é produzido etanol de mandioca como pode ser observado na Figura 2.7 obtida pela UNICA.

Figura 2.7: Produtividade de etanol associada a diferentes matérias-primas.



Fonte: FUESS, 2016 (UNICA, adaptado).

Outra fonte alternativa para produção de etanol que vem recebendo destaque para ser utilizado durante a entressafra da cana-de-açúcar é o sorgo sacarino (*Sorghum bicolor (L.) Moench*). Ele tem como origem a África e parte da Ásia e é um tipo de sorgo de alto porte que apresenta um colmo doce e succulento como o da cana-de-açúcar, sendo fonte de produção de etanol em países como Índia, China, Austrália e África do Sul. O favorecimento da expansão da produção dessa espécie dá-se devido às suas características fisiológicas diferenciadas, como a alta eficiência fotossintética e adaptação a condições adversas.

Caracteriza-se pela alta eficiência na fixação e aproveitamento de CO₂, rápido crescimento e ciclo vegetativo curto (90 a 120 dias), possibilitando mais de um cultivo por ano e apresenta colmos ricos em açúcares diretamente fermentáveis (sacarose, glicose e frutose). Com o processamento da planta inteira (colmo + folha + panícula) há um incremento de amido ao processo industrial, sendo necessária a hidrólise desse polissacarídeo a açúcares fermentáveis (FERREIRA, 2015).

2.6- Dados de Mercado

2.6.1 – Produção de Etanol

Dados do anuário estatístico da ANP de 2019 mostram que em 2018 a produção total de etanol subiu 15,6% em relação a 2017, totalizando 33,1 milhões de m³, Tabela 2.1. A produção de etanol anidro foi 18,9% menor e a produção de etanol hidratado aumentou 39,3%. A taxa média anual de crescimento da produção de etanol para o período 2009-2018 foi de 2,7%.

Tabela 2.1. Produção de etanol total anidro e hidratado, segundo grandes regiões e unidades da federação - 2009-2018

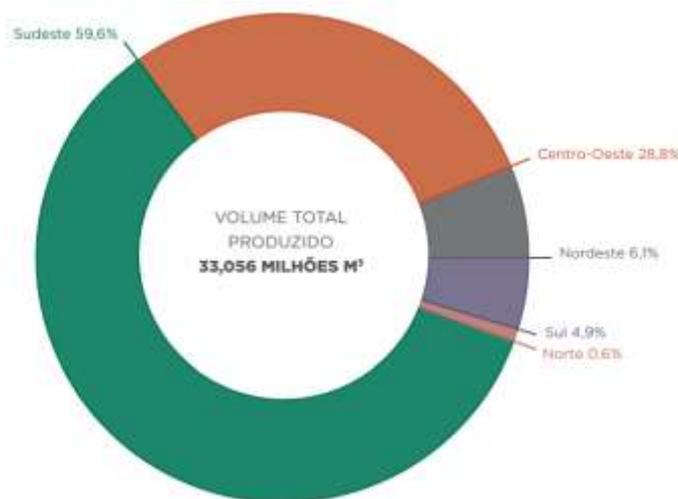
GRANDES REGIÕES E UNIDADES DA FEDERAÇÃO	PRODUÇÃO DE ETANOL ANIDRO E HIDRATADO (MIL M ³)										18/17 %
	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	
BRASIL	26.103,09	28.203,42	22.892,50	23.758,67	27.527,83	28.215,11	29.999,87	28.694,25	28.593,14	33.056,44	15,61
Região Norte	51,73	59,71	169,86	212,85	238,74	238,55	254,03	213,35	237,64	205,54	-13,51
Acre	-	1,49	2,68	4,10	5,01	-	4,51	3,67	-	-	-
Amazonas	4,74	7,14	6,43	4,05	4,87	2,92	5,80	5,50	4,85	5,47	12,86
Pará	36,02	23,81	39,14	34,36	37,06	42,15	40,93	33,15	51,62	43,46	-15,80
Rondônia	8,55	10,76	12,42	8,65	7,46	12,77	12,99	9,06	4,90	1,39	-71,65
Tocantins	2,42	16,51	109,19	161,69	184,34	180,72	189,81	161,97	176,27	155,22	-11,94
Região Nordeste	2.210,50	1.822,89	1.938,53	1.741,13	1.532,99	1.842,86	2.169,23	1.506,65	1.415,18	2.006,09	41,76
Alagoas	790,99	575,53	721,70	579,66	457,73	485,25	554,56	366,45	312,28	459,87	47,26
Bahia	116,56	130,17	104,40	147,45	175,46	240,29	222,26	126,07	180,77	245,70	35,92
Ceará	10,76	4,04	8,78	3,98	9,00	9,13	14,60	5,24	-	-	-
Maranhão	168,50	180,62	178,37	160,37	167,90	179,15	186,98	128,00	162,56	147,62	-9,19
Paraíba	395,30	318,08	327,96	294,46	287,00	375,70	447,06	360,23	329,63	430,81	30,69
Pernambuco	469,03	396,01	366,88	333,41	249,27	336,06	442,94	347,87	279,45	465,51	66,58
Piauí	40,95	35,50	36,64	6,61	31,94	32,51	32,68	21,61	20,40	37,48	83,67
Rio Grande do Norte	117,30	102,03	95,92	90,35	55,56	73,24	98,26	75,15	66,35	114,90	73,17
Sergipe	101,12	80,91	97,89	124,84	99,13	111,54	169,89	76,03	63,74	104,20	63,49
Região Sudeste	17.676,39	18.860,06	14.208,83	14.345,26	16.997,61	16.799,02	17.272,43	17.101,83	16.688,53	19.700,00	18,05
Espirito Santo	238,35	208,62	197,00	186,40	180,72	162,35	178,73	75,31	90,65	127,57	40,73
Minas Gerais	2.284,23	2.680,51	2.105,65	2.102,99	2.809,09	2.676,28	3.202,92	2.699,43	2.705,40	3.257,51	20,41
Rio de Janeiro	112,82	69,87	81,26	68,38	86,10	88,49	57,60	94,69	53,89	97,26	80,47
São Paulo	15.041,00	15.901,06	11.824,93	11.987,49	13.921,70	13.871,91	13.833,18	14.232,41	13.838,59	16.217,66	17,19
Região Sul	1.901,26	1.746,03	1.405,64	1.305,71	1.470,95	1.583,86	1.466,17	1.476,61	1.293,86	1.626,20	25,69
Paraná	1.898,80	1.740,23	1.399,06	1.304,05	1.466,44	1.579,46	1.462,39	1.473,69	1.291,37	1.624,01	25,76
Rio Grande do Sul	2,46	5,81	6,58	1,67	4,51	4,40	3,79	2,91	2,49	2,19	-12,21
Região Centro-Oeste	4.263,22	5.714,73	5.169,65	6.153,72	7.287,54	7.750,82	8.838,00	8.395,80	8.957,93	9.518,60	6,26
Goiás	2.121,83	2.979,69	2.677,25	3.219,46	3.887,50	4.269,03	4.809,35	4.584,21	4.874,78	4.496,56	-7,76
Mato Grosso	809,92	853,53	862,11	953,53	1.181,94	1.132,04	1.316,32	1.211,65	1.415,09	1.757,56	24,20
Mato Grosso do Sul	1.331,48	1.881,51	1.630,29	1.980,73	2.218,10	2.349,74	2.712,33	2.599,94	2.668,06	3.264,48	22,35

Fonte: Mapa/Sapcana até 2011. ANP, a partir de 2012, conforme Resolução ANP nº 729/2018.

A Região Sudeste, maior produtora nacional de etanol, com volume de 19,7 milhões de m³ (59,6% da produção brasileira), apresentou aumento de 18% em relação a 2017. A produção de etanol nas Regiões Nordeste, Sul e Centro-Oeste também seguiu a tendência de alta, com aumentos de 41,8%, 25,7% e 6,3%, totalizando 2 milhões de m³, 1,6 milhão de m³ e 9,5 milhões de m³, respectivamente. Em contrapartida, a Região Norte apresentou queda na produção de etanol, de 13,5%, com um volume de produção de aproximadamente 205,5 mil m³, ou 0,6% do total nacional, respectivamente, (Anuário ANP, 2019).

O Estado de São Paulo respondeu, sozinho, por 49% da produção nacional, e teve a sua participação relativa aumentada em 17,2%, em comparação com 2017. A visualização da distribuição da produção de etanol entre as regiões brasileiras fica mais clara pelo gráfico de setor (Figura 2.8), o qual em 2018 a região Sudeste teve maior destaque seguido pelas regiões Centro-Oeste, Nordeste, Sul e Norte.

Figura 2.8 distribuição percentual da produção de etanol anidro e hidratado, segundo grandes regiões – 2018



Fonte: Mapa/Sapcana e ANP 2019.

De acordo com a Conab (Companhia Nacional de Abastecimento) a safra de 2018/19 atingiu recorde de 33,14 bilhões de litros em etanol, já para a temporada 2019/20, prevê-se um cenário de normalização, a estimativa de produção atual do etanol total de cana-de-açúcar é de 30,3 bilhões de litros e a de etanol total de milho é de 1,35 bilhões de litros,

representando um decréscimo de 6,4% em relação à safra passada do etanol de cana-de-açúcar e acréscimo de 70,3% em relação ao exercício anterior para o etanol de milho, dados colhidos e disponibilizados pelo boletim da safra da cana-de-açúcar mostrados no segundo levantamento da safra de 2019/20.

2.6.2 - Importação de Etanol

Em 2018, o Brasil importou 1.775,3 mil m³ de etanol, uma queda do volume de importações de 2,8% em relação ao ano de 2017. Desse volume, 99,8% vieram dos Estados Unidos, (Anuário ANP, 2019). Além da América do Norte, o Brasil importa etanol da América Central, América do Sul e Europa, Tabela 2.2.

Tabela 2.2. Importação de etanol, segundo regiões geográficas e países – 2011-2018

REGIÕES GEOGRÁFICAS E PAÍSES	IMPORTAÇÃO DE ETANOL (M ³)								18/17 %
	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	
TOTAL	1.136.901	553.886	131.712	452.003	512.881	832.144	1.825.642	1.775.332	-2,76
América do Norte	1.099.623	553.198	131.217	416.365	495.147	829.826	1.824.785	1.772.588	-2,86
Estados Unidos	1.099.612	553.189	131.203	416.334	495.140	829.819	1.824.778	1.772.588	-2,86
México	10	9	14	31	7	7	7	2	-67,94
Américas Central e do Sul	790	549	358	22.523	4.433	2.142	73	2.455	3.245,16
Barbados	88	135	23	23	25	23	24	-	..
Guiana	-	21	-	21	-	-	-	-	..
Jamaica	285	369	335	318	313	94	49	119	141,11
Peru	-	-	-	5.159	-	-	-	-	..
Paraguai	-	-	-	17.002	4.070	2.000	-	2.336	..
Trinidad e Tobago	417	24	-	-	25	25	-	-	..
Europa	36.489	139	137	13.115	13.302	176	211	287	36,07
Alemanha	61	39	50	34	23	41	121	142	17,95
Espanha	11	3	3	5	4	1	3	3	2,72
França	1.674	5	11	6	4	10	15	26	80,23
Itália	9	21	-	-	-	-	-	-	..
Holanda	17	-	-	-	13.129	-	-	-	..
Polónia	-	71	72	72	47	99	73	116	58,65
Reino Unido	34.718	-	1	12.998	-	-	0	-	..
Suécia	-	-	-	-	95	24	0	-	..
África	-	-	-	-	-	-	572	-	..
África do Sul	-	-	-	-	-	-	572	-	..

Fonte: MDIC/Secex, ANP 2019.

Já a importação brasileira de etanol acumulado nos primeiros meses da Safra 2019/20, entre abril e junho, foi de aproximadamente 595,9 milhões de litros, uma redução de 15,8% em relação à safra anterior, Conab 2019.

2.6.3 – Exportação de Etanol

As exportações de etanol atingiram 1,7 milhão m³, aumento de 17,9% em relação a 2017, Tabela 2.3. O principal destino foi a América do Norte, em particular, os Estados Unidos, que importaram do Brasil 933,2 mil m³, com queda de 5,6% em relação a 2017, representando 55,5% do volume total exportado pelo País.

As Américas Central e do Sul foram responsáveis pela compra de 35,1 mil m³, 2,1% das exportações brasileiras de etanol, volume 160% maior que o de 2017. Já a região Ásia Pacífico importou 654,1 mil m³, 38,9% das exportações brasileiras, com um aumento de 78,8% em relação a 2017. Europa e África importaram 49,3 mil m³ e 7,1 mil m³, um aumento de 8,8% e uma redução de 49,5%, respectivamente, em relação ao ano anterior (ANP, 2019).

Tabela 2.3. Exportação de etanol, segundo regiões geográficas e países – 2009-2018.

REGIÕES GEOGRÁFICAS E PAÍSES	EXPORTAÇÃO DE ETANOL (M³)										18/17 %
	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	
TOTAL	3.323.467	1.900.165	1.964.018	3.050.373	2.916.561	1.397.914	1.867.199	1.789.034	1.427.207	1.681.975	17,85
América do Norte	358.984	348.494	668.005		1.731.006	737.057	925.897	795.305	988.465	933.179	-5,59
Canadá	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Estados Unidos	285.244	313.394	663.925	2.035.867	1.722.850	728.053	925.801	795.207	988.457	933.179	-5,59
México	73.740	35.100	4.080	6.553	8.156	9.004	96	98	8	-	-
Américas Central e do Sul	783.144	200.309	372.343	472.341	193.798	5.919	18.869	20.942	13.499	35.103	160,05
Argentina	-	5.945	16.415	7.663	153	35	76	-	78	5.359	6.771,54
Chile	1.677	5.477	5.536	4.548	2.169	2.538	3.725	1.188	1.056	914	-13,48
Colômbia	2.420	-	8	260	9.348	410	8.371	15.308	9.953	23.051	131,61
Costa Rica	100.276	-	-	92.213	-	-	-	-	-	-	-
El Salvador	71.101	-	50.083	108.421	44.451	-	-	-	-	-	-
Equador	-	4.903	25	-	-	-	-	-	-	-	-
Jamaica	437.657	138.622	137.589	216.270	112.419	-	-	-	-	-	-
Paraguai	7	74	15	112	101	82	117	123	173	4.086	2.257,39
Porto Rico	22.150	32.253	20.255	19.866	15.697	-	-	-	-	-	-
República Dominicana	4.001	2.010	1.310	2.015	850	-	2.681	1.523	-	50	-
Trinidad e Tobago	139.951	6.636	135.881	14.700	3.854	-	-	-	-	-	-
Uruguai	445	3.071	5.050	6.248	4.726	2.844	3.874	2.749	2.212	1.596	-27,88
Venezuela	-	965	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Outros	3.459	353	176	25	30	10	25	52	27	49	83,75
Europa	938.360	477.259	193.233	105.299	191.474	22.509	90.310	111.339	45.344	49.319	8,77
Alemanha	-	-	4	-	-	-	2	-	-	25	-
Bélgica	5.016	4.900	18.028	162	-	99	99	41	49	74	50,30
Espanha	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Finlândia	26.812	14.843	-	-	-	-	-	-	-	-	-
França	-	-	-	5.000	13.029	-	-	-	482	336	-30,26
Holanda	678.466	238.988	95.504	91.101	142.261	7.578	54.894	80.858	44.442	43.288	-2,60
Noruega	-	6.000	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Reino Unido	161.637	160.336	20	18	25	289	15.998	8.313	72	72	0,28
Suécia	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Suíça	54.724	52.158	79.677	9.018	29.691	8.097	-	-	299	5.524	1.749,10
Turquia	-	-	-	-	6.443	6.446	19.317	22.127	-	-	-
Outros	11.705	34	-	-	25	-	-	-	-	-	-
Oriente Médio	29.527	-	-	-	58.762	-	33.199	9.721	-	3.161	-
Arabia Saudita	-	-	-	-	57.440	-	33.199	9.721	-	-	-
Emirados Árabes Unidos	23.814	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Irã	-	-	-	-	-	-	-	-	-	3.129	-
Outros	5.713	-	-	-	1.322	-	-	-	-	32	-
África	180.723	117.398	105.511	99.265	128.387	78.019	70.885	54.864	14.094	7.112	-49,54
África do Sul	12.318	3.556	11.368	5.334	-	949	4.898	189	35	53	50,14
Angola	35.118	14.548	12.173	14.995	22.774	15.427	4.662	6.937	1.614	1.687	4,48
Benin	-	-	-	-	-	-	-	-	794	64	-92,00
Camarões	-	-	-	-	-	-	-	1.028	274	644	135,12
Gana	14.803	18.874	8.314	7.808	13.236	15.005	4.167	5.665	6.402	2.381	-62,81
Guiné	-	-	-	-	-	-	-	-	1.008	-	-
Libéria	-	-	-	-	-	-	-	1.457	1.619	159	-90,20
Nigéria	115.766	80.123	73.603	71.066	92.377	45.894	55.036	35.464	603	1.175	94,74
Serra Leoa	1.659	82	32	-	-	-	798	968	445	127	-71,43
Togo	-	-	-	-	-	-	-	1.220	160	204	27,19
Outros	1.059	215	21	62	-	744	1.324	1.936	1.140	620	-45,61
Ásia-Pacífico	1.032.729	756.705	624.926	331.048	613.134	554.410	728.039	796.864	365.805	654.101	78,81
Austrália	8.040	19.338	16.443	3.533	124	147	2.552	149	99	99	0,03
China	-	24	-	14.799	-	-	120.255	35.320	-	-	-
Cingapura	19.464	6.500	-	-	-	16.079	-	-	-	1.993	-
Coreia do Norte	11.181	-	-	-	8.121	-	-	-	-	-	-
Coreia do Sul	313.714	375.309	300.045	165.788	359.823	417.059	464.771	630.890	280.578	534.855	90,63
Filipinas	32.799	26.679	-	-	69.362	-	-	3.948	-	5.945	-
Índia	367.570	58.603	27.565	-	25.599	-	91.547	44.356	-	11.370	-
Japão	279.961	261.672	280.873	108.170	124.137	91.160	48.914	82.200	85.121	99.839	17,29
Nova Zelândia	-	3.597	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Taiwan	-	-	-	38.758	25.968	29.965	-	-	-	-	-
Outros	-	4.983	-	-	-	-	-	-	-	7	-

Fonte: MDIC/Secex, ANP 2019.

Os principais destinos do etanol exportado pelo Brasil nos primeiros quatro meses da safra 2019/20 foram: Estados Unidos (378,5 milhões de litros) Coreia do Sul (86,6 milhões de litros), Japão (25,6 milhões de litros), Nigéria (5,6 milhões de litros) e Holanda (5,1 milhões de litros), Conab 2019.

2.7- Importância de avaliar outras matérias primas para aumento de produtividade

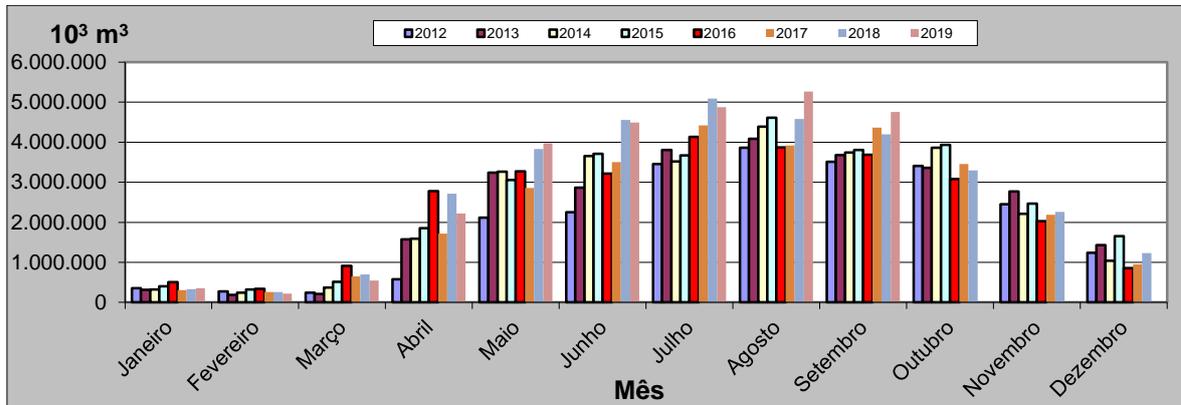
A partir da Tabela 2.1 e da Figura 2.10 de produção de etanol no Brasil por mês de 2014 à 2018 (ANP, 2019) é possível observar que a produção brasileira de etanol é baixa durante os meses de novembro à abril, período referente a entressafra da cana-de-açúcar na região centro-oeste como pôde ser visto nas Figuras 2.5 e 2.6.

Tabela 2.4: Dados de produção de etanol total de 2014 à 2018 em m³

	2014	2015	2016	2017	2018
Janeiro	321.948	403.193	507.251	307.011	330.931
Fevereiro	238.828	325.640	340.279	261.737	262.160
Março	372.869	510.606	915.574	648.130	694.317
Abril	1.587.340	1.853.282	2.775.815	1.720.458	2.717.828
Maiο	3.265.537	3.056.215	3.270.914	2.859.676	3.833.983
Junho	3.654.261	3.708.795	3.217.867	3.500.942	4.559.525
Julho	3.523.261	3.670.779	4.134.067	4.423.554	5.094.206
Agosto	4.390.874	4.615.080	3.873.167	3.915.093	4.579.474
Setembro	3.741.267	3.808.490	3.688.087	4.362.713	4.196.386
Outubro	3.863.185	3.932.008	3.083.381	3.452.856	3.294.566
Novembro	2.212.367	2.464.809	2.027.167	2.191.853	2.260.461
Dezembro	1.043.371	1.650.976	860.679	949.120	1.232.604
Total	28.215.108	29.999.873	28.694.247	28.593.142	33.056.441

Fonte: ANP, 2019.

Figura 2.9: Distribuição dos volumes totais de etanol produzidos por mês de 2012 à 2019



Fonte: ANP, 2019.

Logo, o uso de outras matérias-primas que estejam disponíveis com a implantação da tecnologia necessária para produção de etanol a partir delas são necessários para melhorar o comércio e a economia do etanol brasileiro nesse período. Nesse sentido, a seguir será feita a avaliação da produção de etanol a partir de milho de modo a comparar com a produção de etanol a partir da cana-de-açúcar.

3-MATERIAIS E MÉTODOS

O modelo e as simulações foram realizados utilizando-se o simulador de processos Aspen Plus v8.8. O processo de produção de etanol a partir do milho contém as etapas de moagem, cozimento, liquefação, sacarificação, fermentação e destilação vistas na revisão bibliográfica. Dados da composição química do milho brasileiro foram necessários para suprir a alimentação do processo e os dados do caso base de produção de etanol a partir de cana-de-açúcar foram necessários para estabelecer uma produção equivalente em etanol a partir de milho de modo a obter a vazão de milho necessária na alimentação, possibilitando comparar os resultados obtidos no fim das simulações.

O método utilizado para calcular as propriedades físicas do processo foi o NRTL (Non Random Two Liquid). Para composição química do milho foi adotado o valor médio em base seca obtido pela literatura (Figura 2.3) de 70 a 75% de amido, 10% de proteínas, 4 a 5% de gérmen, 3 a 4% de fibra e 2% de cinzas (BNDES e CGEE, 2008). Para escala de produção foi realizada uma estimativa de acordo com os dados obtidos pela literatura (ALMEIDA, L.T.S et al, 2017).

De acordo com Almeida nos dados divulgados pela ANP em 2017 houve 349 plantas produtoras de etanol ratificadas para operação no País, correspondendo a uma capacidade total autorizada de 186.176 m³/dia de produção de etanol hidratado e 99.848 m³/dia de produção de etanol anidro. De acordo com esses dados, a produção média de etanol anidro por usina equivale a 198,67 l/min¹, este valor é a estimativa utilizada para produção de etanol anidro a partir de milho.

¹ $Prod_{etanol} = \frac{99848 \frac{m^3}{dia}}{349 usinas} \cdot \frac{1 dia}{1440 min} \cdot \frac{1000 l}{1 m^3} = 198,67 \frac{l}{min}$ por usina.

4-RESULTADOS E DISCUSSÃO

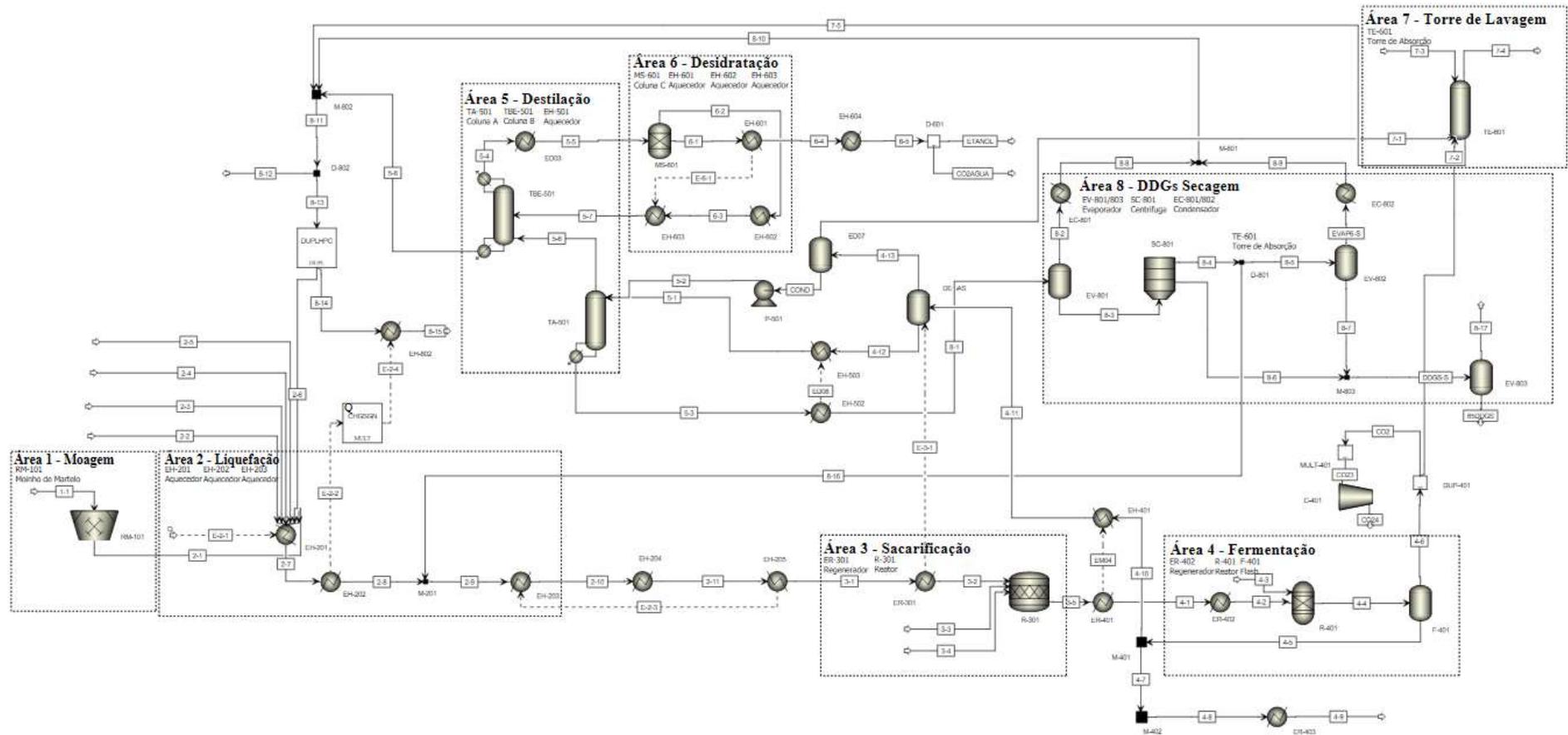
4.1. Fluxograma do processo de produção de etanol anidro a partir de milho

O fluxograma do processo obtido para produção de etanol a partir de milho após as simulações está representado na Figura 4.1, o modelo serve para avaliar o funcionamento da usina flex integrada, no qual o milho opera na entressafra, compartilhando as etapas de fermentação, destilação e utilidades.

Desse modo, o processo contempla as operações próprias da produção de etanol a partir de milho que são a moagem, a liquefação, a sacarificação e a secagem que podem ser agregadas ao processo de produção de etanol a partir da cana-de-açúcar e as operações de fermentação, destilação, desidratação e lavagem presentes tanto na produção de etanol a partir de milho quanto na produção de etanol a partir da cana-de-açúcar.

A modelagem contém as propriedades do milho produzido no Brasil na entrada e a vazão de etanol anidro produzido de 198,67 l/min. Os dados obtidos encontram-se no Apêndice 1: Resultados dos balanços de massa e energia. Observa-se que ao final das simulações a vazão de etanol produzido convergiu para 201,902 l/min e a vazão de milho consumido na alimentação foi de 342,834 l/min que equivale a 29398,405 kg/h.

Figura 4.1: Modelagem da produção de etanol anidro e DDGS a partir de milho

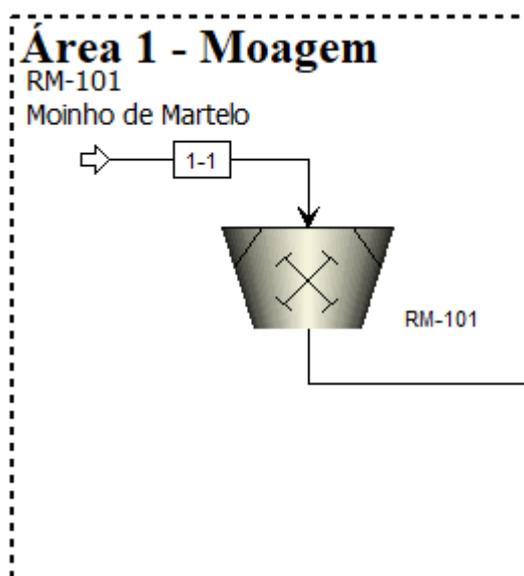


Fonte: Acervo pessoal.

4.1.1 – Moagem

A primeira operação unitária na qual ocorre a redução dos grãos de milho em partículas com o tamanho requerido para os próximos processos (Figura 4.2), para corrente de alimentação foi necessário inserir a composição e o diâmetro mediano (D50). A composição do grão de milho na entrada foi de 75% de amido, 10% de proteínas, 5% de gérmen, 4% de fibra, 4% óleo e 2% de cinzas (BNDES e CGEE, 2008). Para o diâmetro mediano (D50) foi inserido o valor de 5 mm, de acordo com LUQUI, L.L., 2014 o grão normal de milho possui um diâmetro entre 2,80 mm e 7,79 mm.

Figura 4.2: Etapa de moagem



Fonte: Acervo pessoal

Foi utilizado um moinho de martelos. Para as especificações do equipamento foi utilizada a distribuição granulométrica do grão de milho de saída de acordo com a Tabela 4.1, dados obtidos por KELSALL, J.A. et al, 2003. Após a simulação final com a produção de etanol de 198,67 l/min definida nos blocos de “Escala” e “Avaliação” inseridos na aba “Calculator”, o consumo de grão de milho ou vazão de alimentação do processo foi de 342,834 l/min.

Tabela 4.1: Dados da distribuição granulométrica do grão de milho (limites em mm).

	Interval	Lower limit	Upper limit	Weight fraction
▶	1	0	0,0098	0,07
▶	2	0,0098	0,0165	0,12
▶	3	0,0165	0,0234	0,14
▶	4	0,0234	0,0331	0,2
▶	5	0,0331	0,0469	0,36
▶	6	0,0469	0,0661	0,08
▶	7	0,0661	0,1	0,03

Fonte: Acervo pessoal

Os resultados obtidos da etapa de cominuição do grão de milho estão na Tabela 4.2, como esperado o diâmetro das partículas na corrente de saída são menores que o diâmetro das partículas na corrente de entrada, é possível verificar que foram reduzidos em mais de 50%.

Tabela 4.2: Resultados da distribuição granulométrica do grão de milho no moinho.

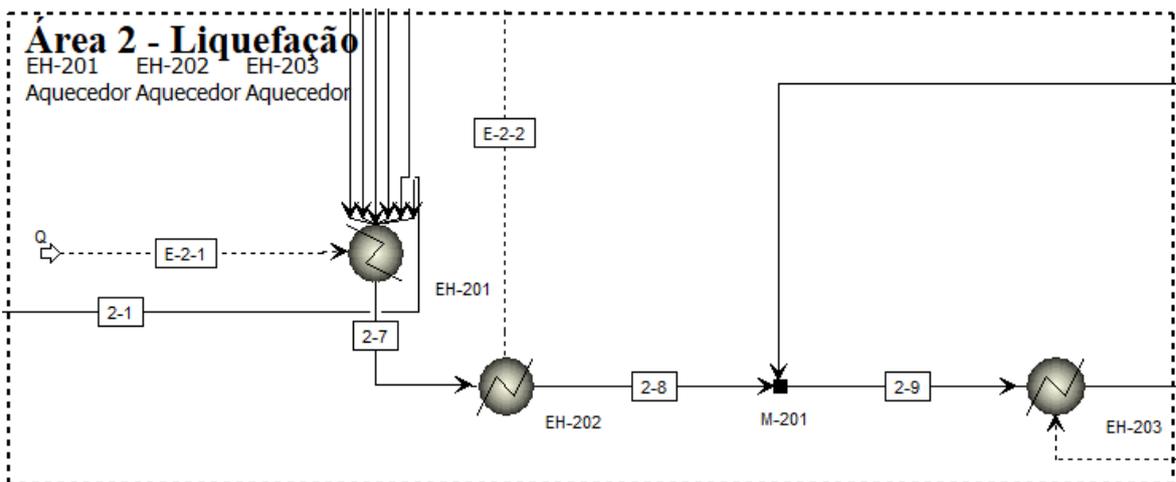
Particle diameter which is larger than 80% of inlet mass	2,3559	mm
Particle diameter which is larger than 80% of outlet mass	1,10363	mm
Particle diameter which is larger than 50% of inlet mass	2,07976	mm
Particle diameter which is larger than 50% of outlet mass	0,803783	mm
Size reduction ratio of D80	2,13469	
Size reduction ratio of D50	2,58747	
Sauter mean diameter of inlet particles	2,02519	mm
Sauter mean diameter of outlet particles	0,526037	mm

Fonte: Acervo pessoal

4.1.2 Cozimento e Liquefação

Etapa primária na qual o amido é hidrolisado em polissacarídeos. Nessa etapa (Figura 4.2) são adicionados ao milho a água aquecida, a amônia para diminuição do pH sendo mantido em torno de 5,9 e 6,2 e a enzima α -amilase para ajudar a quebrar os polissacarídeos do amido de modo que seja hidrolisado. Nessa etapa foram colocados três aquecedores em sequência, o primeiro aquecedor tem temperatura de 45°C na saída, o segundo tem temperatura de 88°C e o terceiro tem temperatura de 99°C. A corrente obtida é uma mistura e com consistência de purê de milho e segue para etapa de sacarificação.

Figura 4.2: Etapa de liquefação



Fonte: Acervo pessoal

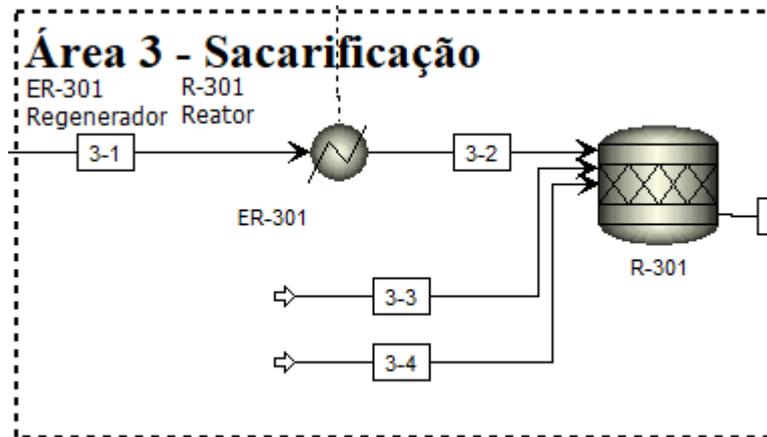
4.1.3 – Sacarificação

A sacarificação é a etapa de hidrólise enzimática dos polissacarídeos a açúcares fermentáveis. Antes de entrar no reator, foi feito o resfriamento da corrente a montante utilizando um trocador de calor ou tanque de resfriamento, a temperatura foi resfriada de 99°C para 60°C. Nessa etapa é adicionado a enzima glucoamilase e proteases acidas para

manter o pH em 4,5. Foi utilizado o reator estequiométrico Figura 4.3 sendo definido uma conversão de 99% de amido em glicose conforme a reação simplificada (3).



Figura 4.3: Etapa de Sacarificação



Fonte: Acervo pessoal

4.1.4 – Fermentação

A fermentação é a etapa de conversão dos açúcares de glicose em etanol e gás carbônico (CO_2) conforme a reação (2). A reação ocorre à $30\sim 32^\circ\text{C}$, logo foi adicionado resfriadores para abaixar a temperatura da corrente que vem da sacarificação, o primeiro reduziu a temperatura da corrente de mistura de 60°C para $44,5^\circ\text{C}$ e o segundo resfriador reduziu a temperatura de $44,5^\circ\text{C}$ para 32°C . Nessa etapa foi utilizado um reator estequiométrico com 95% de conversão (Figura 4.4). Essa etapa é a mesma presente nas indústrias sucroalcooleiras, a levedura adicionada é o fungo unicelular *Saccharomyces cerevisiae*.

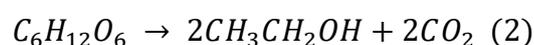
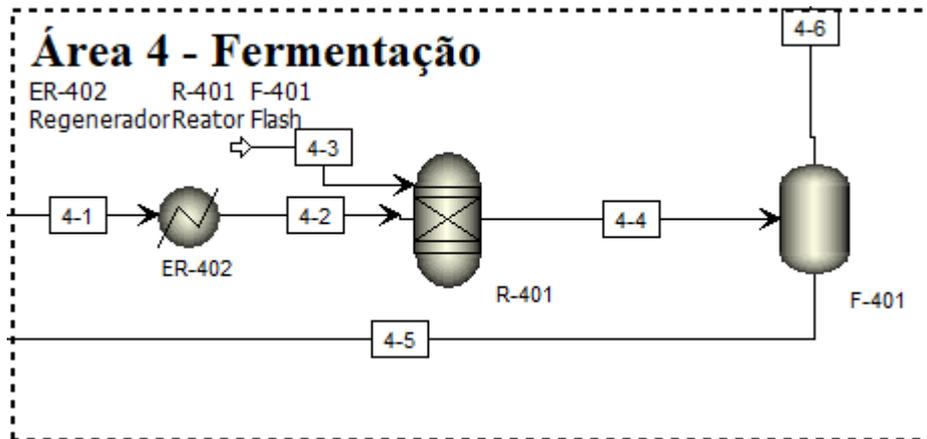


Figura 4.4: Etapa de fermentação



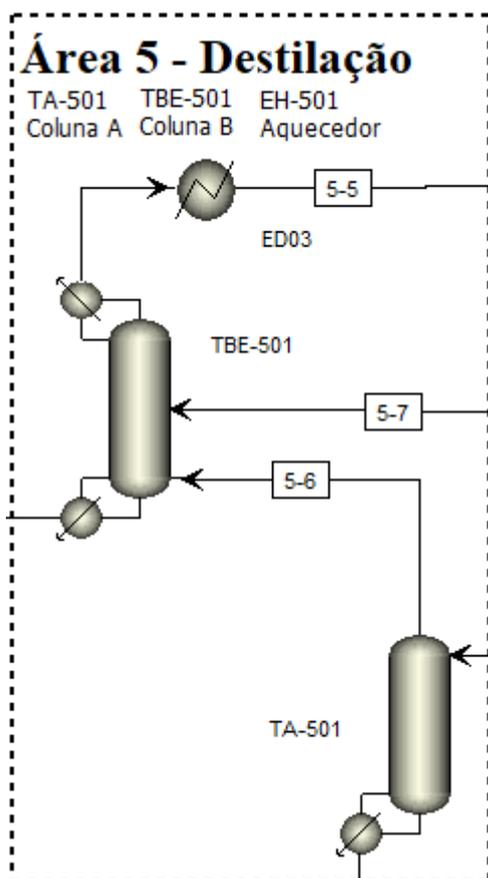
Fonte: Acervo pessoal

Após a fermentação é obtida uma corrente de vinho rico de etanol diluído, com concentração entre 7 a 10°GL em etanol, logo essa corrente de vinho segue para a etapa de destilação.

4.1.5 – Destilação

A destilação é a etapa de concentração do etanol, foram utilizadas duas colunas de destilação Colunas A e B (Figura 4.5). A primeira coluna é uma RadFrac de nove estágios representando a coluna A de esgotamento de vinho. A segunda coluna é uma coluna RadFrac de 18 estágios com condensador parcial para representar a coluna B referente a retificação.

Figura 4.5: Etapa de destilação



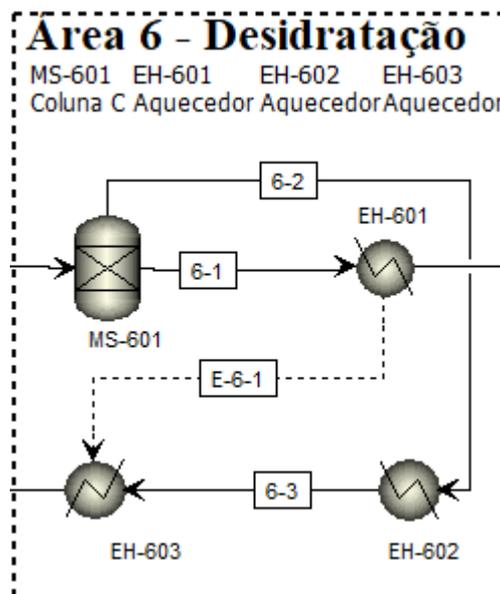
Fonte: Acervo pessoal

Após a simulação foi obtida na coluna A uma corrente de vapor no topo com 55% de etanol em massa, concentração correspondente a uma corrente de flegma (vapores com 40 a 50°GL) e a outra corrente abaixo com concentração de etanol abaixo de 1% em massa que pode ser retirada do processo ou reciclada na etapa de secagem. Para a coluna B a concentração de álcool da corrente obtida no topo foi de 91% em massa de etanol, essa coluna concentra a flegma proveniente da destilação na coluna A de forma a obter um grau alcoólico de aproximadamente 96°GL, referente ao álcool hidratado.

4.1.6 – Desidratação

Etapa para aumentar mais a concentração para gerar o etanol anidro, também conhecida como Coluna C. Essa etapa pode ocorrer em uma coluna de peneiras moleculares com zeólita, ou pode ser feita a destilação azeotrópica com ciclohexano ou ainda pode ser feita uma destilação extrativa utilizando monoetilenoglicol (MEG) obtendo-se o álcool anidro. Foi representado no Aspen Plus uma coluna de peneiras moleculares (Figura 4.6).

Figura 4.6: Etapa de desidratação



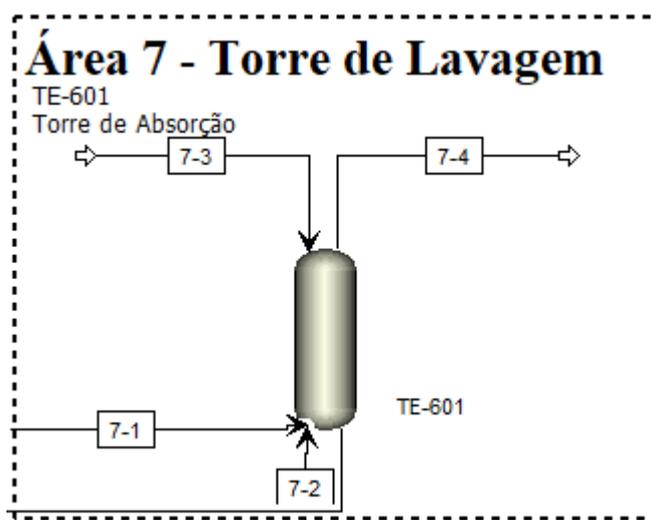
Fonte: Acervo pessoal

Para modelagem foi utilizado um modelo simplificado de separação inserindo-se os fatores adequados de quantidade de água removida nessa etapa. Duas correntes de saída são geradas, a primeira é a corrente regenerada que retorna à coluna B e foi definida com uma fração de 96,78% de água, 16,22% de etanol e 28,57% de CO₂ em relação a corrente de entrada vinda da coluna B, já a segunda é a corrente de produto e possui o valor complementar de 3,22% de água, 83,78% de etanol e 71,43% de CO₂ em relação a corrente de entrada vinda da coluna B, tendo uma concentração de etanol anidro de 99,6%.

4.1.7 – Lavagem de CO₂

Para etapa de lavagem dos gases e vapores de CO₂ gerados na etapa de fermentação foi utilizada uma coluna de absorção (Figura 4.7). Nessa coluna a corrente de gases e vapores gerados na etapa de fermentação são alimentados por baixo da coluna enquanto que a água líquida é alimentada no topo, desse modo algumas frações de etanol que seriam perdidas por arraste com o CO₂ são recuperadas e recicladas ao processo.

Figura 4.7: Etapa de Absorção

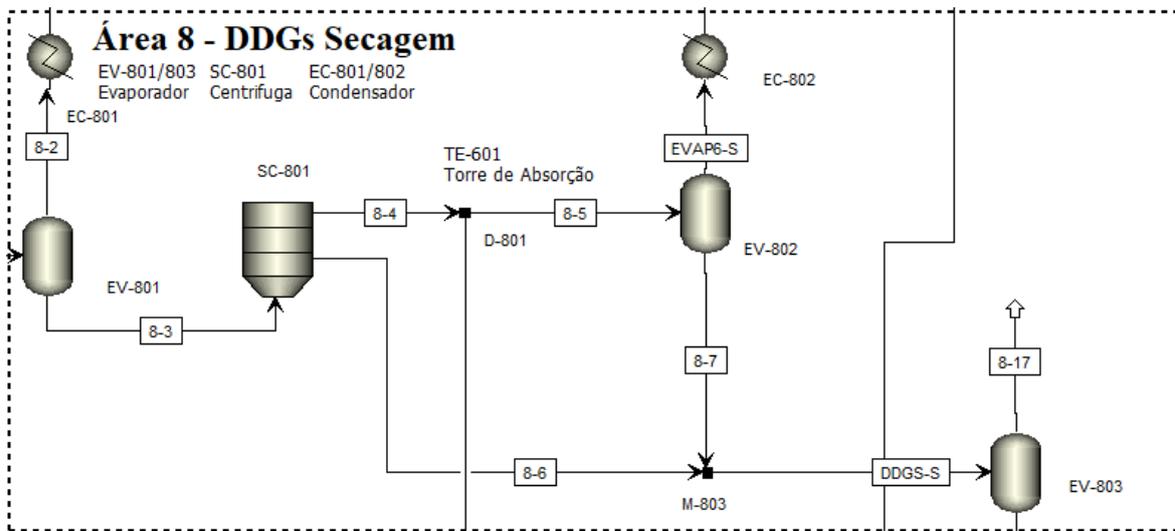


Fonte: Acervo pessoal

4.1.8 – DDGS Secagem

Nessa etapa (Figura 4.8) ocorre a entrada da corrente de vinhaça que é separada pela centrífuga em sólidos grosseiros e vinhaça fina. Esta por evaporação produz os destilados condensados, já os sólidos grosseiros são comercializados como grãos de destilaria úmidos (WDG, Wet Distillers Grain). Passando os sólidos grosseiros pela evaporação e secagem rotatória eles se transformam no DDG, grão de destilaria seco.

Figura 4.8: Etapa de secagem (DDGs)



Fonte: Acervo pessoal

4.2. Avaliação dos custos de implantação da tecnologia necessária para se produzir etanol de milho em uma usina sucroalcooleira

Neste tópico foram analisados os custos das operações unitárias de moagem, liquefação e sacarificação do grão de milho para operar em uma planta sucroalcooleira, as demais etapas estão consolidadas na indústria de produção de etanol a partir da cana-de-açúcar. Para avaliação dos valores dos equipamentos foi utilizado como base de dados a ferramenta Economics presente no Aspen Plus com dados gerados para o período de novembro de 2019 e o site de consulta de custos de processos Matches².

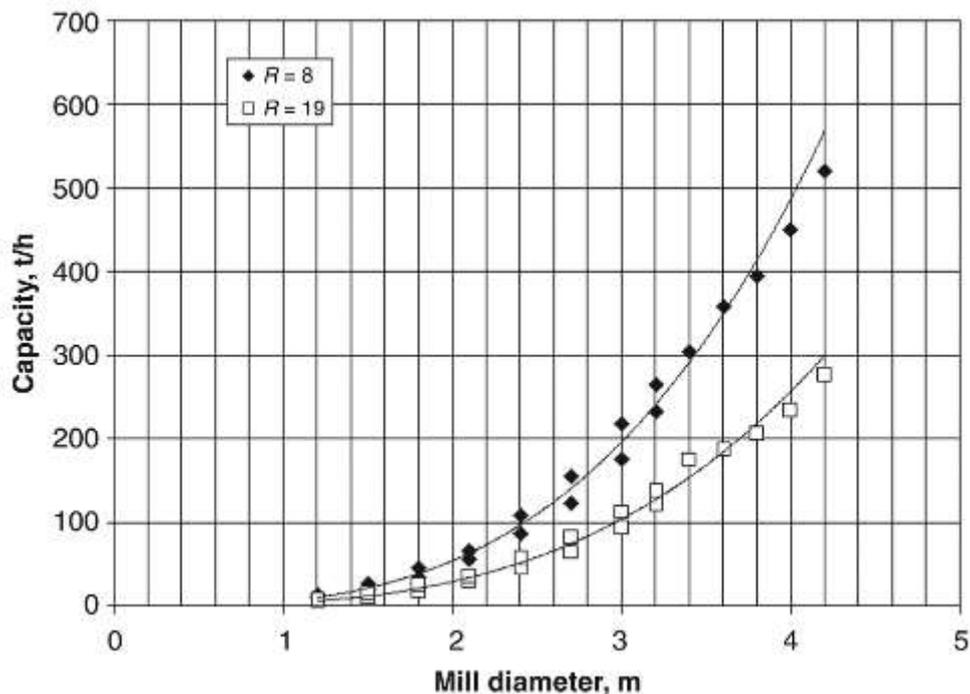
4.2.1. Custo de implantação da operação de moagem

O valor do moinho de martelos foi mensurado utilizando o analisador de custos Matches acessado em novembro de 2019, para calcular os custos do moinho de martelos foi necessário definir o diâmetro que deve ter um tamanho entre 3 à 15 pés. Para

² Matches: <https://www.matche.com/equipcost/Default.html>

dimensionar o moinho foi utilizado a Figura 4.9 na qual a razão R é uma relação entre comprimento e diâmetro, a vazão de alimentação equivale a 21,990 t/h, pela leitura o diâmetro do moinho de martelos é de aproximadamente 1,8 m para R=8 e R=19, correspondendo a 6 pés. Logo o custo do moinho de martelos é de US\$ 443700.

Figura 4.9: Efeito do diâmetro do moinho na capacidade do moinho para duas reduções de razão R.



Fonte: GUPTA A. et al apud KURIMOTO, 2016.

4.2.2. Custo de implantação da operação de liquefação

Nessa etapa foram utilizados três aquecedores representando os tanques de aquecimento e cozedores. Para avaliação econômica dos tanques de aquecimento foi utilizado a ferramenta Economics do Aspen Plus. O preço de custo avaliado para o primeiro tanque de aquecimento foi de US\$ 14400 e o custo total do equipamento instalado foi de US\$ 71100. Para o segundo tanque de aquecimento o custo avaliado foi de US\$ 178200 e o custo do equipamento instalado foi de US\$ 345400. Para o terceiro tanque de

aquecimento o custo avaliado foi de US\$ 118700 e o custo do equipamento instalado foi de US\$ 255600.

4.2.3. Custo de implantação da operação de sacarificação

Nessa etapa foi utilizado um trocador de calor para resfriar a corrente de saída da etapa de liquefação e um reator estequiométrico com 99% de conversão. Para avaliação econômica dessa etapa também foi utilizado a ferramenta Economics do Aspen Plus. O preço de custo avaliado para o tanque de resfriamento foi de US\$ 22100 e o custo total do equipamento instalado foi de US\$ 92500. Para o reator contínuo de sacarificação, o custo total foi de US\$ 151900 e o custo total instalado foi de US\$ 305000.

4.2.4. Custo total de implantação da tecnologia necessária para produzir etanol de milho em uma indústria sucroalcooleira

A partir dos resultados obtidos da avaliação econômica das operações unitárias foi construída a Tabela 4.1. Logo o custo total de implantação é de US\$ 1360200.

Tabela 4.3. Análise de custos das operações unitárias para produzir etanol a partir de milho em usinas sucroalcooleiras.

Operação Unitária	Equipamento	Instalado (US\$)	Sem Instalação (US\$)
Moagem	Moinho de martelos	443.700	443.700
Liquefação	Aquecedor 1	71.100	14.400
	Aquecedor 2	345.400	178.200
	Aquecedor 3	255.600	118.700
Sacarificação	Regenerador	92.500	22.100
	Reator de Sacarificação	151.900	305.000
	TOTAL	1.360.200	1.082.100

Fonte: Acervo Pessoal.

4.3. Análise econômica comparativa entre a operação em uma planta de produção de etanol a partir de cana-de-açúcar e a usina flex

O resultado obtido na produção de 198,67 l/min de etanol foi de 342,834 l/min ou 29,39 t/h de grãos de milho na corrente de alimentação. A partir desses valores e com indicadores econômico-financeiros é possível fazer uma análise comparativa da produção de etanol nas usinas sucroalcooleiras e nas usinas que utilizam milho para produzir etanol.

4.3.1. Análise econômica da produção de etanol a partir da cana-de-açúcar

Para a avaliação econômica da produção de etanol a partir da cana-de-açúcar foi utilizado os indicadores do Quadro 4.1, que contém os valores do significado de uma tonelada de cana processada nas principais indústrias sucroalcooleiras brasileiras. Foram utilizados como base o valor médio do valor do faturamento de 164,7 reais /tc e o valor médio do custo-caixa mais as despesas administrativas de 116,5 reais/tc. Para produtividade de álcool foi utilizado o valor de 83 l/tc (CGEE, 2009).

Quadro 4.1 Indicadores econômico-financeiros da indústria sucroalcooleira, valores do significado de uma tonelada de cana em reais das indústrias brasileiras.

Resultado referente à safra 2017/18
(em reais)

	 Ebitda	 Faturamento	 Custo-caixa	 Despesas administrativas
	Média* 59,8	Média* 164,7	Média* 104,9	Média* 11,6
São Manoel	92,38	150,24	57,86	8,01
Ipiranga Agro	88,09	163,59	78,50	4,10
Cerradinho	86,51	170,28	83,77	9,37
Energética Morrinhos	86,90	132,12	45,62	9,96
Da Mata	85,82	175,72	89,90	5,05
Agropeu	83,93	173,17	89,24	12,14
Delta	82,60	168,09	85,49	5,81
Vale do Paraná	82,45	149,17	66,73	9,77
Santa Adélia	81,40	170,93	89,53	9,49
Aroeira	79,54	185,46	105,93	8,61
São Martinho	79,18	154,72	75,54	8,11

Fonte: Nova Cana, 2018.

Os resultados econômicos obtidos se encontram na Tabela 4.4. Logo, o lucro médio obtido em uma indústria na produção de etanol é de R\$ 168.838,72 por dia de processamento de cana-de-açúcar.

Tabela 4.4. Dados econômicos da produção de etanol a partir da cana-de-açúcar em usinas sucroalcooleiras

Produção de etanol (l/min)	201,902
Produção de etanol (l/dia)	290.738,88
Produtividade da cana-de-açúcar (l/tc)	83
Alimentação da cana-de-açúcar (tc/min)	2,43
Alimentação da cana-de-açúcar (tc/dia)	3.502,88
Custo-Caixa mais as despesas administrativas (R\$/tc)	116,5
Custo total na produção com cana-de-açúcar (R\$/dia)	408.085,3
Faturamento (R\$/tc)	164,7
Faturamento na produção com cana-de-açúcar (R\$/dia)	576.924,0185
Lucro na produção com cana-de-açúcar (R\$/dia)	168.838,7231

Fonte: Acervo Pessoal

4.3.2. Análise econômica da produção de etanol em usinas flex de cana-de-açúcar e milho

Para a avaliação econômica da produção de etanol em usinas flex foi utilizado os mesmos custos médios operacionais da indústria sucroalcooleira acrescentado aos custos das utilidades da etapa de liquefação e sacarificação. Os indicadores do valor do milho e do preço do etanol que foram utilizados estão na Tabela 4.5.

Tabela 4.5 Indicadores econômicos para indústria de produção de etanol a partir do milho (preço de venda).

Indicadores	Usina Flex
Etanol (R\$/litro)	1,86
DDGS (R\$/t)	640,48
Óleo (R\$/t)	2.610,00
Milho (R\$/saca)	21,09
Lenha (cavaco) (R\$/t)*	160,00

Fonte: OZAKI P.M., IMEA 2019.

O resultado obtido se encontra na Tabela 4.6. Os custos das utilidades foram obtidos pela ferramenta Economics do Aspen Plus. O lucro obtido foi de R\$ 92158,97/dia.

Tabela 4.6 Dados econômicos da produção de etanol a partir do milho em indústrias flex.

Alimentação de milho (kg/dia)	705.561,6
Fator de conversão (kg/saca de milho)	60
Alimentação de milho (saca/dia)	11.759,36
Custo do milho (reais/dia)	248.004,9
Faturamento no etanol de milho (R\$/dia)	540.774,32
Custo das Utilidades (Liquefação) (R\$/dia)	8.620,8
Custo das Utilidades (Sacarificação) (R\$/dia)	802,56
Custo com as outras etapas e despesas (R\$/dia)	191.187,09
Lucro (R\$/dia)	92.158,97

Fonte, Acervo Pessoal.

Tabela 4.7 Dados econômicos da receita gerada e do prazo de retorno do investimento.

Lucro (R\$/mês) - Tabela 4.6	2.764.769,076
------------------------------	---------------

Período (dias-início de dezembro até o final de março)	120
Receita gerada (R\$)	11.059.076,31
Etanol gerado na entressafra (m ³ /ano)	34.888,67
Custo total da moagem, liquefação e sacarificação (US\$)	1.360.200
Preço do dolar (17/dezembro/2019)	4,06
Investimento total (R\$)	5.522.412
Prazo de Retorno do Investimento (PRI) mês	1,997

Fonte, Acervo Pessoal.

Logo, as usinas flex apresentam como vantagem a produção de etanol durante o período de entressafra da cana-de-açúcar da região centro-sul. Nesse período (Figura 2.5) os meses de dezembro, janeiro, fevereiro e março apresentam uma produção em etanol extremamente reduzida (Figura 2.9) devido à baixa colheita da cana-de-açúcar. Porém o milho possui alta produtividade para importação e é possível de ser estocado, logo pode ser usado durante a entressafra da cana-de-açúcar.

Desse modo, seria produzido nesse período por usina 34.888,67 m³/ano de etanol a mais e seria gerada uma receita de R\$ 11.059.076,31/ano. Além disso, pela PRI (Tabela 4.7) em dois meses após a aplicação de capital o investidor terá recuperado, sob a forma de retornos, tudo o que investiu com a implantação da tecnologia necessária para produção de etanol a partir do milho em sua usina de produção de etanol a partir da cana-de-açúcar.

5-CONCLUSÕES E SUGESTÕES

5.1 Conclusões

Após o desenvolvimento do trabalho conclui-se que a utilização do milho para produção de etanol no Brasil é rentável, principalmente no período de entressafra da cana-de-açúcar. Os resultados obtidos tiveram base na produção média de etanol anidro no Brasil por usina de 198,67 l/min, esse valor de produção aumenta durante a safra da cana-de-açúcar e diminui drasticamente durante a entressafra da cana-de-açúcar para produção de etanol em usinas sucroalcooleiras.

A partir dos resultados da simulação foi a vazão de produção de etanol convergiu para 201,902 l/min e a vazão de milho consumido na alimentação foi de 342,834 l/min que equivale a 29398,405 kg/h. Além disso, nessa simulação foram obtidos os custos de alguns equipamentos e das utilidades presentes nas operações unitárias necessárias para produzir etanol a partir do milho. Desse modo foi feita a análise econômica das operações unitárias necessárias para se produzir etanol a partir de milho em indústrias sucroalcooleiras, o custo total de implantação obtido foi de US\$ 1360200, compreendendo as operações de moagem, liquefação e sacarificação.

O lucro médio da produção de etanol para as usinas sucroalcooleiras foi de R\$ 168.838,72/dia e o lucro médio das usinas flex que utilizam o milho para produção de etanol foi de R\$92.158,97/dia. Embora o lucro obtido para o etanol de milho seja menor em indústrias flex integrada, este continua sendo de grande importância principalmente durante o período de entressafra da cana-de-açúcar, período em que é mais favorável a utilização do milho para produção de etanol.

Na entressafra da cana-de-açúcar seria produzido por usina 34.888,67 m³/ano de etanol a mais e seria gerada uma receita de R\$ 11.059.076,31/ano. Além disso, pela PRI (Tabela 4.7) em dois meses após a aplicação de capital o investidor terá recuperado, sob a forma de retornos, tudo o que investiu com a implantação da tecnologia necessária para produção de etanol a partir do milho em sua usina de produção de etanol a partir da cana-de-açúcar.

5.2 Sugestões

Em termos de trabalhos futuros, pode-se citar:

- Aprofundamento no detalhamento da planta, por exemplo, realizar a simulação com o reator CSTR e com o reator em batelada na etapa de fermentação, de modo a fazer as análises e comparações.
- Análise de sensibilidade paramétrica para avaliação dos custos e lucros obtidos a partir de diferentes vazões de produção de etanol ou diferentes vazões de alimentação do milho;

6. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ALMEIDA, L.T.S et al. Boletim do etanol N° 09/2017 fevereiro. Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis. Superintendência de Refino, Processamento de Gás Natural e Produção de Biocombustíveis - SRP, 2017.

ANP 2019. Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis. Dados Estatísticos, disponível em <http://www.anp.gov.br/dados-estatisticos>, acesso em outubro de 2019.

BNDES E CGEE. Bioetanol de cana-de-açúcar: energia para o desenvolvimento sustentável. 1 ed. Rio de Janeiro: Banco Nacional de Desenvolvimento Econômico e Social, 2008. 314 p. ISBN

CGEE. Bioetanol combustível: uma oportunidade para o Brasil. 1ed. Brasília: Centro de Gestão e Estudos Estratégicos, 2009. 96 p e 500 p.

CLIFFORD C.B. How Corn is Processed to Make Ethanol. Energy Institute, 2018.

CONAB. Acompanhamento da safra brasileira Cana-de-Açúcar, safra 2019/20. v.6. 2019. 22 p.

FERREIRA, O.E. Produção de etanol a partir de sorgo sacarino com tratamento enzimático. UNESP. 2015.

FUESS L.T. Mitigação de impacto ambiental e recuperação de energia por meio da digestão anaeróbia. 98 p. 2016.

GUPTA A. et al. Tubular Rod Mills. Mineral Processing Design and Operations, 248 p., 2016.

CRUZ J.C. et al. Cultivares e Sementes. EMBRAPA, 2015.

KELSALL, J.A. et al. The Alcohol Textbook. A reference for the beverage, fuel and industrial alcohol industries. 4ª ed. United Kingdom, Alltech Inc. 10 p. 2003

LAMONICA H.M. Produção de vapor e eletricidade - A evolução do setor sucroalcooleiro. II GERA: Workshop de gestão de Energia e Resíduos na Agroindústria Sucroalcooleira. 2007.

LIMA, T. M. Estudo energético do bagaço de diferentes variedades de cana-de-açúcar. 2011. 73 f. Dissertação (mestrado) -Universidade Estadual Paulista, Instituto de Biociências, Letras e Ciências Exatas, 2011.

LOPES C.H. et al. Produção de etanol a partir da cana-de-açúcar. UFSCar. São Carlos. 2011.

LUQUI, L. L. Avaliação da capacidade expansiva de grãos de linhagens de milho pipoca preto. Mato Grosso do Sul, 2014.

NOVA CANA. A disparidade do setor sucroenergético nos indicadores de 44 usinas. 2018.

MORAES S.O.O. Cogeração no setor sucroalcooleiro a partir do reaproveitamento energético da biomassa do bagaço de cana. Universidade Federal da Paraíba, 2015.

OZAKI P.M. Clusters de etanol de milho em Mato Grosso. IMEA, disponível em <http://www.imea.com.br/imea-site/estudos-customizados>, acesso em 2019.

PEREIRA FILHO I.A. Sistema de Produção Embrapa. Cultivo do Milho. Sistemas de Produção Embrapa. 2015.

RIBEIRO P.R. A usina de açúcar e sua automação. Divisão de açúcar e álcool. 2ª ed. 2003.

SINGH V. Corn Grading, Cleaning, Milling and Cooking. 1st Brazil-U.S. Biofuels Short Course. 2009.

TONON FILHO, R.J.. Modelagem e simulação em plantas de etanol: uma abordagem técnico-econômica. São Carlos. 2013.

ZAIA C. et al. Etanol de milho avança no Centro-Oeste. Valor, 2018.

APÊNDICE A – Resultados dos balanços de massa e energia

Áreas 1 e 2:

Stream ID		1-1	2-1	2-2	2-3	2-4	2-5	2-6	2-7	2-8	2-9	2-10	2-11
Mass SFrac		0.748	0.748	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.284	0.284	0.242	0.242	0.242
*** ALL PHASES ***													
Mass Flow	kg/hr	29398,405	29310,210	34,846	20,449	1465,762	58,320	46435,287	77324,873	77324,873	90985,949	90985,949	90985,949
Volume Flow	l/min	342,834	342,412	0,445	0,342	25,559	0,744	809,904	1166,073	1209,027	1441,379	1458,351	1474,624
Enthalpy	cal/sec	-1.4772E+7	-1.4704E+7	-16097,160	-21548,637	-1.4777E+6	-28941,221	-4.8261E+7	-6.4670E+7	-6.3916E+7	-7.7298E+7	-7.7024E+7	-7.6767E+7
Density	gm/cc	1,429	1,427	1,306	0,997	0,956	1,306	0,956	1,105	1,066	1,052	1,040	1,028
Mass Flow	kg/hr												
WATER		4409,761	4396,531		20,449	1392,467		46153,539	52002,986	52002,986	64287,659	64287,659	64287,659
ETOH								233,149	233,149	233,149	237,975	237,975	237,975
CO2								8,599	8,599	8,599	8,599	8,599	8,599
GLUCOSE													
STARCH		17492,051	17439,575						17439,575	17439,575	17443,323	17443,323	17443,323
CSPOLY		1299,409	1295,511						1295,511	1295,511	1323,965	1323,965	1323,965
CSPOLY		749,659	747,410						747,410	747,410	763,826	763,826	763,826
PROTINS		1449,341	1444,993						1444,993	1444,993	1476,730	1476,730	1476,730
OIL		999,546	996,547						996,547	996,547	1018,434	1018,434	1018,434
NFDS		1999,092	1993,094	34,846		73,295	58,320	trace	2159,555	2159,555	3050,965	3050,965	3050,965
XYLOSE													
PROTSOL		999,546	996,547					trace	996,547	996,547	1374,472	1374,472	1374,472

Áreas 3 e 4:

Stream ID		3-1	3-2	3-3	3-4	3-5	4-1	4-2	4-3	4-4	4-5	4-6	4-7	4-8
Mass SFrac		0.242	0.242	0.000	0.000	0.052	0.052	0.052	0.000	0.052	0.058	0.000	0.058	0.058
*** ALL PHASES ***														
Mass Flow	kg/hr	90985,949	90985,949	58,320	29,536	91073,804	91073,804	91073,804	5,510	91079,517	81931,031	9148,485	81931,031	778344,799
Volume Flow	l/min	1457,261	1408,203	0,744	0,494	1389,491	1369,928	1355,172	0,092	83025,222	1352,615	81672,607	1352,615	12849,846
Enthalpy	cal/sec	-7.7041E+7	-7.7854E+7	-26941,221	-31124,635	-7.7989E+7	-7.8259E+7	-7.8468E+7	-5801,111	-7.9030E+7	-7.3606E+7	-5.4238E+6	-7.3606E+7	-6.9926E+8
Density	gm/cc	1,041	1,077	1,306	0,997	1,092	1,108	1,120	0,993	0,018	1,010	0,002	1,010	1,010
Mass Flow	kg/hr													
WATER		64287,659	64287,659		29,536	62398,500	62398,500	62398,500	5,510	62404,010	62244,025	159,986	62244,025	591318,235
ETOH		237,975	237,975			237,975	237,975	237,975		9560,509	9361,988	198,520	9361,988	88938,889
CO2		8,599	8,599			8,599	8,599	8,599		8914,473	124,494	8789,979	124,494	1182,695
GLUCOSE						19187,585	19187,585	19187,585						
STARCH		17443,323	17443,323			174,433	174,433	174,433		174,433	174,433		174,433	1657,116
CSPOLY		1323,965	1323,965			1323,965	1323,965	1323,965		1323,965	1323,965		1323,965	12577,666
CSPOLY		763,826	763,826			763,826	763,826	763,826		763,826	763,826		763,826	7256,346
PROTINS		1476,730	1476,730			1476,730	1476,730	1476,730		1476,730	1476,730		1476,730	14028,935
OIL		1018,434	1018,434			1018,434	1018,434	1018,434		1018,434	1018,434		1018,434	9675,128
NFDS		3050,965	3050,965	58,320		3109,285	3109,285	3109,285		3822,555	3822,555	trace	3822,555	36314,276
XYLOSE														
PROTSOL		1374,472	1374,472			1374,472	1374,472	1374,472		1620,581	1620,581	trace	1620,581	15395,516

Áreas 4 e 5:

Stream ID		4-9	4-10	4-11	4-12	4-13	5-1	5-2	5-3	5-4	5-5	5-6	5-7
Mass SFrac		0.058	0.058	0.058	0.059	0.000	0.059	0.000	0.073	0.000	0.000	0.000	0.000
*** ALL PHASES ***													
Mass Flow	kg/hr	778344,799	81931,031	81931,031	81128,945	802,087	81128,945	671,538	64917,241	16883,243	12241,159	2880,700	7522,783
Volume Flow	l/min	12790,286	1352,615	1372,273	1413,521	15573,003	1442,618	12,939	1122,377	208632,597	119951,914	59,913	139,004
Enthalpy	cal/sec	-7.0010E+8	-7.3606E+7	-7.3336E+7	-7.2062E+7	-4.6108E+5	-7.1702E+7	-4.5964E+5	-6.0529E+7	-9.7439E+6	-4.6405E+6	-1.8179E+6	-7.7266E+6
Density	gm/cc	1,014	1,010	0,995	0,957	0,001	0,937	0,865	0,964	0,001	0,002	0,801	0,902
Mass Flow	kg/hr												
WATER		591318,235	62244,025	62244,025	61947,436	296,588	61947,436	293,932	54686,636	7554,732	1110,066	1074,357	7519,022
ETOH		88938,889	9361,988	9361,988	8976,295	385,694	8976,295	375,153	30,080	9321,368	11121,093	1803,486	3,761
CO2		1182,695	124,494	124,494	4,690	119,805	4,690	2,453	trace	7,143	10,000	2,857	
GLUCOSE													
STARCH		1657,116	174,433	174,433	174,433		174,433		174,433				
CSPOLY		12577,666	1323,965	1323,965	1323,965		1323,965		1323,965				
CSPOLY		7256,346	763,826	763,826	763,826		763,826		763,826				
PROTINS		14028,935	1476,730	1476,730	1476,730		1476,730		1476,730				
OIL		9675,128	1018,434	1018,434	1018,434		1018,434		1018,434				
NFDS		36314,276	3822,555	3822,555	3822,555	trace	3822,555		3822,555	trace			
XYLOSE													
PROTSOL		15395,516	1620,581	1620,581	1620,581	trace	1620,581		1620,581	trace			

Área 6,7 e 8:

Stream ID	6-1	6-2	6-3	6-4	6-5	7-1	7-2	7-3	7-4	7-5	8-1	8-2	8-3
Mass SFrac	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,073	0,000	0,076
*** ALL PHASES ***													
Mass Flow	9360,458	2880,700	2880,700	9360,458	9360,458	130,548	9148,485	6301,081	8987,852	6592,263	64917,241	2017,428	62899,812
Volume Flow	85163,327	514825,275	56,195	99986,408	202,547	1188,396	81672,607	104,526	81385,507	112,121	1095,691	128737,950	1041,776
Enthalpy	-3,1003E+6	-1,5402E+6	-1,8502E+6	-3,1326E+6	-3,7499E+6	-75494,227	-5,4238E+6	-6,6540E+6	-5,3635E+6	-6,7898E+6	-6,0889E+7	-1,7797E+6	-5,9054E+7
Density	0,002	< 0,001	0,854	0,002	0,770	0,002	0,002	1,005	0,002	0,980	0,987	< 0,001	1,006
Mass Flow	kg/hr												
WATER	35,709	1074,358	1074,358	35,709	35,709	2,657	159,986	6301,081	87,590	6376,134	54686,636	2008,044	52678,593
ETOH	9317,607	1803,485	1803,485	9317,607	9317,607	10,540	198,520		1,549	207,512	30,080	9,385	20,695
CO2	7,143	2,857	2,857	7,143	7,143	117,352	8789,979		8898,713	8,618			
GLUCOSE													
STARCH											174,433		174,433
CSPOLY											1323,965		1323,965
C6POLY											763,826		763,826
PROTINS											1476,730		1476,730
OIL											1018,434		1018,434
NFDS								trace			3822,555		3822,555
XYLOSE													
PROTSOL							trace				1620,581		1620,581

Área 8

Stream ID	8-4	8-5	8-6	8-7	8-8	8-9	8-10	8-11	8-12	8-13	8-14	8-15
Mass SFrac	0,007	0,007	0,363	0,041	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
*** ALL PHASES ***												
Mass Flow	50853,187	37192,117	12046,625	6789,569	2017,428	30402,548	32419,976	46535,023	99,736	46435,287	46435,287	46435,287
Volume Flow	863,488	631,523	178,288	94,201	34,940	526,038	560,978	811,643	1,740	809,904	809,904	1169,242
Enthalpy	-4,9816E+7	-3,6434E+7	-9,2377E+6	-4,8602E+6	-2,1012E+6	-3,1747E+7	-3,3848E+7	-4,8365E+7	-1,0366E+5	-4,8261E+7	-4,8261E+7	-4,7508E+7
Density	0,982	0,982	1,126	1,201	0,962	0,963	0,963	0,956	0,956	0,956	0,956	0,662
Mass Flow	kg/hr											
WATER	45729,524	33444,861	6949,069	3055,306	2008,044	30389,555	32397,599	46292,755	99,217	46193,538	46193,538	46193,538
ETOH	17,965	13,139	2,730	0,146	9,385	12,993	22,378	233,651	0,501	233,150	233,150	233,150
CO2								8,618	0,018	8,599	8,599	8,599
GLUCOSE												
STARCH	13,955	10,206	160,479	10,206								
CSPOLY	105,917	77,464	1218,048	77,464								
C6POLY	61,106	44,691	702,720	44,691								
PROTINS	118,138	86,402	1358,592	86,402								
OIL	81,475	59,588	936,960	59,588								
NFDS	3318,305	2426,884	504,250	2426,884	trace							
XYLOSE												
PROTSOL	1406,803	1028,883	213,778	1028,883	trace							

Produtos e Utilidades

Stream ID	31ROV	59B5	65DDGS	66VENT	CO2AGUA	CO22	CO23	CO24	COND	DDGS-5	ETANOL	EVAP6-5
Mass SFrac	0,000	0,007	0,480	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,247	0,000	0,000
*** ALL PHASES ***												
Mass Flow	12241,159	13661,075	9702,394	9133,800	42,851	9148,485	4574,243	4574,243	671,538	18836,194	9317,607	30402,548
Volume Flow	109542,880	231,965	113,134	352895,896	58,045	81672,607	40836,303	21248,912	12,938	272,052	201,902	1,16233E+6
Enthalpy	-4,6808E+6	-1,3383E+7	-4,6217E+6	-8,0482E+6	-41680,312	-5,4238E+6	-2,7119E+6	-2,6869E+6	-4,5965E+5	-1,4098E+7	-3,7081E+6	-2,6824E+7
Density	0,002	0,982	1,429	< 0,001	0,012	0,002	0,002	0,004	0,865	1,154	0,769	< 0,001
Mass Flow	kg/hr											
WATER	1110,066	12284,673	873,399	9130,976	35,709	159,986	79,993	79,993	293,932	10004,375		30389,555
ETOH	11121,093	4,826	0,053	2,823		198,520	99,260	99,260	375,153	2,876	9317,607	12,993
CO2		10,000				7,143	8789,979	4394,990	4394,990	2,453		
GLUCOSE												
STARCH		3,749	170,684							170,684		
CSPOLY		28,454	1295,512							1295,512		
C6POLY		16,416	747,410							747,410		
PROTINS		31,737	1444,994							1444,994		
OIL		21,887	996,547							996,547		
NFDS		891,410	2931,134	trace		trace	trace	trace		2931,134		
XYLOSE												
PROTSOL		377,924	1242,661	trace		trace	trace	trace		1242,661		