

**UNIVERSIDADE FEDERAL DE SÃO CARLOS
CENTRO DE CIÊNCIAS EXATAS E TECNOLOGIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA**

Renato José Tonon Filho

**MODELAGEM E SIMULAÇÃO EM PLANTAS DE ETANOL:
UMA ABORDAGEM TÉCNICO-ECONÔMICA**

**SÃO CARLOS – SP
2013**

**UNIVERSIDADE FEDERAL DE SÃO CARLOS
CENTRO DE CIÊNCIAS EXATAS E TECNOLOGIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA**

Renato José Tonon Filho

**MODELAGEM E SIMULAÇÃO EM PLANTAS DE ETANOL:
UMA ABORDAGEM TÉCNICO-ECONÔMICA**

**Dissertação apresentada ao
Programa de Pós-Graduação em
Engenharia Química da
Universidade Federal de São
Carlos como requisito para
obtenção do título de Mestre em
Engenharia Química.**

Orientador: Dr. Antonio José Gonçalves da Cruz

**SÃO CARLOS – SP
2013**

**Ficha catalográfica elaborada pelo DePT da
Biblioteca Comunitária da UFSCar**

T666ms

Tonon Filho, Renato José.

Modelagem e simulação em plantas de etanol : uma abordagem técnico-econômica / Renato José Tonon Filho. -- São Carlos : UFSCar, 2013.
92 f.

Dissertação (Mestrado) -- Universidade Federal de São Carlos, 2013.

1. Engenharia química. 2. Etanol. 3. Viabilidade econômica. 4. Modelagem computacional e simulação. 5. Biorrefinarias. I. Título.

CDD: 660 (20^a)

MEMBROS DA BANCA EXAMINADORA DA DISSERTAÇÃO DE MESTRADO DE
RENATO JOSÉ TONON FILHO APRESENTADA AO PROGRAMA DE PÓS-
GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA DA UNIVERSIDADE FEDERAL DE
SÃO CARLOS, EM 26 DE JULHO DE 2013.

BANCA EXAMINADORA:



Antonio José Gonçalves da Cruz
Orientador, UFSCar



Ursula Fabiola Rodriguez Zuñiga
EMBRAPA



Rosineide Gomes da Silva Cruz
UFSCar

Dedico este trabalho aos meus pais, Renato e Claudete, pelo suporte incondicional;

à querida Priscila pelos momentos de ajuda, atenção e carinho;

a minha família por todo apoio e compreensão, imprescindíveis para a conclusão deste trabalho;

a Deus, pela coragem, sabedoria e saúde, com as quais nenhum obstáculo é intransponível.

AGRADECIMENTOS

Agradecimentos especiais ao Prof. Dr. Antônio José Gonçalves da Cruz, pelo apoio e incentivo, sem os quais nada poderia ser realizado.

Agradeço a todos os professores do Departamento Engenharia Química da Universidade Federal de São Carlos, que tanto contribuíram pela elaboração do presente trabalho. Agradecimentos ao prof. Dr. Roberto de Campos Giordano.

Agradeço ao brilhante colega Felipe Fernando Furlan, pela colaboração fundamental em todo trabalho.

À Tonon Bioenergia e a sua equipe técnica industrial, especialmente ao amigo Antônio Carlos Viesser, sempre disponível para auxílio e ensinamentos, essenciais para a confecção do atual trabalho. Agradecimentos também ao colega Marcelo Miyake.

*Há homens que lutam um dia e são bons.
Há outros que lutam um ano e são melhores.
Há os que lutam muitos anos e são muito bons.
Porém, há os que lutam toda a vida.
Esses são os imprescindíveis.*

Bertolt Brecht

RESUMO

O etanol (carburante e anidro) é, fundamentalmente, o biocombustível de maior relevância global na atualidade, tanto em termos energéticos, ambientais, econômicos, como em termos tecnológicos. Neste panorama encontra-se o etanol brasileiro, oriundo da cana-de-açúcar, muito estudado na atualidade. Dessa maneira, conhecer o processo de sua obtenção, em termos técnicos, a partir da cana, mostra-se relevante, pois pode contribuir para a geração de expressivos ganhos econômicos para as unidades produtoras. Notoriamente, o conhecimento e análise da viabilidade econômica de um dado projeto pode otimizar sobremaneira os retornos pretendidos, ao passo que serve como ferramenta de aceitação ou rejeição do mesmo. Assim, o trabalho objetivou, no quesito técnico, o aperfeiçoamento da aderência de um modelo computacional, criado com *software* EMSO, simulador de plantas de etanol (primeira e segunda gerações – 1G e 2G, respectivamente), através da inserção de dados realísticos advindos de plantas reais em operação. No lado econômico, utilizaram-se os dados de produção gerados pela simulação para alimentar uma análise de viabilidade econômica, através dos conceitos de TIR (taxa interna de retorno) e VPL (valor presente líquido). Portanto, três casos foram estudados: 1) planta produtora de etanol 1G e cogeneradora de energia elétrica excedente (planta **A**); 2) planta produtora de etanol 1G e 2G, sem cogeração excedente (planta **B**) e 3) planta produtora de etanol 1G e: ou etanol 2G ou energia elétrica cogerada (planta **C**). Obtiveram-se: $TIR_A = 7,6\%$ e $VPL_A = - \text{USD } 34,5\text{M}$; $TIR_B = 8,3\%$ e $VPL_B = - \text{USD } 30,0\text{M}$; $TIR_C = 8,0\%$ e $VPL_C = - \text{USD } 41,8\text{M}$. Concluiu-se que metodologia, o *software* e o modelo de biorrefinaria adotados foram úteis e adequados para a análise pretendida. Comparando-se com a TMA (taxa mínima de atratividade) (11%) utilizada, todos os projetos são inviáveis ($TIRs < TMA$), o que é corroborado pelos VPLs serem, todos, negativos. Nenhuma das plantas simuladas mostrou-se economicamente viável, sendo a planta **B** a mais atrativa entre as três, sob as premissas e condições adotadas.

Palavras-chave: modelagem, simulação, etanol, viabilidade econômica, biorrefinaria.

ABSTRACT

The ethanol (fuel grade and anhydrous) is, fundamentally, the most relevant global biofuel nowadays, in energy, environmental, economic and technological terms. This scenario brings up the Brazilian ethanol, made from sugarcane, a very studied topic. Thus, knowing the process of ethanol production from sugarcane in technical terms shows itself as a relevant fact, since it can contribute to the increase of production plants' profits. Notoriously, the acquaintance and analysis of some project's economic viability can greatly optimize the intended returns, while it can be taken as tool for decision making. Therefore, the present work aimed, in the technical side, the improvement of the computational model (developed with EMSO software) capable of simulating ethanol plants (first and second generations – 1G and 2G, respectively) by the input of realistic data, obtained from actual operating ethanol plants. In the economic aspect, the simulations' production data were used to feed the economic viability analysis, using the IRR (internal return rate) and NPV (net present value) concepts. Thereby, three cases were considered: 1) plant producing 1G ethanol and electric energy surplus (plant **A**); 2) plant producing 1G and 2G ethanol, no electric energy surplus (plant **B**) and 3) plant producing 1G ethanol and: either 2G ethanol or electric energy surplus (plant **C**). One obtained the following: $IRR_A = 7.6\%$ and $NPV_A = - \text{USD } 34,5\text{M}$; $IRR_B = 8,3\%$ and $NPV_B = - \text{USD } 30,0\text{M}$; $IRR_C = 8,0\%$ and $NPV_C = - \text{USD } 41,8\text{M}$. So, from that, one concludes that the methodology, the software and the biorefinery model were useful and adequate for the projected analysis. In comparison with the minimum acceptable rate of return (MARR, 11% in this case), none of the scenarios were acceptable ($IRRs < MARR$), which is ratified by the negative NPVs (all). None of the simulated plants were considered economic viable, being plant **B** the most attractive among the three cases, under the given conditions and assumptions.

Key Words: modeling, simulation, ethanol, economic viability, biorefinery.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1.1: Preço do produto vs. tempo (mês/ano)	15
Figura 1.2: Evolução dos preços em dólares do barril de petróleo no período de 1970 a 2010	16
Figura 1.3: Produção em volume/dia vs. tempo (anos).....	17
Figura 1.4: Venda de veículos por modalidade vs. ano	18
Figura 1.5: Frota brasileira de veículos leves vs. ano	19
Figura 1.6: Percentuais de venda por tipos de veículos vs. ano	20
Figura 1.7: Produtividade volumétrica de etanol (10^3 l/ha) comparada entre várias as matérias-primas	21
Figura 1.8: Comparativo entre quantidades relativas de energia por unidade de energia fóssil de produção no etanol de diversas fontes	22
Figura 1.9: Sistema brasileiro elétrico interligado – 2009	24
Figura 3.1: Opções de colheita, carregamento, transporte e recepção de colmos, no Brasil .	32
Figura 3.2: Esquemas simplificados dos métodos de embebição aplicados na extração	36
Figura 3.3: A fermentação alcoólica	41
Figura 3.4: Esquema de instalações de fermentação contínua	44
Figura 3.5: Esquema simplificado do processo Melle Boinot	46

Figura 3.6: Esquema geral de uma destilaria convencional	47
Figura 3.7: Estrutura básica dos materiais lignocelulósicos	50
Figura 3.8: Integração entre usina de álcool (1G) e açúcar e planta de etanol 2G	55
Figura 3.9: Diagrama de blocos para o processo de produção de etanol a partir de biomassa. As linhas pontilhadas delimitam etapas que podem ser realizadas simultaneamente em um único reator: SSF – sacarificação e fermentação simultâneas; CF – co-fermentação; SSCF – sacarificação e co-fermentação simultâneas; CBP – Bioprocesso consolidado	56
Figura 3.10: Diagrama representativo de um fluxo de caixa industrial	60
Figura 5.1: Fluxograma esquemático do processo 1G utilizado na modelagem	74
Figura 5.2: Fluxograma esquemático do processo 2G utilizado na modelagem	77

LISTA DE QUADROS

Quadro 1.1: Produção brasileira de etanol (anidro + hidratado).....	17
Quadro 3.1: Composição química, em porcentagem, da cana madura, normal e sadia	28
Quadro 3.2: Comparações das condições e desempenho das hidrólises (HAMELINCK et al., 2005 apud SILVA, 2011 - modificado)	53
Quadro 3.3: Fluxos de caixa para caso genérico j (1, 2 ou 3).....	61
Quadro 5.1: Premissas técnico-econômicas adotadas nos modelos simulados	72
Quadro 5.2: Premissas para processo de produção de etanol (1G)	75
Quadro 5.3: Premissas do sistema de cogeração	76
Quadro 5.4: Premissas para processo de produção de etanol (2G)	79
Quadro 5.5: Consumo de vapo (total e específico) para as plantas A e B	80
Quadro 5.6: Produção de etanol para as plantas 1G e 2G	81
Quadro 5.7: Consumo (-) / geração (+) de energia para os diferentes setores das plantas A e B (kW).....	81
Quadro 5.8: Resumo de produções diárias: cana processada, etanol 1G e 2G	81
Quadro 5.9: Investimentos necessários por setor das biorrefinarias; TIR e VPL para cada caso (x 10 ⁶ USD)	82

LISTA DE ABREVIATURAS, SÍMBOLOS e SIGLAS

TIR	Taxa interna de retorno
IRR	<i>Internal return rate</i>
VPL	Valor presente líquido
NPV	<i>Net presente value</i>
TMA	Taxa mínima de atratividade
MARR	<i>Minimum acceptable rate of return</i>
UNICA	União da indústria da cana-de-açúcar
1G	Etanol / processo de primeira geração
2G	Etanol / processo de segunda geração
ANEEL	Agência Nacional de Energia Elétrica
PE	Pernambuco (Estado brasileiro)
AL	Alagoas (Estado brasileiro)
MG	Minas Gerais (Estado brasileiro)
CCT	Corte, carregamento e transporte
PCTS	Pagamento de cana por teor de sacarose

ART	Açúcares redutores totais
C5	Pentoses
C6	Hexoses
AFEX	<i>Ammonia Fiber Explosion</i>
DRE	Demonstrativo de resultado
CAPEX	<i>Capital Expenditure</i>
OPEX	<i>Operational Expenditure</i>
F_n	Montante final após aplicado por certo tempo a certa taxa, no ano n
F₀	Montante inicial
I	Taxa de juros
IR	Imposto de renda
CSSL	Contribuição social sobre lucro líquido
EMSO	<i>Environment for Modeling Simulation and Optimization</i>
USD	Dólar Americano
PCI	Poder calorífico inferior

SUMÁRIO

1 Introdução	15
2 Objetivos	26
3 Revisão Bibliográfica	27
3.1 Processo de produção de etanol de primeira geração a partir de cana-de-açúcar ...	27
3.1.1 Introdução	27
3.1.2 Corte, carregamento e transporte.....	30
3.1.3 Recepção da cana-de-açúcar	33
3.1.4 Preparo	34
3.1.5 Moagem – extração do caldo	35
3.1.6 Tratamento do caldo	37
3.1.7 Fermentação	39
3.1.8 Destilação.....	46
3.1.9 Cogeração de energia elétrica	48
3.2 Processo de produção de etanol de segunda geração a partir da cana-de-açúcar ...	49
3.2.1 Introdução	49
3.2.2 Composição dos materiais lignocelulósicos	49
3.2.3 Hidrólise de materiais lignocelulósicos e seus pré-tratamentos	51
3.3 Análise de retorno e viabilidade econômica de projetos	57
3.3.1 Introdução	57
3.3.2 Tipos de viabilidade.....	57
3.3.3 Utilização de modelos.....	58
3.3.4 Modelagem por fluxo de caixa	59
3.3.5 Valor presente líquido e taxa interna de retorno	61
3.4 Modelagem e simulação computacional.....	64
3.4.1 O <i>software</i> EMSO.....	64
3.4.2 Otimizações	65
3.4.3 Algoritmo Enxame de Partículas (PSO)	66
4 Metodologia	68

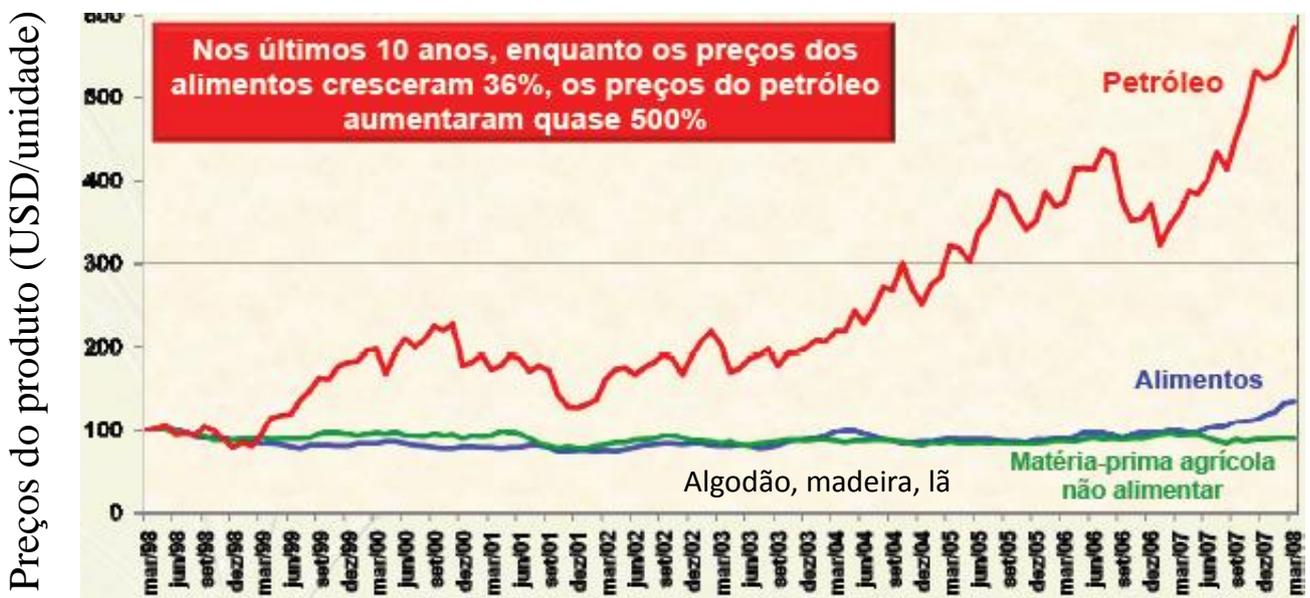
4.1 Modelo computacional simulador	68
4.2 Análise de viabilidade de retorno de projeto	69
5 Resultados	71
5.1 Premissas	71
6 Conclusões	84
7 Referências	86
8 Anexos.....	90

1 Introdução

Tem-se observado, nos últimos anos, um forte interesse nos estudos sobre os processos tecnológicos de obtenção do etanol bem como maior destaque para o setor sucroalcooleiro, tanto no âmbito nacional como internacional. Assim, a busca por novas fontes/tipos de combustíveis oriundos de matéria orgânica biológica (biocombustíveis) renovável consolidou-se na agenda global. Estes fatos foram (e são) impulsionados pelas altas nos preços do petróleo (especialmente no período pré-crise de 2008-2009), além de outros fatores, tais como: ambiental, econômico, estratégico e de consciência ecológica.

A Figura 1.1 mostra a elevação do preço do petróleo em relação aos alimentos e às matérias-primas não alimentares.

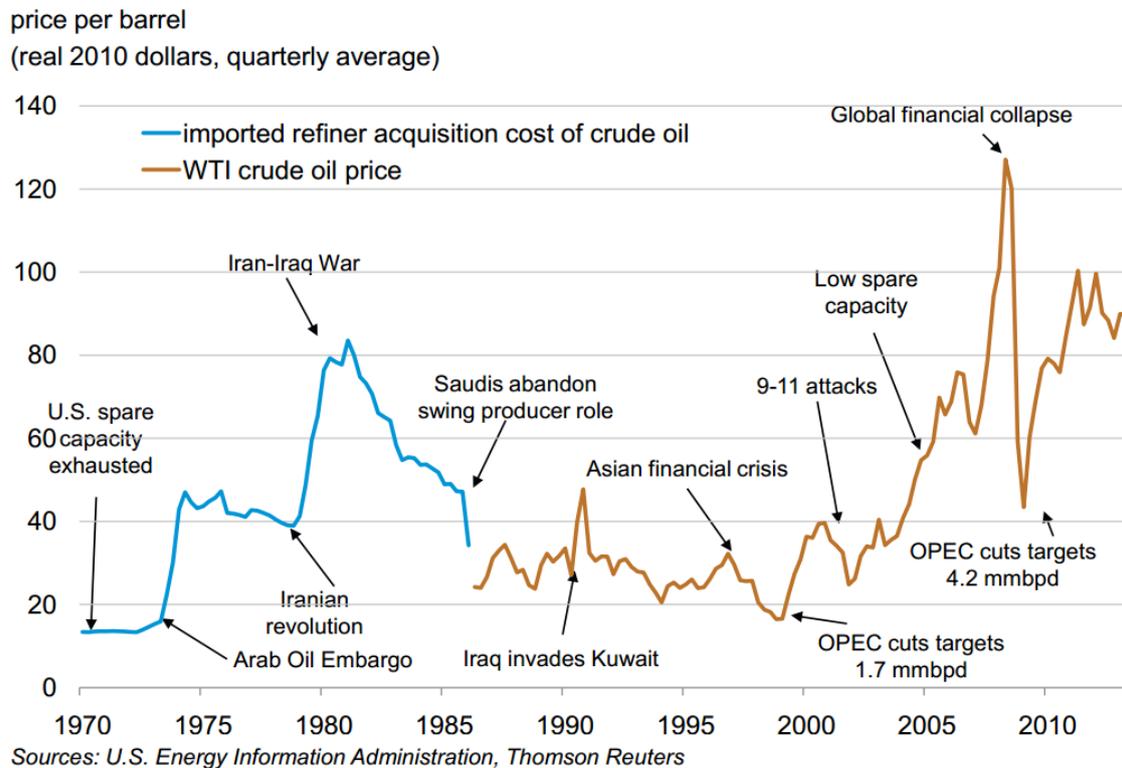
Figura 1.1 – Preço do produto vs. tempo (mês/ano)



Fonte: JANK, 2008 – modificado

Já a Figura 1.2 mostra a oscilação do preço do petróleo em um período maior (1970 – 2010), destacando alguns eventos geopolíticos mundiais que influenciaram tal movimento, ao longo dos anos.

Figura 1.2 – Evolução dos preços em dólares do barril de petróleo no período 1970 a 2010

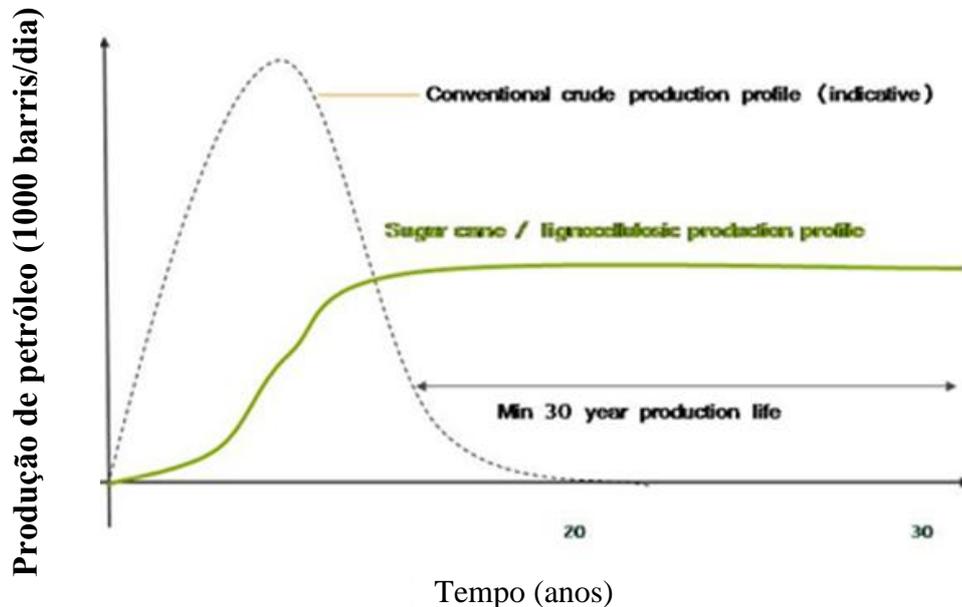


Fonte: http://www.eia.gov/finance/markets/reports_presentations/eia_what_drives_crude_oil_prices.pdf (acesso em 02/06/13)

A finitude dos recursos fósseis (petróleo, especialmente) enseja grandes empresas tradicionais petrolíferas a investir no setor alcooleiro. A Figura 1.3 abaixo mostra o interesse da petrolífera British Petroleum (BP) em investimentos no etanol brasileiro de cana-de-açúcar e lignocelulósico, concomitantemente com o decréscimo da produção de óleo cru (petróleo).

Figura 1.3 – Produção em volume/dia vs. tempo (anos)

Biofuels: renewable reserves



Fonte: NEW, 2011.

O Brasil destaca-se como o segundo maior produtor mundial de etanol, sendo assim, um dos maiores *players* neste mercado. Tal fato não surpreende, uma vez que o Brasil registrou, no passado recente, incrementos significativos na produção, comercialização e demanda (consumo) de etanol. O Quadro 1.1 ilustra a produção brasileira de etanol desde a safra 2002/2003 até a safra 2012/2013.

Quadro 1.1 – Produção brasileira de etanol (anidro + hidratado)

Safra	02/03	03/04	04/05	05/06	06/07	07/08	08/09	09/10	10/11	11/12	12/13
Volume (1000 m ³)	12.623	14.809	15.417	15.924	17.710	22.422	27.513	25.694	27.376	22.682	23.209

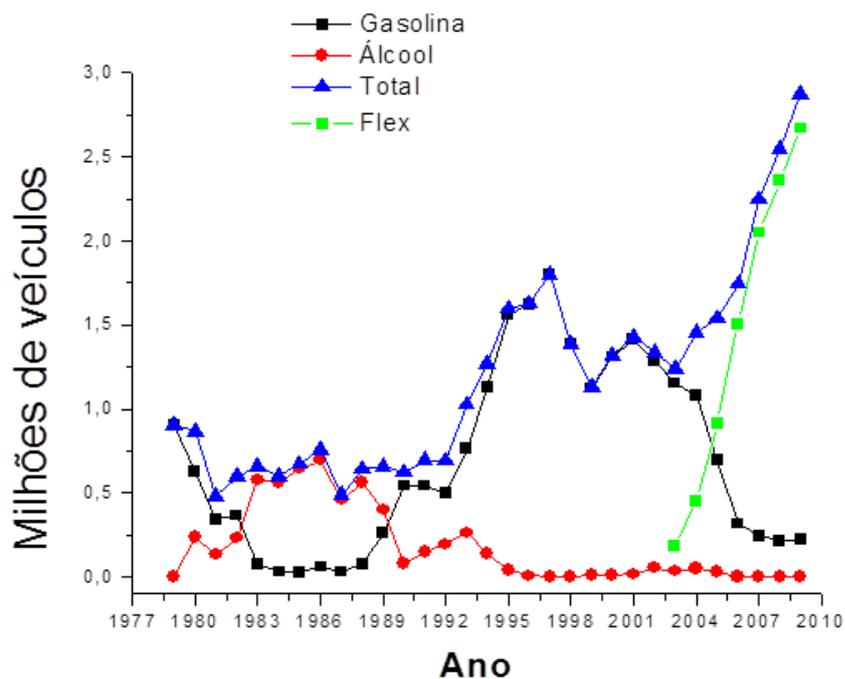
Extraído e modificado de: <http://www.unicadata.com.br/historico-de-producao-e-moagem.php?idMn=31&tipoHistorico=2>. Acesso em: 10/05/2013

Um contínuo aumento da participação do etanol carburante nas vendas totais de combustíveis é registrado no Brasil. Pela Agência Nacional do Petróleo (ANP), no ano 2000, as distribuidoras venderam 4.603.588 m³ de etanol hidratado, passando a cerca de 16.470.948 m³ em 2009. Analogamente, as vendas de gasolina C passaram de 22.630.192 m³ para

25.409.090 m³ no mesmo período (BEIRAL, 2011). Nota-se, portanto, que o incremento percentual do álcool hidratado neste comparativo foi de 158%, enquanto da gasolina C foi de 12,3% (aproximadamente), o que denota, inequivocamente, que o etanol carburante sofreu aumento real de consumo/demanda.

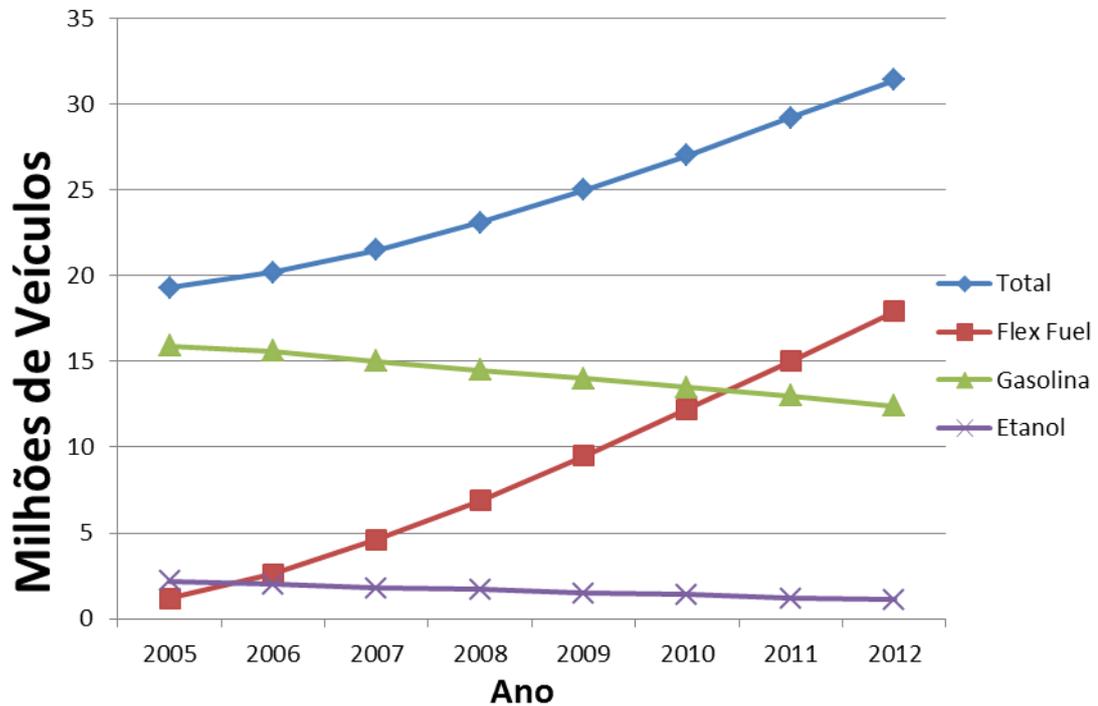
Por outro lado, verifica-se o mesmo padrão de aumento na demanda, impulsionado pelo advento dos carros *flex fuel*, que permitem quaisquer proporções na mistura gasolina-etanol de abastecimento. O crescimento próximo de “exponencial” da frota *flex*, a partir de meados de 2003, garantiu o acentuado aumento no consumo de etanol, conforme ilustram as Figuras 1.4, 1.5 e 1.6.

Figura 1.4 – Vendas de veículos por modalidade vs. Ano



(Anfavea apud UNICA, 2011 - modificado)

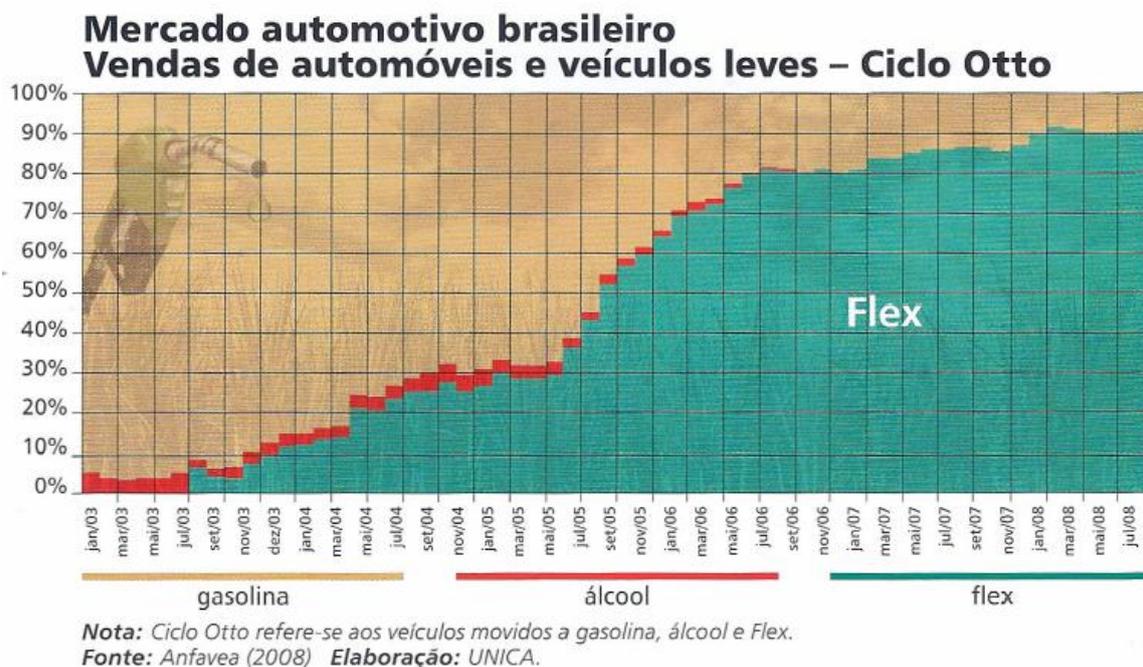
Figura 1.5 – Frota brasileira de veículos leves vs. ano



Fonte: UNICADATA, 2013

Observa-se, pela Figura 1.5, que, para o ano de 2012, tem-se um percentual de 57% de carros *flex* no total da frota brasileira, o que demonstra a importância deste mercado, refletindo diretamente na demanda de combustíveis. Além disto, comparando-se as Figuras 1.4 e 1.5, percebe-se que a evolução da frota *flex* manteve seu comportamento de crescimento (“exponencial”) mesmo após 2010, ocorrendo, neste período, um decréscimo dos automóveis movidos unicamente a gasolina.

Figura 1.6 – Percentuais de venda por tipos de veículos vs. ano

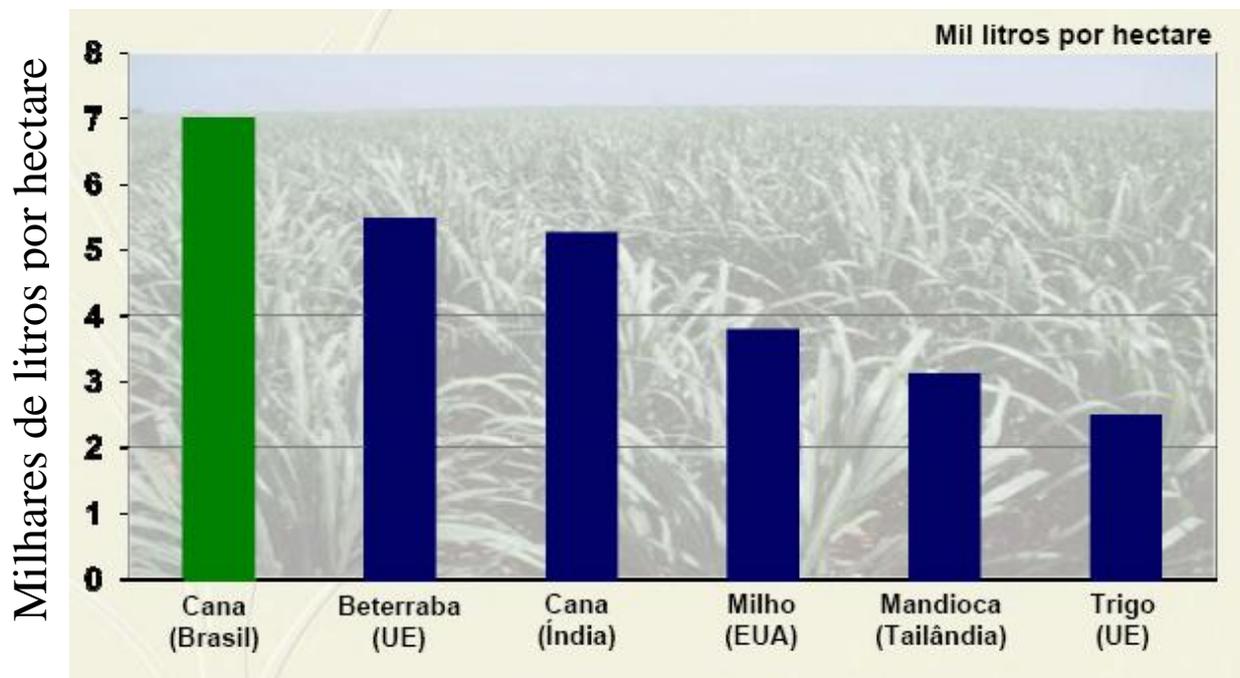


Fonte: JANK, 2008.

A relação direta entre vendas de carros híbridos (*flex fuel*) e consumo de etanol se deu pelo fato da razão consumo/preço final para o etanol, geralmente, ser mais vantajosa para o consumidor que a da gasolina. Desta maneira, maiores produções de etanol são requeridas pelo próprio mercado, ensejando reflexões sobre a obtenção tecnológica do etanol de cana-de-açúcar.

Quando se discute sobre o etanol (hidratado carburante e/ou anidro) e suas vantagens, recai-se, principalmente, sobre o etanol brasileiro, oriundo do esmagamento da cana-de-açúcar. Há fortes razões econômicas e ambientais para tal, entre as quais se podem citar: a produtividade volumétrica de etanol de cana-de-açúcar por área agrícola cultivada é superior às demais matérias-primas. A Figura 1.7 mostra a produtividade volumétrica das principais matérias-primas produtoras de etanol.

Figura 1.7 – Produtividade volumétrica de etanol (10^3 l/ha) comparada entre várias as matérias-primas

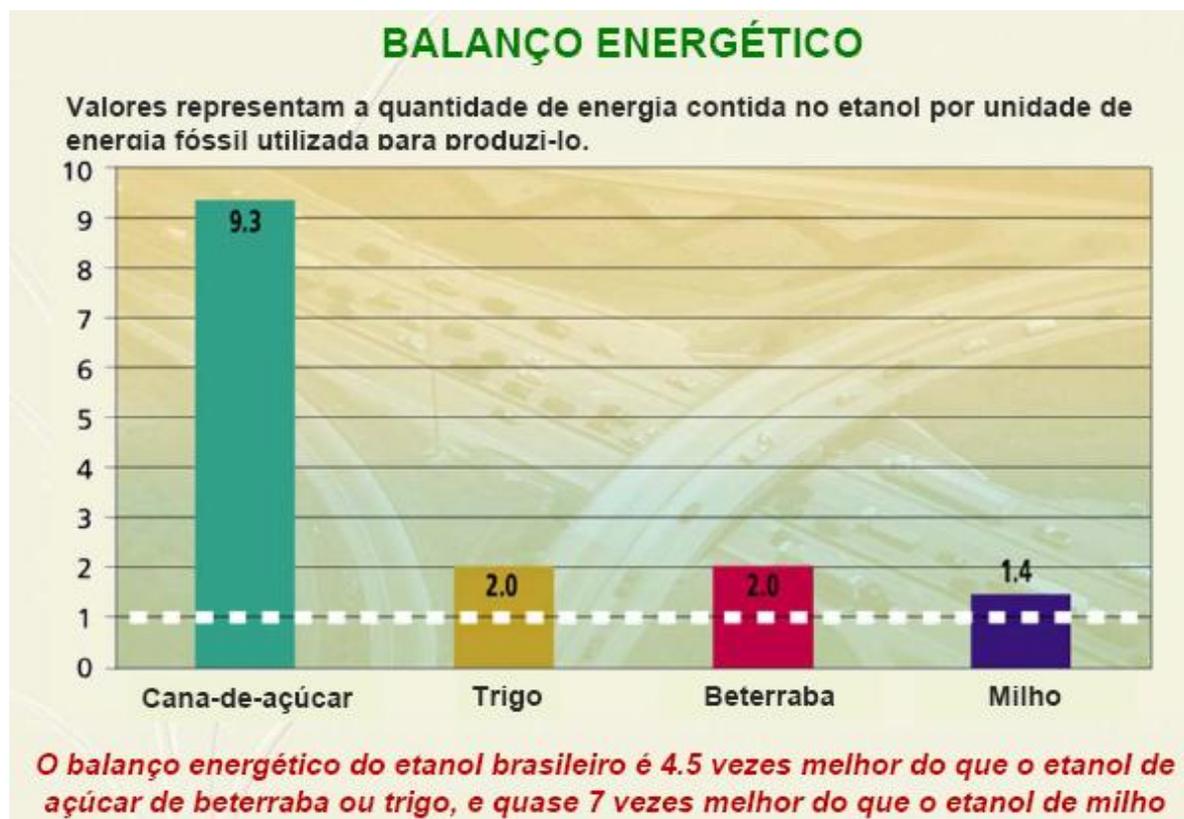


Fonte: JANK, 2008.

A discrepância positiva da produtividade agrícola do etanol de cana-de-açúcar (brasileiro) é fundamental para qualificar as inúmeras vantagens desta matéria-prima, uma vez que maiores produtividades implicam em menores custos de produção, maiores eficiências agrícolas e menores impactos ambientais. Ou seja, sobre diversos aspectos, a cana-de-açúcar mostra-se com maior viabilidade que outras “fontes”, o que assegura a importância em se explorar os vieses tecnológicos da obtenção de etanol deste vegetal. Os procedimentos técnicos agrícolas mantêm-se atuais desde 2008, de forma que a Figura 1.7 ainda é bastante representativa.

No aspecto ambiental, a Figura 1.8 ilustra os ganhos que o etanol de cana-de-açúcar proporciona através da “eficiência energética” pelo uso de combustíveis fósseis.

Figura 1.8 – Comparativo entre quantidades relativas de energia por unidade de energia fóssil de produção no etanol de diversas fontes



Fonte: JANK, 2008.

Consolidando todos os pontos vantajosos ao etanol de cana-de-açúcar ora apresentados, existe ainda outro aspecto de fundamental importância: a produção de bagaço. O processo de produção de etanol, a partir da cana-de-açúcar, envolve o esmagamento desse vegetal, para a extração de seu caldo açucarado que será fermentado. Como resultado, a matéria fibrosa da cana é expelida da moenda e pode ter diversos fins. Naturalmente, a planta industrial produtora necessita, para seu funcionamento, tanto de energia elétrica, quanto de vapor para o processo (aquecimentos).

Diante disto, nada mais natural que a queima do bagaço em caldeiras para produção de vapor, produto este que pode ser tanto utilizado no processo quanto no acionamento de turbinas e geradores, produzindo energia elétrica (para consumo e venda externa). Ainda, há mercado para transações de compra e venda do bagaço, sendo uma opção, apesar desta não ser economicamente viável em certa escala.

Tradicionalmente, os usos para o bagaço se findam nas situações expostas acima. Recentemente, entretanto, estudos apontam outra tendência: a obtenção de etanol derivado de materiais lignocelulósicos, como o bagaço de cana-de-açúcar, através de hidrólise enzimática, conhecido como “etanol de segunda geração (2G)”. Esta possibilidade traz consigo enormes

potenciais de ganhos sinérgicos às indústrias de etanol, já que teria uma matéria-prima paralela para fabricação do produto final, nada mais sendo que um subproduto do processo original.

Por mais promissores que os fatos supramencionados possam apresentar-se, estes levam a alguns questionamentos sobre as reais vantagens e viabilidade da implementação de uma planta que opere produzindo etanol, tanto de cana quanto de bagaço, temas que se pretende investigar no atual trabalho.

De início, sob olhar detalhado, evidenciam-se como processos industriais tecnologicamente diferentes, requerendo insumos, equipamentos, operação e instalações diferenciadas; acarretando, evidentemente, em necessidade de investimentos iniciais díspares, bem como custos operacionais incrementados. Apesar disto, as rotas de produção de etanol 1G e 2G apresentam sinergias, de forma que a integração de ambas pode ser muito vantajosa.

Ademais, o desvio do bagaço para produção de etanol 2G geraria uma menor disponibilidade deste material para a queima e produção de vapor e eletricidade, o que pode não ser economicamente interessante. Entretanto, em uma região que não disponha de uma infraestrutura adequada para distribuição de energia elétrica, a opção de se produzir etanol 2G pode ser aceitável. Este é o caso do oeste e sul da região Nordeste do Brasil, bem como a região Norte, conforme ilustra a Figura 1.9, que mostra o sistema elétrico interligado.

Figura 1.9 – Sistema brasileiro elétrico interligado – 2009



Fonte: ANEEL, 2013.

Portanto, para estudo das plantas produtoras de etanol 1G e/ou 2G, todo o aspecto de viabilidade técnico-econômica deve ser avaliado comparativamente: a escolha, o dimensionamento adequado dos equipamentos industriais e do processo (aspecto técnico), até

a necessidade específica de recursos a compor o investimento e os custos incorridos durante a operação (aspecto econômico). Estes foram os pontos avaliados neste trabalho de dissertação.

2 Objetivos

Diante do exposto, é de extrema relevância e interesse a análise técnico-econômica de uma planta produtora de etanol 1G e 2G e co-geradora/exportadora de energia elétrica, devido às diferenças que os dois processos encerram em si (1G vs. 2G). Buscar uma maneira de aprofundar esta análise, tanto do ponto de vista chamado aqui “técnico” (equipamentos, dimensionamento, fluxo do processo, etc.), quanto do ponto de vista econômico (investimentos necessários, custos operacionais envolvidos e viabilidade do projeto em si) são alvos gerais deste trabalho.

Evidentemente, esta análise reforça-se como objetiva e pragmática, caso se lance mão de um modelo computacional da unidade industrial proposta, permitindo a simulação de diversos cenários, o que é ora explorado. O modelo simulador-computacional permite a elaboração de diversos cenários, contemplando o aspecto técnico. Adicionalmente, uma abordagem econômica é acoplada, através de funções clássicas de análise de retorno de investimentos (taxa interna de retorno, valor presente líquido, etc.).

O trabalho visa acrescentar ao modelo computacional citado, os valores numéricos reais de variáveis e parâmetros operacionais, através de pesquisas e levantamentos em usinas de álcool e açúcar atualmente em operação. Complementarmente, pelo lado econômico, objetiva-se a análise de retorno e viabilidade econômico-financeira dos projetos das plantas de etanol (1G e 2G e cogeneradoras) simuladas em diversos cenários, via levantamento de todo o investimento necessário para a existência hipotética de tais parques industriais, bem como os resultados (receitas e custos) que gerarão.

De forma mais específica, o presente trabalho mostra o estudo técnico-econômico de três cenários (casos) simulados: 1) planta produtora de etanol 1G e: ou 2G ou energia elétrica cogenerada excedente (dependendo do cenário de preços mensais); 2) planta produtora de etanol 1G, 2G somente (sem excesso de energia elétrica) e 3) planta produtora de etanol 1G e excesso de energia elétrica (co)gerada; valendo-se, para todos os casos, de inclusão, no modelo computacional, de valores realísticos de variáveis operacionais, bem como a análise de retorno dos investimentos necessários.

3 Revisão Bibliográfica

O capítulo que se inicia foca-se em descrever, de forma embasada na literatura técnico-científica, os temas relevantes para o atual trabalho. Inicialmente, na seção 3.1, aborda-se o processo de produção de etanol de 1ª Geração (etanol 1G – destilaria autônoma). Em seguida, discorre-se sobre a produção do etanol de 2ª Geração (etanol 2G a partir do bagaço da cana-de-açúcar) e suas tecnologias, na Seção 3.2. Em continuação, a área “econômica” do trabalho é a visitada na Seção 3.3, através da exploração de seus principais conceitos, ferramentas de análise, etc. Por fim, de forma breve, abordar-se-á o modelo simulador computacional empregado (Seção 3.4).

3.1 Processo de produção de etanol de primeira geração a partir de cana-de-açúcar

3.1.1 Introdução

A cana-de-açúcar, vegetal da família das gramíneas e pertencente ao gênero *Saccharum* (JESUS, 2000) é a matéria-prima utilizada nas indústrias brasileiras para obtenção de etanol (além de açúcar e energia elétrica). Existem algumas razões para a cana-de-açúcar ter sido adotada como a principal, senão única, matéria utilizada nas plantas do setor sucroenergético, a saber, tradição de quatrocentos anos no cultivo e utilização de tal vegetal; existência de solos adequados ainda não exauridos; fornecimento do próprio combustível de processamento (bagaço); mix de produtos (etanol, açúcar, energia elétrica e outros); maior rendimento (quantidade-produto/área agrícola) (CAMARGO et al., 1990).

A cana-de-açúcar, do ponto de vista da utilização industrial, é tomada como constituída de fibra e caldo. A fibra é todo material insolúvel e o caldo é o conjunto de água e de todos os sólidos solúveis (açúcares, cinzas, etc.), conforme apresentado no Quadro 3.1. (CAMARGO et al., 1990). A fibra tem um papel fundamental no balanço mássico-energético das plantas de etanol, já que interfere nos índices de extração de caldo e quantidade de bagaço disponível para queima nas caldeiras. O caldo, por outro lado, é de fato, o material a ser tratado e “transformado” em produtos, de forma que sua qualidade, quantidade e tratamento são fundamentais para os bons níveis de eficiência das unidades industriais.

A terminologia técnica, do ponto de vista industrial, toma “cana-de-açúcar” como os colmos trazidos do campo, já separados de folhas, flores e sistema radicular. São os colmos que apresentam os materiais passíveis de transformação, tornando-os importante economicamente. O termo “cana” significa, assim, os colmos industrializáveis da cana-de-açúcar (FERNANDES, 2011). A composição dos colmos é demasiada variável, devido a diversos fatores: idade cronológica e fisiológica da cultura, estágio de corte, condições climáticas, etc. (FERNANDES, 2011). O Quadro 3.1 mostra a composição mássica percentual dos constituintes da cana.

Quadro 3.1 – Composição química, em porcentagem, da cana madura, normal e sadia

Elemento	Porcentagem
Água	74,5 (66,0 – 75,0)
Açúcares	14,0 (12,0 – 18,0)
Sacarose	12,5 (11,0 – 18,0)
Glicose	0,9 (0,2 – 1,0)
Levulose	0,6 (0,0 – 0,6)
Fibras	10,0 (8,0 – 14,0)
Celulose	5,5
Lignina	2,0
Pentosana (xilana)	2,0
Goma da cana (arabana)	0,5
Cinzas	0,50 (0,40 – 0,80)
SiO ₂	0,25
K ₂ O	0,12
P ₂ O ₅	0,07
CaO	0,02
SO ₃	0,02
Na ₂ O	0,01
MgO	0,01
Cl	traços
Fe ₂ O ₃	traços
Matérias nitrogenadas	0,40 (0,30 – 0,60)
Aminoácidos (como ácido aspártico)	0,20

Elemento	Porcentagem
Albuminóides	0,12
Amidas (como asparagina)	0,07
Ácido nítrico	0,01
Amoníaco	traços
Corpos xânticos	traços
Gorduras e ceras	0,20 (0,15 – 0,25)
Substâncias pépticas, gomas e muscilagem	0,20 (0,15 – 0,25)
Ácidos combinados	0,12 (0,10 – 0,15)
Málico	
Succínico etc.	
Ácidos livres	0,80 (0,06 – 0,10)
Málico	0,80 (0,06 – 0,10)
Succínico etc.	
Matérias corantes	(não dosadas)
Clorofila	
Antocianina	
Sacaretina Stenwald, polifenóis e substâncias cromogêneas	

Fonte: (CAMARGO et al., 1990)

Apesar desta composição multivariada, pode-se resumir a composição da cana-de-açúcar da seguinte forma (em teor percentual mássico): sólidos totais – 24 a 27%; sólidos solúveis – 10 a 16%; fibra (base seca) – 11 a 16%; água – 73 a 76%. (FURLAN, 2012).

Em termos de balanço de massa, pode-se escrever (FERNANDES, 2011):

$$\text{CANA} = \text{SÓLIDOS INSOLÚVEIS TOTAIS} + \text{SÓLIDOS SOLÚVEIS TOTAIS} + \text{ÁGUA} \quad (3.1)$$

Na Eq. 3.1, os sólidos insolúveis são representados pela fibra da cana. A medida dos sólidos solúveis é denominada Brix. A “água” na Eq. 3.1 é a umidade da cana. Desta maneira, pode-se escrever a Eq. 3.1 como:

$$\text{CANA} = \text{FIBRA} + \text{BRIX} + \text{UMIDADE} \quad (3.2)$$

Sendo a Eq. 3.2 a primeira equação fundamental da tecnologia açucareira (FERNANDES, 2011).

Os próximos itens descrevem a maneira como a cana-de-açúcar é processada a fim de ser convertida em etanol.

3.1.2 Corte, carregamento e transporte

Corte

Na etapa do corte, existem, basicamente, duas opções: manual ou mecânico. A escolha depende diversos fatores, ex.: mão-de-obra disponível, condições topográfica da lavoura, condições do carregamento, variedades, etc. Além disto, pode optar-se por colher a cana crua (sem queima) ou queimada (o que implica em questões de legislação, liberação ambiental, etc.).

O corte manual é realizado com de forma braçal por trabalhadores das usinas, a fim de se cortar a base do colmo e eliminar o material vegetal.

Já o corte mecanizado emprega máquinas cortadoras (colhedoras) para retirar fisicamente os colmos do solo agrícola. O emprego de máquinas para o corte requer aplicação de recursos extra, bem como replanejamento de outras áreas afins (carregamento, transporte, cultivo, administração, etc.), o que tende, paradoxalmente, a aumentar os custos de produção. Além disto, o corte mecanizado, grosso modo, gera maiores perdas de produtividade da cana (~ 13%), já que não se tem a mesma especificidade do corte manual. (DINARDO-MIRANDA, 2010).

Carregamento

Conforme o caso acima, também se subdivide em manual e mecânico.

O carregamento manual é bastante limitado no Brasil, sendo focado em regiões de relevo declivoso (PE, AL e MG), havendo um declive acentuado entre o carreador e o talhão. Tal carregamento também existe quando o transporte emprega carros de bois, prática existente nos engenhos de aguardente do nordeste. Neste caso, a cana chega às usinas em feixes amarrados.

Quando executado de forma mecânica, o carregamento emprega carregadoras montadas em tratores ou autopropelidas. Novamente, há de se ressaltar que a mecanização nesta operação trouxe aumento significativo nas matérias estranhas minerais e vegetais. Muitos são os fatores que influenciam na variação de percentual de material estranho

carregado junto à cana, principalmente: granulometria, umidade do solo, disposição dos colmos cortados, etc.

Interessante ressaltar que, no caso das colhedoras que expõem colmos picados, não há carregamento: a matéria colhida já é limpa e derrubada em carretas, chamadas transbordos (atividade mais ampla de transferência de um veículo a outro).

Transporte

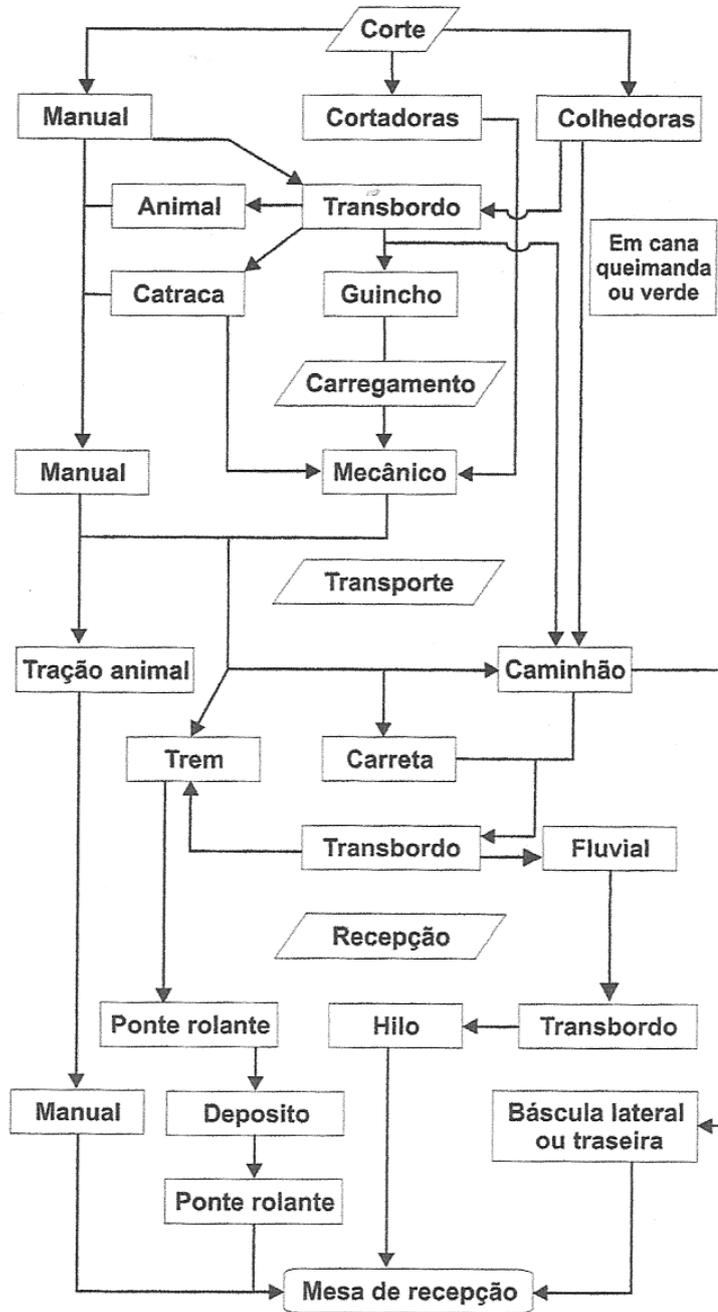
Inequivocamente, o modal mais utilizado para o transporte da cana dos talhões às plantas industriais é o rodoviário. Estima-se que cerca de 95% da matéria-prima transportada pelo Brasil se dá pela malha rodoviária (DINARDO-MIRANDA, 2010). Quatro são os segmentos desta malha: vias de acesso da própria unidade (carreadores, vicinais, etc.), vias municipais, vias estaduais e federais. Nota-se ainda o estado precário que a maioria das estradas brasileiras encontra-se, o que acarreta em aumento de custos de produção, indubitavelmente.

Apesar de alguns outros tipos de transportes serem adotados (ferroviário e hidroviário), a escala do transporte rodoviário por caminhões é muito superior às demais. A variedade de maquinário é enorme, existindo caminhões com capacidade de 8 a 50 ton. de carga líquida. A acomodação da carga e o tipo de carroceria são importantes, pois podem aumentar/reduzir a quantidade de colmos perdidos. Há também a possibilidade de acoplamento de duas ou mais carretas.

Por fim, vale salientar que entre as etapas acima descritas (corte, carregamento, transporte), existem interfaces, que devem ser atentadas, a fim de se reduzir perdas e aumentar eficiências.

A Figura 3.1 ilustra, resumidamente, as opções existentes para o sistema de CCT (corte, carregamento e transporte), evidenciando o fluxo entre elas.

Figura 3.1 – Opções de colheita, carregamento, transporte e recepção de colmos, no Brasil



Fonte: DINARDO-MIRANDA, 2010.

3.1.3 Recepção da cana-de-açúcar

Pesagem

Inicialmente, ao chegar à usina, o caminhão contendo a matéria-prima é pesado, procedimento executado também após sua descarga nas mesas alimentadoras, o que permite, evidentemente, a mensuração da quantidade de cana ingressante no sistema industrial. A relevância da pesagem é alta, uma vez que erros podem causar incorreções nos parâmetros físicos da planta (moagem diária e horária, rendimentos e eficiências, etc.).

Amostragem

Com o uso de sondas, após a pesagem, os caminhões contendo a cana a ser processada são amostrados. O laboratório de entrada (chamado de PCTS) incumbe-se de analisar tais amostras, em condições padronizadas e fiscalizadas. Este rigor é justificado pelo fato dos resultados serem utilizados para remuneração de fornecedores de cana-de-açúcar. Do laboratório PCTS se extraem os primeiros indicadores de qualidade da matéria-prima, a saber: pol, Brix e fibra.

Em termos de soluções tecnológicas, o mais recomendado é o uso de sondas oblíquas, pois permitem maior abrangência na amostragem, em cotejamento com as sondas horizontas.

Descarga e armazenamento

Descarregar a cana é um processo puramente mecânico, no qual os caminhões se posicionam ao lado das mesas elevadoras, tendo suas caçambas tombadas (cana picada) ou ocorrendo o tombamento dos feixes de matéria-prima (cana inteira) – presos por cabos de aço pré-passados. Em ambos os casos, o material transportado é derrubado nas citadas mesas, para seguir no processo. Hilos hidráulicos são os responsáveis por tais movimentações de matéria-prima.

Nos dias atuais, a prática de estocagem de cana não é recomendada tampouco largamente usada. O prazo de 1 a 2 dias não deve ser ultrapassado para a estocagem, uma vez que podem ocorrer: ressecamento do colmo; inversão da sacarose em glicose e frutose e infecções (bactérias, fungos e leveduras).

Lavagem

Constitui-se na primeira etapa do processo industrial, propriamente dito. A lavagem da cana visa retirar material estranho a esta, que podem causar desgastes nos equipamentos (erosão, corrosão, etc.), aumento de tempo de decantação e consumo de polímeros, redução de eficiência industrial, aumento da quantidade de cinzas nas câmaras de combustão das caldeiras, menor rendimento operacional dos filtros de lodo, etc. Indica-se que, no Brasil, a quantidade de material estranho (areia, argila, palha, pedras, etc.) é de 4% em dias secos e 15% em dias úmidos. (CAMARGO et al., 1990).

A fim de se reduzir os efeitos negativos supracitados, procede-se na lavagem da cana-de-açúcar. Vale a ressalva de que, como qualquer outra etapa industrial, a lavagem gera perdas (sacarose, no caso), especialmente para cana picada (maior área de contato do colmo com água).

A vazão de água empregada é bastante variável, estando no intervalo de 5 a 15 m³/ton.h, dependendo da inclinação da mesa alimentadora. (CAMARGO et al., 1990). A água é despejada via tubulações no colchão de matéria-prima existente na mesa alimentadora, após descarregamento; permanecendo em circuito-fechado com reposições (caso necessário).

Atualmente, existe forte interesse no uso de limpeza a seco, ou seja, remoção de material estranho via ventilação potente. A busca por tecnologias neste sentido justifica-se pelo fato de reduzir o consumo/efluentes de água da unidade industrial, permitindo maiores percentuais de colmos em toletes (picados) e mecanização da colheita, juntamente com a diminuição da fibra na moagem (maiores moagens horárias).

Todo transporte da matéria-prima, desde sua descarga dos caminhões até sua moagem, é feito por condutores, sendo estes “tapetes” rolantes, ou esteiras (de metal e/ou borracha). Sendo necessária para uma boa alimentação do esmagador uma queda acentuada, é imprescindível que os condutores tenham uma parte ascendente (15° a 22°) (HUGOT, 1977).

3.1.4 Preparo

Etapa imediatamente anterior à moagem, o preparo tem objetivo tornar a cana o mais adequada possível para maior aproveitamento em extração de sacarose e capacidade moída.

Em termos específicos, o preparo visa desintegrar a cana-de-açúcar, “abrindo” suas células (rompimento dos nós entre os colmos), tornando a embebição e moagem mais efetivas. Ademais, o preparo aumenta a densidade (massa/volume) do material entrante às moendas, tornando o esmagamento mais adequado (massa compacta e uniforme). Portanto, tem-se ganhos tanto na capacidade (moagem/hora) quanto na extração (açúcar recuperado/açúcar entrada).

Na questão de equipamentos, o preparo se dá pela ação de três maquinários: os picadores, os desfibradores e os espalhadores (menos usados). Os picadores são uma peça contendo um eixo no qual são acopladas facas picadoras em espaçamentos determinados, que aumentam os planos de corte – há também os niveladores que ajudam manter a uniformidade. Os desfibradores (muito parecidos com os picadores, mas com extremidades maiores) completam a destruição da estrutura da cana, aumentando os ganhos mencionados. Por fim, o espalhador (nem sempre adotado), localizado no ponto de descarga da esteira metálica para a correia de borracha, uniformiza o colchão de material e torna-o menos espesso, facilitando a atração do eletroímã a materiais metálicos.

3.1.5 Moagem – extração do caldo

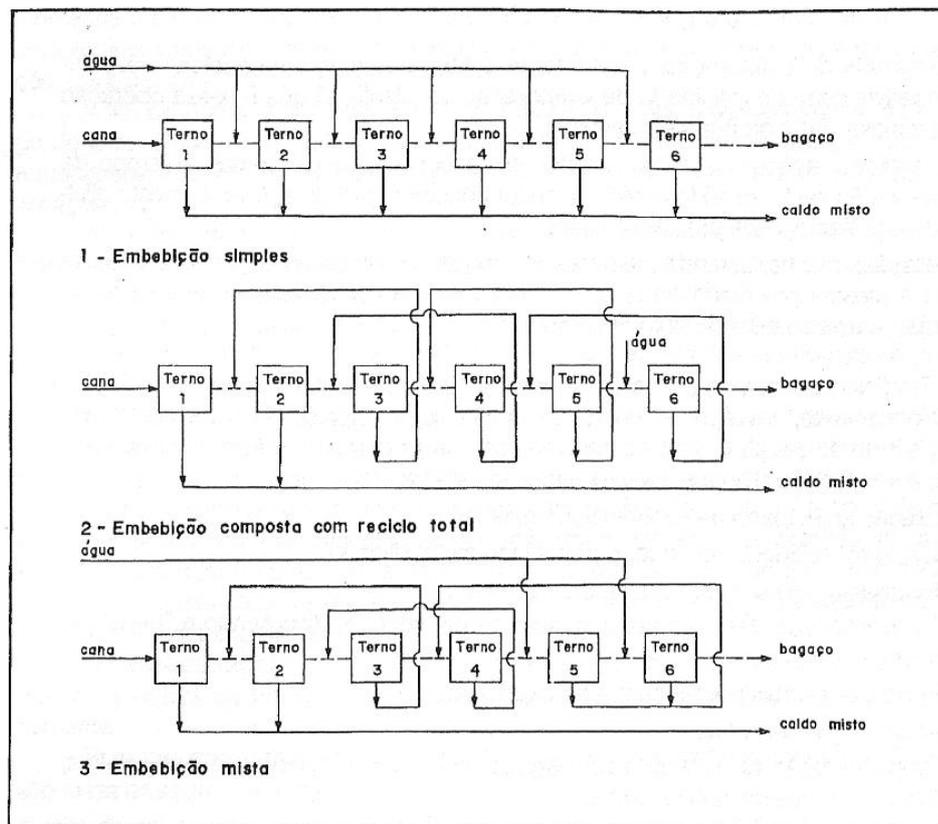
Etapa crucial no processo de produção de etanol (e outros produtos), a extração do caldo é a primeira operação unitária de “transformação” física, uma vez que a cana será convertida em bagaço e caldo açucarado.

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 (~ 97% +).

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 (abaixo) podem ser elétrico (motores) ou pelo conjunto turbo-redutores (turbinas a vapor).

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). No primeiro terno é onde ocorre a maior faixa de extração (50% a 70%) (CAMARGO et al., 1990). 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. Existem diversos métodos de embebição, conforme mostra a Figura 3.2 abaixo.

Figura 3.2 – Esquemas simplificados dos métodos de embebição aplicados na extração



Fonte: CAMARGO et al., 1990.

3.1.6 Tratamento do caldo

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 (Figura 3.2).

O caldo extraído das moendas (misto, primário ou secundário) apresenta alto teor de impurezas (principalmente minerais e bagacilhos) e, portanto, deve ser processado para atingir os níveis adequados de materiais estranhos e concentração de açúcar, o que se obtém via tratamento do caldo.

Após ser recolhido na saída das moendas, o caldo é bombeado para peneiras rotativas, geralmente suspensas, a fim de se remove os resíduos de bagaço (bagacilhos). O líquido recolhido segue no processo e o material peneirado retorna ao segundo terno para nova extração.

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.

Outros “aditivos” podem ser usados antes do aquecimento, mas em casos específicos ou em menor escala entre as usinas brasileiras. Ex.: 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).

Na sequência, procede-se na separação, propriamente dita, das impurezas (minerais, em maioria) presentes no caldo. Isto se dá via decantação: o caldo é posto em “repouso” aditivado de polímeros floculantes (2 a 3 ppm de solução a 0,1% (FURLAN, 2012)), que coagulam e precipitam os colóides de matéria estranha (no decantador), tornando o caldo o mais clarificado possível. O tempo de retenção no decantador deve ser de 2,5h a 3h, uma vez

que o caldo açucarado mantido a ~100 °C por longos períodos de tempo pode sofrer alterações em sua composição (inversão de sacarose e destruição dos açúcares). Entretanto, antes de adentar no decantador, o caldo é enviado a balões de flash para leve resfriamento (até cerca de 98 °C), visando remoção de gases incondensáveis, que prejudicariam a precipitação de impurezas.

Com isto, após a decantação, tem-se: o caldo (agora) clarificado e o lodo. O clarificado segue no processo e o lodo é enviado aos filtros (prensa e/ou rotativos), após adição de bagacilho, para endurecimento. Nestes equipamentos, separam-se o caldo remanescente, ainda com algum teor de açúcar e que retorna ao processo de tratamento, da torta, constituída, basicamente, de matéria mineral (terra, areia, argilas, etc.), sendo enviada à lavoura como adubo agrícola. Normalmente, obtém-se 35 kg torta/ton cana processada. As perdas em açúcar, na torta, são da ordem de 0,5% (massa de ART entrante).

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 ~16° Brix, devendo ser aumentado até ~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 melaço (proveniente da fábrica de açúcar ou compra – 88° Brix) à linha de clarificado.

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.

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.

3.1.7 Fermentação

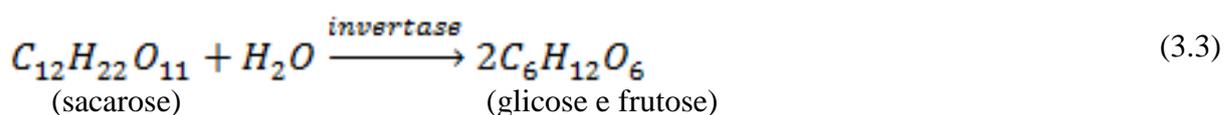
A fermentação alcoólica (fermentação) é que uma série de reações metabólicas bioquímicas arranjadas a fim de se obter energia para a conversão de um substrato (glicose e/ou açúcares simples) em produtos (FILHO, 2009). Corazza *et al.* (2001) descrevem a fermentação como “um conjunto de reações enzimaticamente controladas, através das quais uma molécula orgânica é degradada em compostos mais simples liberando energia”. A descrição detalhada e completa de todas as etapas bioquímicas da fermentação é complexa e foge do escopo deste trabalho.

Conforme Lima *et al.* (2001c) a transformação dos açúcares (glicose) em etanol e gás carbônico (CO₂) é uma sequência ordenada que envolve 12 reações, sendo cada uma delas catalisada por uma enzima específica. Na indústria sucroalcooleira brasileira, utiliza-se a levedura do gênero *Saccharomyces*. (*Saccharomyces cerevisiae*).

As leveduras metabolizam anaerobiamente o substrato (fazem a fermentação alcoólica) a fim de obter energia (na forma de ATP – molécula chamada adenosina trifosfato), para manterem as suas funções fisiológicas básicas (manutenção da vida celular) e para perpetuarem a espécie, através de crescimento celular e multiplicação. Neste sentido, o etanol e o CO₂ são, pura e simplesmente, excretas do processo fermentativo, não possuindo importância metabólica para as leveduras. (FILHO, 2009).

De forma simplificada, pode-se resumir a fermentação nas seguintes etapas:

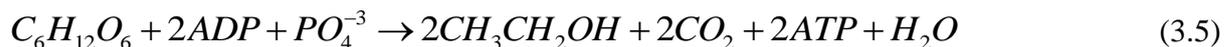
Sacarificação: transformação de substâncias não fermentescíveis em diretamente fermentescíveis



Fermentação alcoólica:



(CAMARGO et al., 1990), ou



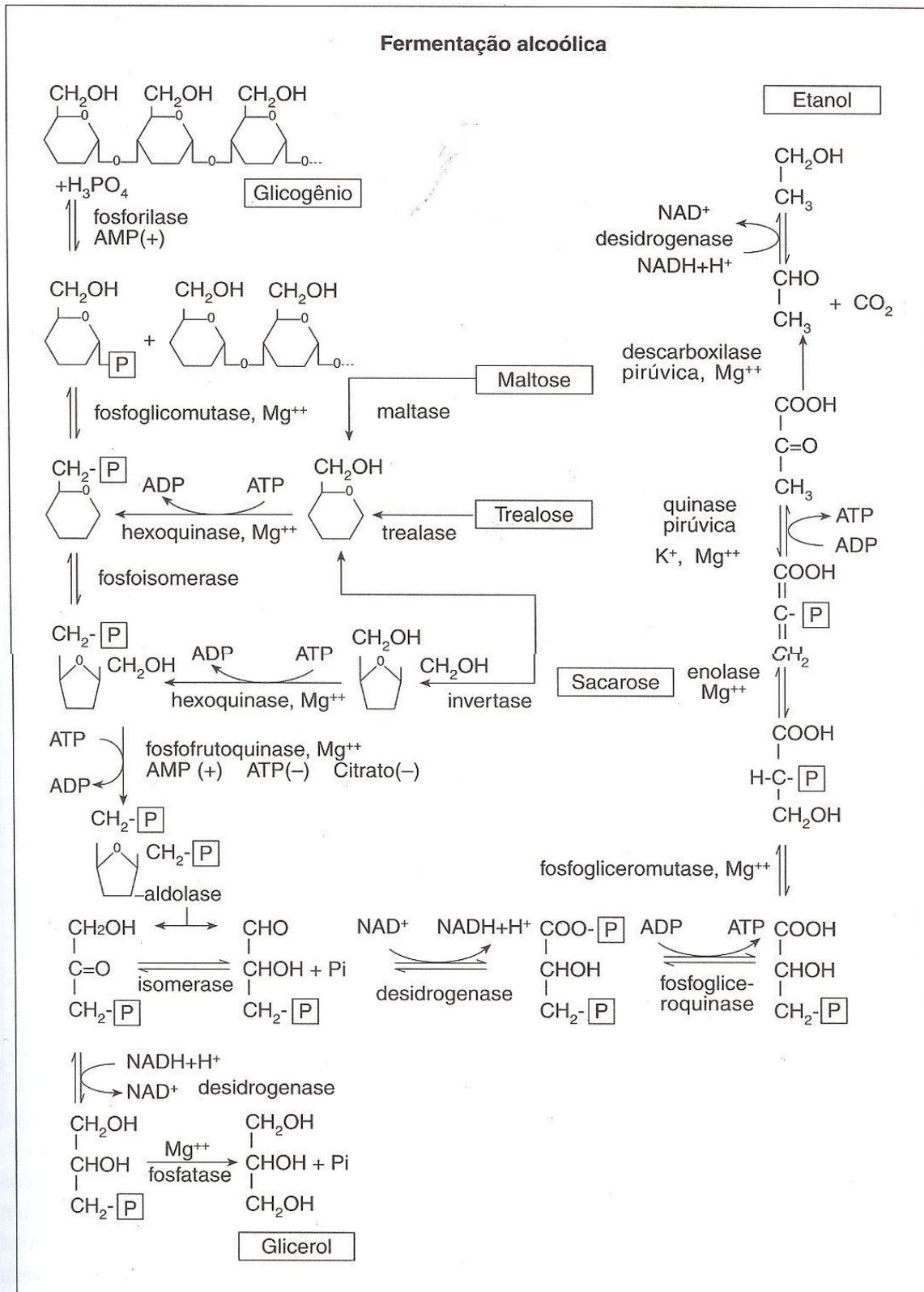
(FURLAN, 2012).

A Eq. 3.4 exprime o processo fermentativo em termos energéticos, ao passo que a Eq. 3.5 apresenta um resumo em termos das moléculas participantes do processo.

O rendimento estequiométrico, pela Eq. 3.5 é de 0,511 g de etanol/g de glicose, de modo que a eficiência da fermentação é a relação rendimento real/rendimento estequiométrico. Normalmente, a eficiência da fermentação gira em torno de 85% a 90%, O rendimento do processo sofre interferência de diversos fatores: temperatura, pH, higiene, concentração de açúcares, preparação do pé-de-cuba, etc. A fermentação gera também, em menores quantidades, glicerina, ácido succínico, álcoois amílico, isoamílico, etc. (CAMARGO et al., 1990).

A Figura 3.3 ilustra o processo completo das etapas da fermentação alcoólica.

Figura 3.3 - A fermentação alcoólica



Fonte: LIMA et al, 2001c.

Em termos do processo, a fermentação é de extrema importância, em especial seu rendimento, uma vez que é nesta etapa que, de fato, ocorre a geração do etanol.

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. A disposição, interligação e dimensão das dornas dependem da quantidade de material a ser processado, do *layout* da planta e do tipo de fermentação empregado, conforme relatado a seguir.

Fermentação contínua

Conforme o nome indica, é o processo no qual há uma corrente contínua de alimentação no biorreator, a uma vazão constante, mantendo-se o volume de reação constante, através de uma retirada também contínua e a vazão constante de material da dorna (LIMA et al, 2001b).

Manter um volume constante é condição fundamental para se obter o estado estacionário (“steady state”) – no caso ideal, no qual nenhuma das variáveis de interesse (concentração de células, substrato e produto) muda no tempo. Isto ajuda se operar os fermentadores contínuos por longos períodos de tempo, tornando a produção, num caso ideal, sem interrupções.

A manutenção de um volume constante no tempo implica em algumas dificuldades, já que isto significa manter vazões iguais na entrada e na saída do reator, o que é, na prática, não trivial. Neste sentido, sistemas de automação e controle são muito úteis. Somando-se a estes problemas, encontra-se também a criação de espuma e “borbulhamento” durante o processo fermentativo (através da produção de CO₂), dificultando a manutenção de um nível constante nos fermentadores.

Comparação do processo contínuo versus o descontínuo (LIMA et al, 2001b).

Vantagens:

- aumento da produtividade do processo (através da redução de tempos mortos e não produtivos: os fermentadores contínuos operam sem pausa);

- caldo fermentado uniforme;
- manutenção dos microorganismos num mesmo estado fisiológico (o que facilita estudos e o conhecimento de regulação metabólica);
- maior facilidade de integração com outros processos contínuos da planta;
- maior facilidade de operação (redução de mão-de-obra) e de controle;
- rendimentos fermentativos altos;
- reciclo de células;
- processo com múltiplos estágios.

Desvantagens:

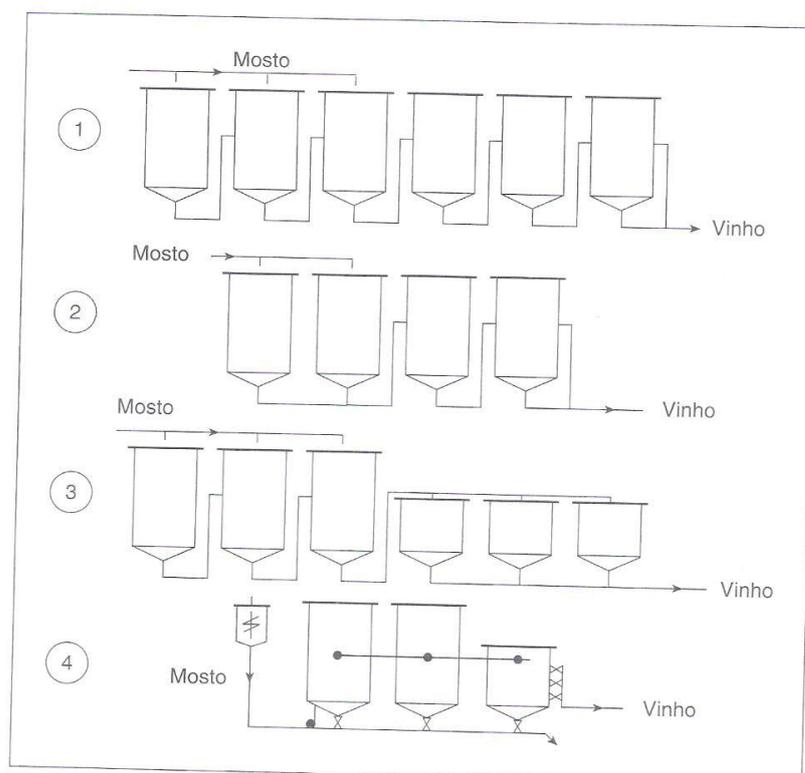
- maior investimento inicial na indústria;
- possibilidade de ocorrência de mutações genéticas seguida de seleção dos mais produtivos;
- maior susceptibilidade à ocorrência de contaminações e infecções (já que se trata de um sistema aberto), exigindo maiores cuidados na assepsia do sistema;
- dificuldade de manutenção da homogeneidade no reator, quando há baixas vazões;
- dificuldade de operar em estado estacionário (formação de espuma, crescimento de microorganismos nas tubulações, etc.).

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.

A Figura 3.4 ilustra alguns tipos de montagens para processos de fermentação contínua.

Figura 3.4 - Esquema de instalações de fermentação contínua



Fonte: LIMA et al, 2001c.

Fermentação Descontínua Alimentada e processo Melle-Boinot

Este processo é o mais utilizado nas usinas brasileiras produtoras de etanol. É conhecido também como processo batelada alimentada.

O processo tipo batelada alimentada pode ser descrito como uma fermentação na qual os nutrientes são adicionados ao biorreator concomitantemente com a ocorrência da fermentação em si. Geralmente, todos os nutrientes são constantemente adicionados gradualmente à dorna, até um determinado volume, e então ela não é mais alimentada, deixando-se o processo fermentativo ocorrer. A vazão de alimentação pode ou não variar no tempo e ainda a alimentação do meio a ser fermentado (chamado também de mosto) pode ser constante ou não. São comuns neste tipo de processo as mudanças de volume nas dornas, devido à atividade biológica, às taxas de evaporação e ao próprio perfil de alimentação de mosto.

Sendo um processo muito flexível e facilmente modificado, é possível o controle da concentração de substrato e também de produto final, fazendo com que haja deslocamento de vias metabólicas que favorecem a obtenção do produto de interesse.

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 microorganismos/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 vinho 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.

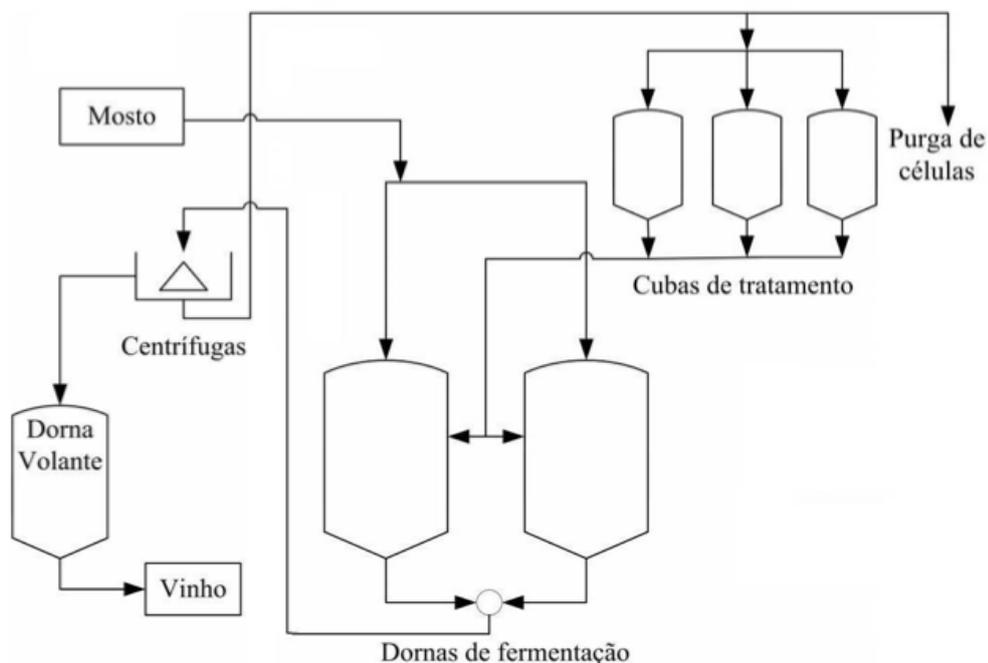
Como se verifica, a batelada alimentada apresenta uma etapa na qual é exatamente igual a um processo descontínuo clássico: quando não há mais alimentação de mosto na dorna. Vantagens do processo de batelada alimentada: flexibilidade de vazão de alimentação, facilidade de assepsia e controle de infecções, controle genético facilitado, etc. (MARTINS, 2009).

Quando há a fermentação segundo bateladas alimentadas com reciclo e posterior tratamento de leveduras, na produção do etanol, tem-se então o processo conhecido como Melle-Boinot (MARTINS, 2009). Este consiste na recuperação das células de levedura de uma dorna após concluída sua fermentação, com posterior reutilização, garantindo não desperdício de fermento e centralização do tratamento de fermento. Vantagens: menor reprodução celular, altos rendimentos, maior “pureza” pelo tratamento com ácido sulfúrico e eliminação de cultura pura (ANDRIETTA, 1994). Desvantagens: a centrifugação não eliminava todos os microorganismos, separando-se somente as de tamanho menor (*cocos* e *micrococos*) e concentrando as de maior tamanho (bastonetes) (AMORIM, 2005 apud MARTINS, 2009).

No processo Melle-Boinot, o conteúdo das dornas após fermentação (vinho levedurado) é enviado a tanques pulmões que alimentam continuamente as centrífugas de fermento. As centrífugas separam a fase mais densa (creme de leveduras – 10%) do vinho delevedurado (90%), este encaminha às dornas volantes para abastecer a destilaria. O creme (leite) de leveduras segue para tratamento, já contendo cerca de 70% de células em volume (FURLAN, 2012). Nas cubas de tratamento, o creme levedurado sofre adição de antibióticos e ácido sulfúrico, após ser diluído (1:1), tornando seu pH entre 2,5 e 3,0 com posterior descanso de cerca de 3h, antes de retornar ao processo (CAMARGO et al., 1990).

A Figura 3.5 representa, esquematicamente, o processo Melle-Boinot.

Figura 3.5 – Esquema simplificado do processo Melle Boinot



Fonte: DIAS, 2008.

3.1.8 Destilação

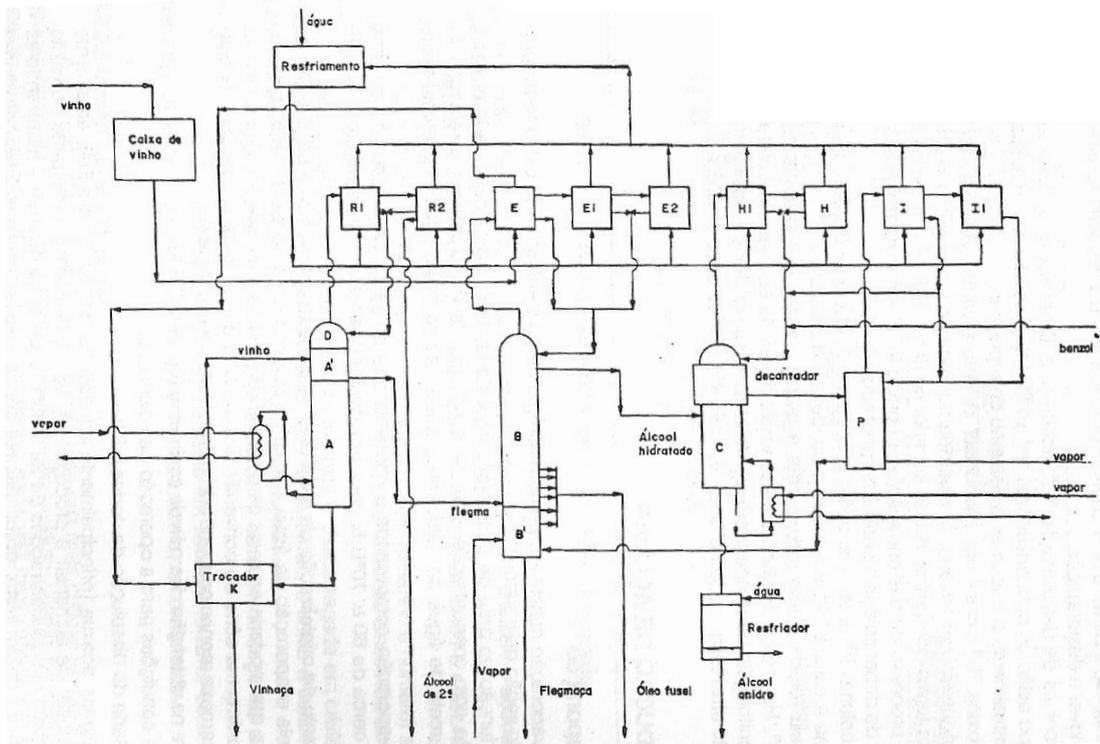
No caso das usinas produtoras de etanol, a destilação objetiva concentrar o etanol, separando-o dos demais componentes do vinho delevedurado, em fase líquida. Esta operação unitária baseia-se, justamente, na diferença de volatilidade entre os componentes de uma mistura líquida homogênea, como água-etanol.

Uma coluna de destilação é um vaso cilíndrico que contém dispositivos internos que promovem o contato líquido-vapor, podendo ser bandejas perfuradas, valvuladas ou com borbulhadores ou até mesmo um leito fixo de enchimento (CAMARGO et al., 1990).

Nas plantas alcooleiras, as colunas, de aço inox, são compostas por gomos que contém uma série de bandejas ou pratos espaçados. O aquecimento é realizado via vapor (vegetal ou de escape) na base das colunas (direta) ou em refterverdores (sem perda de condensado).

A Figura 3.6 busca exemplificar uma montagem industrial da etapa de destilação, conforme será explicado adiante.

Figura 3.6 - Esquema geral de uma destilaria convencional



Fonte: CAMARGO et al., 1990

A destilação, como processo industrial, mostra-se bastante complexo, conforme Figura 3.6. Inicialmente, o vinho vindo da dorna volante possui de 7% a 10% de teor alcoólico (em massa) e sofre aquecimento no condensador “E” e no trocador “K” (vinho-vinhaça). Após, é alimentado no topo da coluna “A1”, esgotando-se em vinhaça (“pé” da coluna “A”). No topo da coluna “A1” encontra-se a coluna “D”, gerando álcoois de “segunda” em seu topo, que condensado e retorna à coluna como refluxo ou é enviado à dorna volante. A coluna “A1” entrega o flegma (concentração de etanol ~50% em volume) às colunas seguintes “B” (retificação) e “B1” (esgotamento). Destas, obtém-se a flegmaça (~0,02% de etanol, em massa) como produto de fundo e o etanol hidratado como produto de topo (~96 °GL), que passa por outra série de condensadores e resfriadores para posterior estocagem ou desidratação (mono-etileno-glicol ou peneiras moleculares). (CAMARGO et al., 1990).

3.1.9 Cogeração de energia elétrica

Conforme discutido na Seção 3.1.5, a produção de etanol gera, como produto intermediário, o bagaço de cana-de-açúcar, obtido na saída das moendas. Tendo umidade próxima a 50% em massa, este material se torna um apropriado combustível para as caldeiras existentes na planta. Desta maneira, a unidade industrial torna-se autossuficiente em vapor de processo e em energia elétrica, podendo ocorrer excedentes disponíveis a venda.

O bagaço é transportado por esteira, na saída das moendas, passando ao alto das caldeiras, onde é dosado para queima em suspensão (com sopro de ar, dentro das câmaras de combustão). Como existem sobras de bagaço (cerca de 10% (TUDESCHINI, 2012)), pode haver realimentação, retirando-se bagaço do estoque para queima.

As caldeiras modernas operam em altas pressões (65 kgf/cm² até 100 kgf/cm²) e elevadas temperaturas (~ 500 °C), com vazões de vapor variáveis de acordo com o balanço da planta. Nesta configuração, normalmente, utiliza-se todo vapor vivo (saída da caldeira) para produção de energia elétrica, com o escape das turbinas sendo utilizado no processo (com ou sem redução). Há algum tempo, a realidade era diferente: existiam caldeiras “menores”, com pressões de 22 a 48 kgf/cm², que tanto produziam vapor para energia quanto diretamente para processo.

O vapor, ao deixar as caldeiras, destina-se ao conjunto tubo-gerador: uma turbina acoplada, via redutor, a um gerador. As turbinas podem ser de condensação (todo vapor torna-se condensado a ser reutilizado nas caldeiras) ou de contra-pressão (com saída de vapor de pressão mais baixa) com ou sem extração (tomada de vapor de menor pressão), dependendo das pretensões do projeto. Geradores típicos são da ordem de 30 MW, podendo haver um ou mais.

Portanto, conforme explanado, as usinas são planta cogedoras, ou seja, utilizam o bagaço para produção de mais de um tipo de energia (térmica, elétrica, mecânica), mostrando seu alto potencial energético.

3.2 Processo de produção de etanol de segunda geração a partir de matérias lignocelulósicas (2G)

3.2.1 Introdução

A utilização de matérias lignocelulósicas para obtenção de etanol anidro e carburante se mostra como na fronteira da adoção de soluções tecnológicas para tal fim. Apesar das condições serem praticamente ideais, no Brasil, para adoção deste tipo de processo, isto ainda não é uma realidade, o que enseja, de fato, aprofundamento nos estudos desta possibilidade. Estima-se que existam cerca de 50 bilhões de toneladas deste material, o mais abundante da Terra (YU; LOU; WU, 2008).

Materiais lignocelulósicos, como o bagaço de cana, apresentam uma alternativa atrativa, já que existem em quantidade, bem como não competem com a produção alimentícia (LARSEN; HAVEN; THIRUP, 2012). Entretanto, a fermentação de materiais lignocelulósicos encontra grandes obstáculos no quesito de viabilidade econômica. Desta maneira, devem-se mensurar os resultados econômicos de plantas de etanol de segunda geração, para que sejam propostas melhorias que reduzam custos de produção, aumentem rendimentos e eficiências. Ademais, as novas tecnologias devem ser passíveis de aumento de escala, para permitir produções em larga escala (LARSEN; HAVEN; THIRUP, 2012).

3.2.2 Composição dos materiais lignocelulósicos

Toda biomassa lignocelulósica, como o bagaço de cana, é composto por polissacarídeos – hemicelulose, celulose; e lignina.

A lignina é um polímero complexo de grupos metoxi e fenilpropânicos, que mantém a estabilidade e coesão das células vegetais (BNDES; CGEE, 2008). Geometricamente tridimensional e altamente ramificada, é o que dá o aspecto tortuoso aos caules (FURLAN,

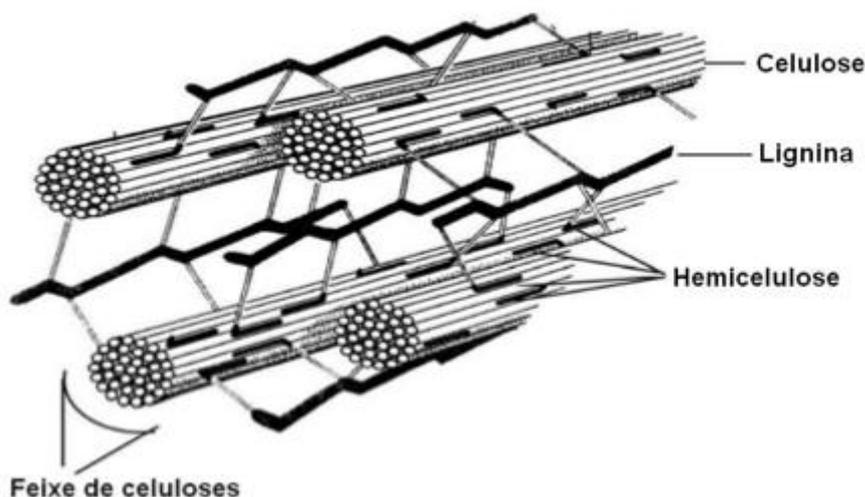
2012), gerando proteção mecânica, química e biológica aos vegetais. Desta forma, os materiais celulósicos devem sofrer tratamento para que a lignina seja separada, permitindo a etapa de hidrólise da celulose e hemicelulose (YAMAN, 2004; YU; LOU; WU, 2008). A fração mássica deste material (10% a 25%) não é de interesse na fermentação alcoólica, já que não apresenta açúcar simples em sua estrutura; porém, pode-se buscar uso como fonte de energia. (BNDES; CGEE, 2008)

Já a fração celulósica (40% a 60% da matéria seca) apresenta-se como um polímero linear do dímero glicose-glicose (celobiose), sendo que sua hidrólise gera os monômeros de glicose, passíveis de serem fermentados pelas *Saccharomyces cerevisiae*. (BNDES; CGEE, 2008). A união das moléculas de glicose se dá por ligações β -1,4-glicosídicas. (FURLAN, 2012).

Por fim, a hemicelulose abrange de 20% a 40% da fração mássica do material e é constituída de uma cadeia principal de xilose (ligações β -1,4 também) com várias ramificações de arabinose (pentose como a xilose), manose, galactose, glicose (hexoses) e ácido glicurônico. A hemicelulose encontra-se associada à celulose nas paredes celulares, ligando a celulose à lignina. (FURLAN, 2012) A hidrólise da hemicelulose é mais fácil, em comparação com a da celulose, apesar de que o processo fermentativo de pentoses (oriundas da hemicelulose) não é tão desenvolvido quanto da glicose (hexose – constituintes da celulose) – necessidade de organismos geneticamente modificados; fermentação por *Pichia stipitis*; conversão da xilose em xilulose, etc (BNDES; CGEE, 2008; FURLAN, 2012).

A Figura 3.7 ilustra a estrutura básica dos materiais lignocelulósicos.

Figura 3.7 – Estrutura básica dos materiais lignocelulósicos



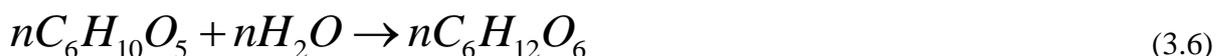
Fonte: YU; LOU; WU, 2008.

3.2.3 Hidrólise de materiais lignocelulósicos e seus pré-tratamentos

Conforme visto na secção anterior, a biomassa lignocelulósica (entre elas, o bagaço) é constituída de material não fermentescível *in natura*. Portanto, necessita-se “desmontar” a estrutura original da celulose e, se possível, da hemicelulose, em seus açúcares constituintes (pentoses e hexoses), passíveis de fermentação por *Saccharomyces cerevisiae*. Ou seja, o processo de produção de etanol a partir de biomassa lignocelulósica demanda a transformação da celulose e hemicelulose em seus respectivos monômeros (glicose e xilose) (SILVA, 2011). Além disto, ao contrário dos processos termoquímicos, a composição e a estrutura da biomassa tem forte influência na natureza e nos rendimentos dos processos de hidrólise e fermentação (BNDES; CGEE, 2008). Todo o acima exposto é obtido através da hidrólise do material lignocelulósico.

Entretanto, anteriormente à hidrólise, necessita-se proceder em pré-tratamentos da matéria a ser hidrolisada. Isto porque, sem nenhum pré-tratamento, a conversão da celulose em açúcares seria extremamente lenta uma vez que a celulose é protegida por uma matriz de lignina e hemicelulose, ou seja, o pré-tratamento é necessário para aumento do desempenho da hidrólise (GALBE et al., 2002 apud CARLI, 2011). Ademais, os materiais lignocelulósicos são, *in natura*, resistente à bioconversão, sendo essencial seu pré-tratamento para acessibilidade dos agentes hidrolíticos à celulose (SILVA, 2011).

A etapa de hidrólise propriamente dita pode ser representada pela Eq. 3.6 abaixo, na qual se observa a conversão da celulose em glicose, catalisada por ácido diluído, concentrado ou enzimas (celulases) (BNDES; CGEE, 2008)



Obs.: os tipos de hidrólise serão apresentados a seguir.

Tanto na hidrólise ácida concentrada, como na diluída, ocorrem dois estágios para aproveitar as diferenças entre a hemicelulose e a celulose. O primeiro envolve a hidrólise da

hemicelulose, conduzida de acordo com o pré-tratamento adotado. No segundo estágio, temperaturas mais altas são aplicadas, buscando otimizar a hidrólise das frações celulósicas (DIPARDO, 2000 apud BNDES; CGEE, 2008).

Conforme comentado previamente, o processo hidrolítico pode ser realizado das seguintes maneiras:

Hidrólise - ácido diluído: empregado com maior frequência, já que causa menos problemas ao equipamento e não necessita de sistemas de recuperação de ácido. Este processo apresenta tempos de reações baixos, facilitando o uso em processos contínuos, além de ser performado sob condições de alta temperatura e pressão (BNDES; CGEE, 2008), requerendo equipamento especial. Neste caso, ocorrem duas reações sequenciais: a primeira é a hidrólise da celulose e da hemicelulose, gerando pentoses (C5) e hexoses (C6). A segunda é a degradação de tais açúcares, produzindo, entre outros compostos, o furfural – tóxico para certos microorganismos. As condições deste último estágio causam a diminuição final do rendimento de sacarificação (FURLAN, 2012).

Hidrólise – ácido concentrado: utiliza-se, aqui, ácidos minerais fortes, como o ácido sulfúrico, o clorídrico e o fosfórico, em condições mais amenas de temperatura e pressão, sendo o *trade-off* o aumento nos tempos de reação (horas). Como requer equipamentos altamente resistentes à corrosão e sistemas de recuperação dos ácidos, esta opção acarreta aumento dos custos operacionais e de investimento nas plantas industriais. Apresenta como vantagem a geração de menores quantidades de inibidores, como sub-produtos (SILVA, 2011; FURLAN, 2012). Entretanto, as hidrólises ácidas (diluído ou concentrado) podem gerar mais inibidores que a hidrólise enzimática (a seguir).

Hidrólise por via enzimática: em vista dos altos investimentos necessários nas hidrólises ácidas, outrossim, das questões ambientais, há um grande esforço em se desenvolver a hidrólise da biomassa por via enzimática. Nesta, as reações são catalisadas por enzimas celulolíticas (celulases) – na realidade, um *pool* de enzimas específicas, composto por endoglucanases, exoglucanases e β -glucosidades (PHILIPPIDIS; SMITH, 1995 apud BNDES; CGEE, 2008). O processo enzimático é conduzido em condições mais brandas que as ácidas – pH 4,8 e temperaturas entre 45 e 50 °C – necessitando de equipamentos menos robustos. (SILVA, 2011). O complexo enzimático é obtido pelo cultivo do fungo *Trichoderma* em material celulósico (CAMARGO et al., 1990). Vantagens da hidrólise

enzimática: custo de implantação e utilidades menores; maiores rendimentos; possibilidade de fermentação simultânea à sacarificação; menores custos de manutenção (BNDES; CGEE, 2008); não utilização de ácidos (menores custos, produtos e equipamentos mais baratos e de menor impacto ambiental).

O Quadro 3.2 resume as diferentes características para os diversos tipos de hidrólise.

Quadro 3.2 – Comparações das condições e desempenho das hidrólises (HAMELINCK et al., 2005 apud SILVA, 2011 - modificado)

Processo	Insumo	Temperatura	Tempo	Sacarificação
Ácido Diluído	< 1% H ₂ SO ₄	215°C	3 min	50-70%
Ácido Concentrado	30-70% H ₂ SO ₄	40°C	2-6 h	90%
Enzimático	Celulase	40-48°C (até 50°C)	1,5 dias	75-95%

Pré-tratamentos

Da maneira como citado anteriormente, qualquer um dos tipos de hidrólise a ser realizada necessita de um pré-tratamento. Um pré-tratamento adequado aumenta a área de superfície do substrato, reduz a cristalinidade da celulose e desorganiza o complexo lignocelulósico (SZCZODRAK et al., 1996 apud CARLI, 2011). Além disto, as eficiências enzimáticas, de conversão de etanol e todo o processo subsequente dependem de um pré-tratamento eficaz e adequado.

De forma geral, a primeira etapa é o pré-tratamento mecânico da matéria-prima, no caso, bagaço, que busca a limpeza e “quebra” do material, expondo sua estrutura interna aos agentes químicos e biológicos posteriores. Em seguida, remove-se a lignina e hidroliza-se a hemicelulose (denominado pré-tratamento).

Os pré-tratamentos podem ser divididos em:

- físicos: cominuição do material celulósico por moedores de vários tipos, aumento a área de exposta para ação das enzimas; (CARLI, 2011).
- biológicos: uso de fungos para solubilizar a lignina. Apresentam baixos rendimentos, lentidão e baixa experiência em seu uso. (CARLI, 2011).
- químicos e físico-químicos: explosão a vapor, AFEX (*Ammonia Fiber Explosion*), ácido, solventes de lignina, alcalinos, etc.

Na sequência, alguns tipos de pré-tratamentos são detalhados:

Explosão a vapor: também conhecido autohidrólise, trata-se da técnica de submeter o material lignocelulósico ao repentino aquecimento por vapor de alta pressão, sem adição de químico, seguido de descompressão explosiva. Tal vapor encontra-se a ordem de 200 °C e 3 MPa. Tal condição é mantida por um determinado tempo, até redução à pressão atmosférica. Com isto, a lignina e a hemicelulose se degradam, aumentando o acesso à celulose (CARLI, 2011; SUN; CHENG, 2002 apud FURLAN, 2012). A hemicelulose pode ser hidrolisada pelo ácido acético neste tipo de pré-tratamento.

Método *organosolv*: método baseado na utilização de solventes orgânicos (misturas de etanol, metanol, acetona, etc.) recuperáveis para solubilização/separação da lignina (CARLI, 2011). Em um de seus usos, a retirada da lignina se dá pela utilização de uma solução aquosa de etanol (~200 °C e altas pressões) (PAN et al., 2005). A fase líquida contém o solvente, a lignina dissolvida, a hemicelulose e outros solúveis. Num flash, recupera-se o solvente e os demais componentes em fase sólida – posteriormente dissolvida em água, com separação da lignina (filtrada, por se insolúvel em água). Os açúcares da hemicelulose podem ser purificados e utilizados (PAN et al., 2005).

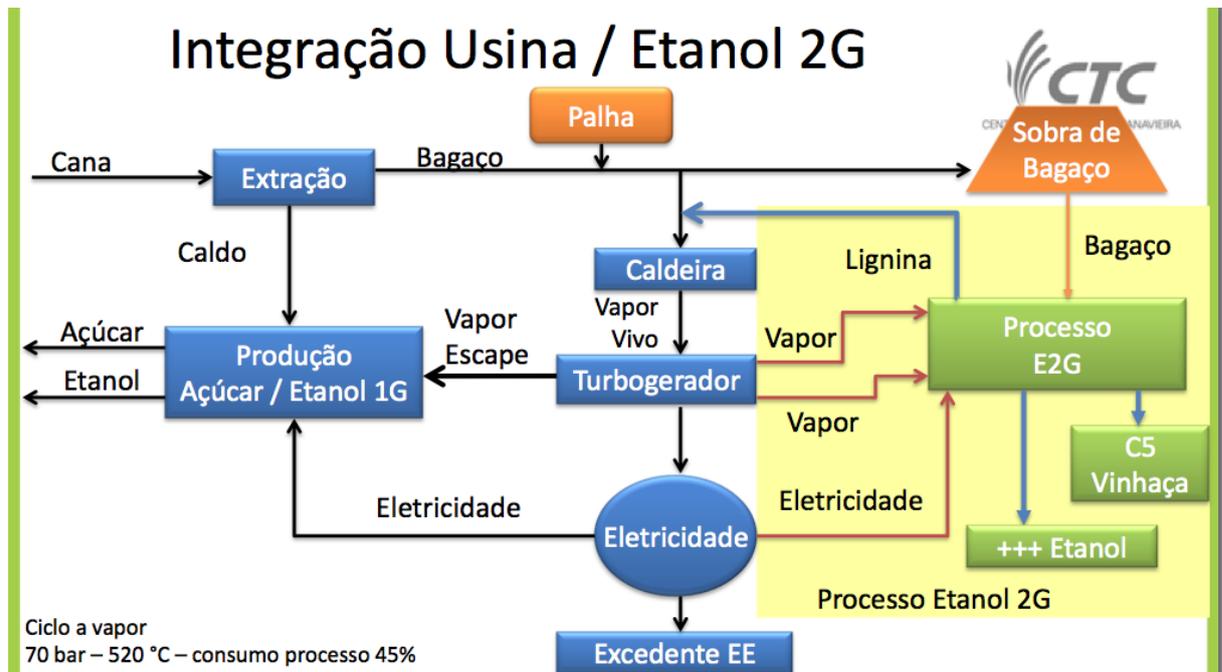
Explosão com vapor de amoníaco (*AFEX – Ammonia Fiber Explosion*): faz-se uso de amônia líquida (recuperável) a alta temperatura e pressão (1 a 2 kg amônia/kg biomassa seca a 90 °C), colocada em um vaso de pressão com a matéria lignocelulósica, sendo a mistura submetida a uma brusca redução de pressão (como na explosão a vapor). Em materiais com baixo teor de lignina, pode-se chegar a eficiência de ~90%, ao passo que biomassa com maiores quantidades de lignina, o método apresenta baixa eficiência (~50%) (SUN; CHENG, 2002 apud FURLAN, 2012).

Ácido: vários podem ser os tipos de ácidos utilizados: sulfúrico, fosfórico, nítrico ou hidrocloreídrico, tanto concentrados como diluídos, a fim de se melhorar a posterior etapa de hidrólise da celulose. Neste tópico, o pré-tratamento com ácido diluído é o mais empregado e estudado (CARLI, 2011). Dependentemente do substrato e das condições usadas, entre 80% e 95% dos açúcares presentes na hemicelulose podem ser recuperados (BALAT, 2008 apud CARLI, 2011). Segundo NASCIMENTO (2011, apud CARLI, 2011), uma das vantagens do pré-tratamento ácido é a solubilização da hemicelulose.

Concluindo-se, após as etapas de pré-tratamento e hidrólise, as hexoses (glicose, principalmente) estão aptas a serem enviadas à fermentação, conforme processo já conhecido, a menos da lignina, não passível de sofrer processo fermentativo, podendo ser utilizada como material combustível.

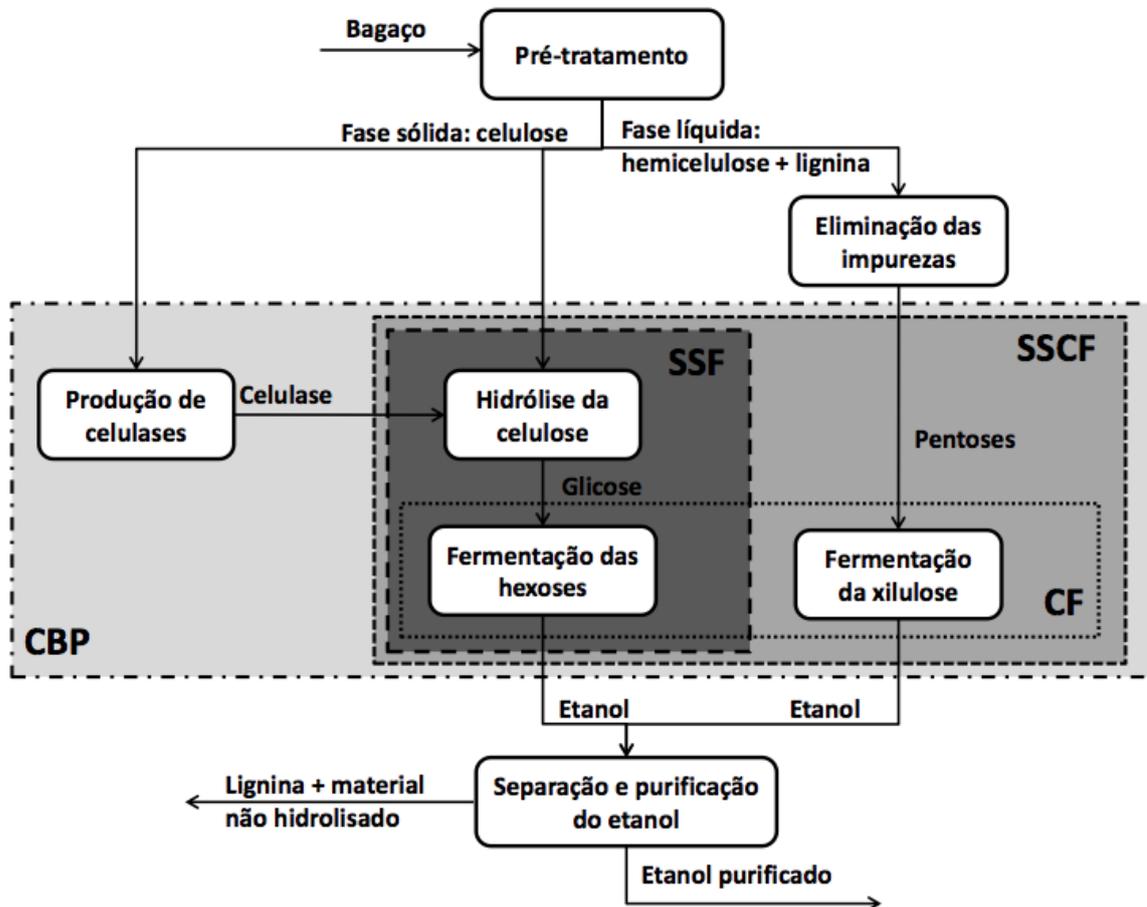
As Figura 3.8 apresenta o diagrama esquemático de uma usina produtora de etanol 1G (e açúcar) acoplada à unidade produtora de etanol 2G. Já a Figura 3.9 mostra o panorama completo da produção de etanol a partir de bagaço de cana-de-açúcar.

Figura 3.8 – Integração entre usina de álcool (1G) e açúcar e planta de etanol 2G



Fonte: <http://www.ethanolsummit.com.br/arquivos/apresentacoes-dia-27/sala-mercados-investimentos/helcio-laminica.pdf> (acesso em 10/07/2013)

Figura 3.9 – Diagrama de blocos para o processo de produção de etanol a partir de biomassa. As linhas pontilhadas delimitam etapas que podem ser realizadas simultaneamente em um único reator: SSF – sacarificação e fermentação simultâneas; CF – co-fermentação; SSCF – sacarificação e co-fermentação simultâneas; CBP – Bioprocesso consolidado.



Fonte: CARDONA; SÁNCHEZ, 2007 apud FURLAN, 2012.

A viabilidade econômica da obtenção de etanol a partir de materiais lignocelulósicos exige pesquisa e amadurecimento de alguns itens que, quando dominados, certamente indicarão a vantagem, e até necessidade, de se produzir etanol 2G. Tais itens são: diminuição de custos das enzimas celulolíticas; desenvolvimentos de processo de pré-tratamento menos onerosos e de menor consumo energético; otimização das etapas de sacarificação e fermentação; aproveitamento dos co-produtos de processo, basicamente pentoses e lignina (CAMARGO et al., 1990).

3.3 Análise de retorno e viabilidade econômica de projetos

3.3.1 Introdução

Ao se adotar um projeto em detrimento de outro, alguns critérios devem ter sido utilizados para gerar o embasamento nos agentes tomadores de decisão. Logicamente que diversos fatores, entre eles os subjetivos e intangíveis, podem influenciar numa tomada de decisão, entretanto, é fundamental a criação, adoção, estudo e consideração de ferramentas objetivas que permitam as mais precisas decisões. Neste sentido, tais ferramentas devem ter um sólido embasamento, capturando, em seu computo, a maioria das variáveis (conhecidas, desconhecidas e contingenciadas) presentes na elaboração e execução de um projeto.

É exatamente neste contexto que se inserem os estudos de viabilidade. Através destes, é possível contribuir na decisão de ir ou não adiante com um determinado projeto, obviamente fundamentado sobre determinadas premissas. Além disto, pelo estudo de viabilidade técnico-econômica, pode-se sugerir alternativas à propositura inicial, como alterações de premissas (caso seja conveniente), questionamentos sobre a possibilidade e conveniência de se executar o próprio projeto.

Um efetivo estudo de viabilidade técnico-econômica (viabilidade, por simplicidade), retornará aos gestores/"decisores" algumas respostas: possibilidade da existência do projeto, benefícios que os *outputs* do mesmo podem oferecer; possíveis alternativas; determinação da melhor alternativa (via pesquisas operacionais e otimizações). Dessa maneira, minimamente, após o escrutínio de um estudo de viabilidade, a propositura original é aperfeiçoada.

3.3.2 Tipos de viabilidade

Viabilidade implica em algo fazer sentido (ser viável), sob determinado critério. Assim, um projeto pode ser viável sob um critério, mas não quando outro é considerado e vice-versa. (Ex.: pode-se obter a mais adequada solução técnica para um problema, mas a

mesma não ser interessante economicamente a longo prazo). Portanto, deve-se destacar qual tipo de teste de viabilidade está se considerando, para cada caso.

A **viabilidade operacional** busca medir o grau de adequação da solução para o problema, capturando também qual o “conforto de limites” dos envolvidos no projeto. Assim, avalia-se, neste caso, a urgência do problema, a aceitação da solução, a pertinência de se resolver e se isto funcionará, possibilidade do sistema proposto poder ou não funcionar, etc.

Já a **viabilidade técnica** é uma medida da praticidade de uma determinada solução técnica ser implementada, bem como a existência e disponibilidade dos recursos necessários. Desta forma, propõe-se verificar se a solução ou tecnologia é factível e está disponível, podendo ser adquirida ou desenvolvida, se o conhecimento já é detido pelos envolvidos, qual o perfil a ser adotado (tecnologias maduras vs. estado da arte).

No caso da **viabilidade de cronograma**, dados o conhecimento técnico e recursos, deseja-se investigar quais são os prazos disponíveis/obrigatórios e até mesmo desejados para que determinado projeto faça sentido. Ponto de atenção: não cumprimento do cronograma é reprovável, porém, cumprimento com falhas é ainda pior!

Finalmente, tem-se a **viabilidade econômica**. Sendo a de maior atenção e, portanto, mais crítica, consiste em julgar os possíveis benefícios da implantação do projeto são ou não vantajosos e atende aos interesses pretendidos. Assim que os requisitos, premissas e *outputs* sejam determinados, aquele que analisa pode levar em consideração os custos e benefícios de cada alternativa (análise de custo-benefício).

No presente trabalho, ater-se-á somente nas análises de viabilidade econômica, sobre determinados critérios matemáticos abordados a seguir.

3.3.3 Utilização de modelos

Uma das partes essenciais de qualquer projeto é a modelagem do mesmo, ou seja, a transposição de toda problemática em um *modelo* representativo (até mesmo parcial, desde que o que se busca esteja ali inserido), baseado nas *premissas* definidas.

Modelos podem ser classificados como físicos, esquemáticos ou matemáticos. Modelos físicos são a representação real do objeto de estudo. Modelos esquemáticos são, usualmente, utilizados em problemas de procedimentos e/ou organizacionais (ex.:

organograma de uma empresa). Por fim, os modelos matemáticos são abstrações, nos quais símbolos são substituídos por entidades físicas. Pelo fato dos modelos matemáticos servirem muito bem para explicar sistemas de natureza operacional (projetos industriais, por ex.), estes terão ênfase na análise de viabilidade econômica (FABRYCKY; THUESEN; VERMA, 1998).

Um modelo para tomada de decisão é essencialmente uma ferramenta que relaciona duas classes de variáveis, que alteram o funcionamento do sistema como um todo. Quando um modelo de uma situação é formulado, a relação entre as variáveis controláveis, incontroláveis e do sistema são explicitamente conhecidas. Pode-se, dessa forma, escolher valores para as variáveis controláveis de forma mais precisa do que se tentar estimar os números das variáveis de saída. É totalmente estabelecido que o grau de acerto aumenta consideravelmente quando se estimam os valores das variáveis das quais um parâmetro de saída depende. Quase todas modelagens destinam-se à predição e/ou controle (FABRYCKY; THUESEN; VERMA, 1998).

Um ponto fundamental em qualquer modelagem é o teste de aderência à realidade. Através de comparações com dados experimentais/realizados, pode-se atestar a qualidade do modelo proposto, alterando-o, se necessário. Contudo, testar a realidade (experimentação direta) de todos os casos possíveis para uma determinada situação pode ser impraticável. Neste sentido que se lança mão das simulações – permite determinar como certas variações nos parâmetros controláveis afetam o resultado final. Apesar de trazer respostas parciais, as simulações e modelagem traz um caráter quantitativo para a tomada de decisão.

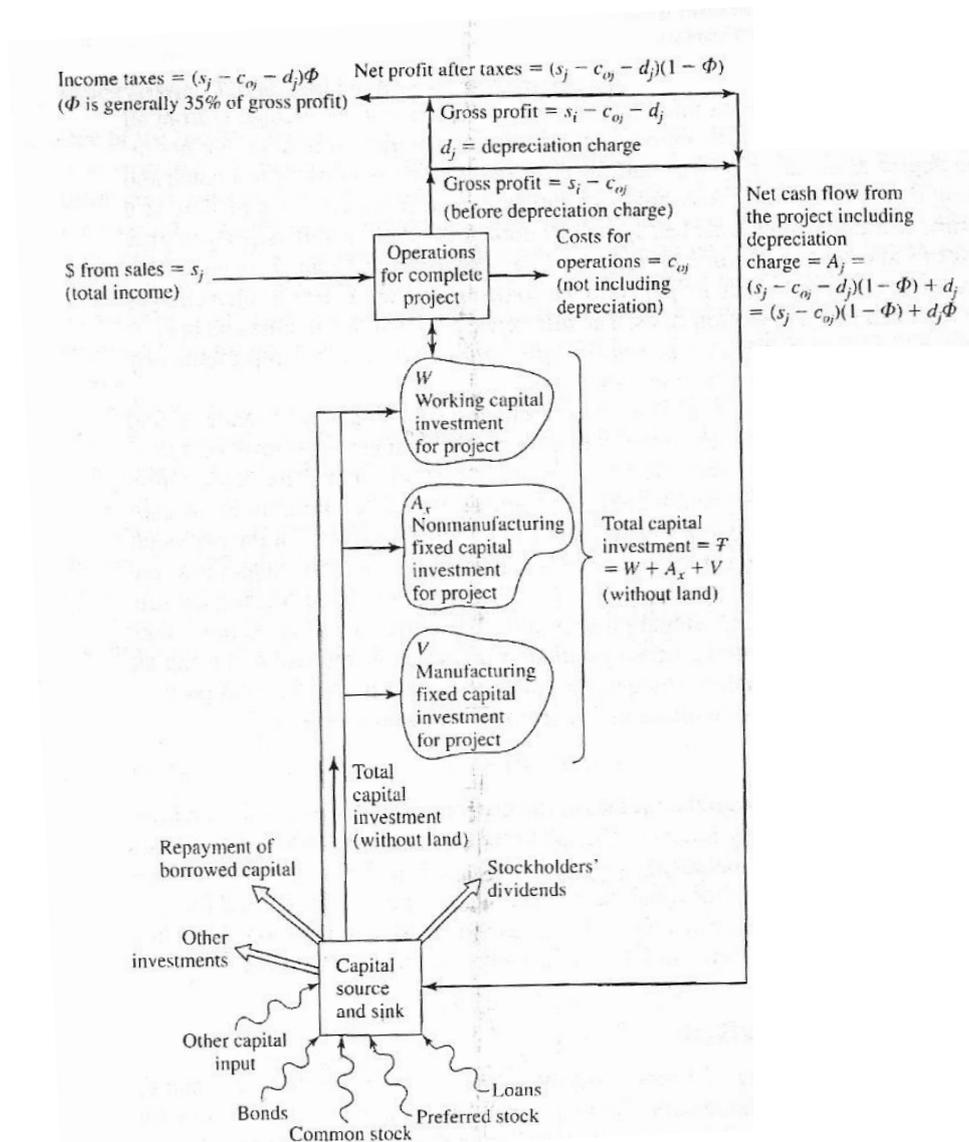
3.3.4 Modelagem por fluxo de caixa

Nos estudos de retorno e viabilidade econômica, a modelagem mais utilizada é via fluxo de caixa, que se relaciona perfeitamente com indústria produtoras de etanol (caso deste trabalho). Isto porque, um projeto de unidade industrial deve representar uma empresa que produz certo produto, o vende e tem, com isto, receitas, necessitando, para tal, um montante de recursos a serem investidos (equipamentos, instalações, etc.) e disponíveis para manutenção da operação. Espera-se que o resultado líquido (receitas – despesas) seja positivo.

Obs.: em todo trabalho, os conceitos de caixa e competência (contábil) serão tomados como iguais, por hipótese simplificadora. Assim, caixa livre e lucro; DRE (demonstrativo de resultado) e fluxo de caixa (ex.) serão tomados como sinônimos.

Como em um balanço mássico, os recursos financeiros se conservam: todo montante ingressante no sistema sofre consumo, com saídas, de modo que pode haver acúmulo ou déficit. A Figura 3.10 ilustra este fluxo.

Figura 3.10 – Diagrama representativo de um fluxo de caixa industrial



Fonte: (PETERS; TIMMERHAUS; WEST, 2003)

Devem-se computar todos os fatores de entrada de recurso, os de saída, os geradores e os consumidores. Os de entrada são: aumento de endividamento, empréstimos, aumento de capital, etc. Os de saída são: pagamento de dividendos aos acionistas, serviços da dívida, compra de ações, etc. Os geradores são as vendas de produtos (caso das indústrias) e os

consumidores são investimentos e despesas correntes de operação. Ao capital necessário para promover os investimentos iniciais e de melhorias, etc. dá-se o nome de CAPEX(s) (*Capital Expenditure*). Os dispêndios operacionais correntes nomeiam-se OPEX(s) (*Operational Expenditure*).

Dessa forma, o fluxo de caixa nada mais é do que o resultado, em linha final, do balanço de entrada e saídas dos recursos financeiros no projeto/empresa, para cada período de operação (dia, mês, ano – mais usual, quinquênio, etc.). Evidentemente, cada modelo de negócio tem suas peculiaridades, de modo que cada modelagem de fluxo de caixa apresenta diferenciados componentes. Ex.: uma instituição bancária tem componentes de fluxo de caixa diferentes do de uma indústria papelreira.

Outro ponto necessário de ser salientado é o *custo de capital*. Conforme comentado, existem diversas fontes de capital a ser empregado num negócio (empréstimos, vendas de ações, fundos corporativos, etc.). Os detentores destes recursos cobram pelo seu uso: acionistas requerem pagamento de dividendos e/ou valorização de suas ações, instituições bancárias incluem juros a serem pagos, etc. Desta maneira, todo capital vem com um custo, a ser determinado pela expectativa de retorno (ou taxa de juros) e o tempo de seu emprego. Rigorosamente, estas despesas devem ser incorporadas no fluxo de caixa considerado (projeto, empresa, negócio, etc.), uma vez que são “sumidouros” de caixa. Segundo PETERS (TIMMERHAUS; WEST, 2003), neste ponto, duas alternativas se apresentam: i) nenhum custo de capital é assumido: assume-se que todo capital é interno ou não se dispõe de informações completas para seu cômputo; e ii) custo sobre o capital é considerado parcial ou totalmente, com taxas de juros conhecidas. No atual trabalho, uma ressalva será feita neste sentido, a ser detalhada mais a frente.

Com o fluxo de caixa montado (real ou projetado), é possível se proceder na análise matemática do mesmo, determinando-se, através de funções e critérios específicos, se um projeto apresenta ou não viabilidade econômica.

3.3.5 Valor presente líquido e taxa interna de retorno

Conforme FABRYCKY (THUESEN; VERMA, 1998) aponta, todo recuso financeiro tem um valor no tempo. Isto se dá, pois, uma unidade monetária no tempo atual dá a

oportunidade de investimento (a certa taxa) com risco baixo, que aumentará o valor do total atual a ser investido. É sobre este conceito que se tem o chamado “valor do dinheiro no tempo” – a relação tempo x taxa.

Assim, a uma determinada taxa i , a juros compostos, o valor de um montante atual F_0 será, após um tempo t :

$$F = F_0 (1 + i)^t \quad (3.7)$$

para um único pagamento. A Eq. 3.7 pode ser resolvida também para F_0 , caso os demais termos sejam conhecidos. (FABRYCKY; THUESEN; VERMA, 1998).

Já para a determinação do valor único futuro que seria acumulado por uma série de pagamentos iguais ocorrendo ao final de subsequentes períodos de incorrência de juros, tem-se a Eq. (3.8):

$$F = \sum_{n=0}^t F_0 (1 + i)^n \quad (3.8),$$

que também pode ser resolvida para F_0 , em analogia ao caso anterior.

Com o fluxo de caixa construído, é possível se proceder no cálculo de dois outros parâmetros: o valor presente líquido (VPL) e a taxa interna de retorno (TIR) do fluxo em questão.

O VPL depende apenas dos fluxos de caixa e do custo de oportunidade do capital (BREALEY; MYERS E ALLEN, 2008 apud PINTO, 2010), já que reconhece o valor temporal do dinheiro. O valor presente líquido é o valor líquido equivalente no presente que representa a diferença entre os desembolsos e suas respectivas receitas de um fluxo de caixa de determinado investimento em diferentes anos, para uma dada taxa de desconto. O objetivo é se escolher a alternativa de projeto com o maior VPL. A determinação do VPL envolve a conversão de cada fluxo final de caixa de cada ano do projeto para seu valor presente e a soma de todas estas parcelas (FABRYCKY; THUESEN; VERMA, 1998). Ou seja, o VPL pode ser calculado por:

$$VPL = \sum_{n=0}^t \frac{F_n}{(1+i)^n} \quad (3.9)$$

Sendo, F_n = fluxo final de caixa para determinado ano n (positivo ou negativo); i = taxa de atratividade (desconto ou atratividade) e n = número de períodos (anos) de análise do projeto.

Outra ferramenta, mais complexa, de análise de propostas de investimentos é a chamada Taxa Interna de Retorno (TIR). É a taxa de desconto que iguala, em um único momento temporal, os fluxos de entrada e saída de caixa, ou seja, trata-se da taxa que traz o VPL à nulidade (KASSAI; CASANOVA; SANTOS E ASSAF NETO, 2005 apud PINTO, 2010). Dessa forma, a TIR é a taxa i raiz da equação:

$$0 = \sum_{n=0}^t \frac{F_n}{(1+TIR)^n} \quad (3.10)$$

Sendo, F_n = fluxo final de caixa para determinado ano n (positivo ou negativo); TIR = taxa interna de retorno e n = número de períodos (anos) de análise do projeto.

A análise decisória indica que se deve considerar o investimento atraente, sob o critério da TIR, caso esta seja maior ou igual à uma taxa mínima de atratividade (TMA) (KASSAI; CASANOVA; SANTOS E ASSAF NETO, 2005 apud PINTO, 2010), definida pelo investidor, considerando suas expectativas em relação ao projeto e percepção de risco. Normalmente, avaliam-se projetos por 10 anos. Consideram-se, para todos os casos, somente investimentos no primeiro ano (pré-operacional). Do ponto de vista do VPL, para se ter o projeto aceitável, VPL deve ser positivo ($VPL > 0$) e, em uma comparação, aceita-se o projeto com maior VPL.

Trabalha-se com ambas TIR e VPL, de forma que, caso haja conflito nas conclusões, deve-se seguir a regra do VPL (HAWAWINI E VALLET, 2009 apud PINTO, 2010).

Portanto, montar-se-á os fluxos de caixa para cada um dos casos/cenários de interesse, calculando-se o VPL e TIR para cada um deles. O projeto mais viável será determinado segundo os critérios discutidos acima.

Como exemplificação, o Quadro 3.3 apresenta um esquema de fluxo de caixa típico de uma unidade industrial alcooleira, o que torna tal projeto passível de cálculo de TIR e VPL.

Quadro 3.3 – Fluxos de caixa para caso genérico j (1, 2 ou 3).

	Ano 0	Ano 1	Ano 2	Ano 3	Ano 4	Ano 5
Saldo inicial	0	S_{i1}	S_{i2}	S_{i3}	S_{i4}	S_{i5}
Receitas Operacionais	0	R_1	R_2	R_3	R_4	R_5
Custos Operacionais	0	C_1	C_2	C_3	C_4	C_5
Despesas com vendas	0	DV_1	DV_2	DV_3	DV_4	DV_5
Despesas Administrativas	0	DA_1	DA_2	DA_3	DA_4	DA_5
Resultado Financeiro	0	RF_1	RF_2	RF_3	RF_4	RF_5
IR/CSSL	0	IR_1	IR_2	IR_3	IR_4	IR_5
Dividendos	0	Di_1	Di_2	Di_3	Di_4	Di_5
Depreciação	0	De_1	De_2	De_3	De_4	De_5
Investimento	I_0	0	0	0	0	0
Total	F_0	F_1	F_2	F_3	F_4	F_5
Saldo Final	S_{f0}	S_{f1}	S_{f2}	S_{f3}	S_{f4}	S_{f5}

Obs.: Foram considerados somente 5 anos para efeito de exemplificação

TMA = 12 a 15%

VPL $_j$ dada pela equação 3.9;

TIR $_j$ dada pela equação 3.10.

3.4 Modelagem e simulação computacional

3.4.1 O *software* EMSO

O EMSO (*Environment for Modeling Simulation and Optimization*) é um *software*, de desenvolvimento brasileiro iniciado em 2001, escrito em C++, conforme próprio nome indica, permite que se modelem, simulem e otimizem processos genéricos de sistemas dinâmicos (SOARES; SECCHI, 2003a, tradução nossa). EMSO é baseado em equações, apresentando linguagem interna de modelagem orientada a objetos, permitindo herança e composição (FURLAN, 2012). Herança permite construção de modelos complexos a partir de mais

elementares, enquanto o conceito de composição permite criar modelos complexos utilizando-se vários outros mais simples (RODRIGUES; SOARES; SECCHI, 2010).

Na linguagem do *software* EMSO, existem três entidades principais: modelos, equipamentos (industriais) e fluxogramas. Os modelos são descrições matemáticas de determinado equipamento; um equipamento é elemento de um modelo e o fluxograma representa o processo a ser analisado, que é composto por uma série de equipamentos. (SOARES; SECCHI, 2003a, tradução nossa). Desta maneira, verifica-se evidentemente que tal *software* é de extrema utilidade para atingimento dos objetivos anteriormente propostos. Ademais, a presença de uma interface gráfica para o usuário torna a montagem/representação dos fluxogramas de processos industriais muito mais simplificados e diretos.

3.4.2 Otimizações

Apesar de não serem diretamente usada atual trabalho, o *software* EMSO apresenta uma ferramenta de extrema utilidade em projetos de modelagem e simulação. Trata-se das otimizações (de variáveis, de funções-objetivo, etc.). O processo de otimização utiliza informações obtidas ao variar os pontos de operação utilizados a fim de propor melhorias e, assim, diminuir o número de tentativas necessárias (FURLAN, 2012).

Haupt e Haupt (1998 apud FURLAN, 2012) classificam os problemas de otimizações em:

1. Por função: quando a formulação matemática já é conhecida, sendo possíveis certas manipulações de tais funções. Na contramão encontra-se o método de tentativa e erro – julga-se a saída para cada tentativa da entrada;
2. em relação às variáveis e suas quantidades – uni ou multi-dimensional;
3. casos dinâmicos ou estáticos: estabelecidos em relação à dependência das variáveis com o tempo, o que pode aumentar a complexidade do sistema;

4. discretos ou contínuos: dependendo do domínio numérico em que as variáveis encontram-se (conjunto discreto – somente alguns valores podem ser assumidos; conjunto contínuo – infinitos valores), a otimização pode ter tais classificações;

5. otimização restrita ou não-restrita: dependendo de parâmetros de contorno e/ou limitações de domínio, as variáveis podem não assumir determinados valores (restrito). Os modelos físicos representativos da realidade geralmente apresentam-se como restritos, já que condições operacionais, ambientais, etc.;

6. algoritmos determinísticos partem de um ponto inicial e buscam o ótimo através de uma sequência de passos, lançando mão de derivadas para se obter a direção em que o mínimo será obtido. De outra maneira, os métodos não determinísticos usam números aleatórios para prosseguir no passo subsequente;

7. otimização mono-objetiva vs. multiobjetiva: naqueles, somente existe um mínimo global a ser determinado, diferentemente destes. Nos problemas multiobjetivos, existem as soluções “não-dominadas” (soluções nas quais não se pode melhorar o valor de uma função-objetivo sem, necessariamente, deteriorar o valor de outra), ou seja, a proximidade de uma função de seu mínimo causa piora na busca do alvo em outra.

3.4.3 Algoritmo Enxame de Partículas (PSO)

Para a busca de um mínimo de uma função-objetivo (otimizar) pode-se fazer uso do algoritmo PSO. Baseia-se na teoria sócio-cognitiva de que cada indivíduo de uma população possui experiências particulares, bem como a capacidade de avalia-las. Além disto, tais indivíduos apresentam conhecimentos sobre os demais integrantes do grupo. Dessa forma, o resultado depende de cada um, bem como do todo (FURLAN, 2012).

Neste algoritmo, considera-se a posição de cada partícula do “enxame”, bem como sua velocidade. O vetor posição é constituído dos valores das variáveis de otimização e o vetor velocidade representa a mudança de posição entre as iterações do modelo.

Em cada iteração, a posição de cada partícula é atualizada somando o vetor velocidade ao vetor posição. Já o cálculo da velocidade vetorial considera a melhor posição já ocupada tanto pela partícula quanto pelo grupo. Além disto, como a próxima velocidade será composta, em parte, da velocidade anterior, a “inércia” das partículas também é considerada.

4 Metodologia

Esta seção incumbe-se de apresentar quais métodos e maneiras de abordagem para se atingir os objetivos anteriormente propostos. Divide-se em duas grandes partes: modelo computacional simulador das plantas de etanol (biorrefinaria) e análise de viabilidade de retorno do projeto.

4.1 Modelo computacional simulador

Adentrando ao detalhamento do modelo implementado propriamente dito, de acordo com Furlan (2012), um dos primeiros passos consistiu em se utilizar as correntes materiais presentes na biblioteca do EMSO, adaptando-as para caracterizá-las com vazões e frações mássicas (mais comum em usinas). Uma das correntes mais importantes é a da própria cana-de-açúcar, a matéria-prima do processo, que foi devidamente “decomposta” (DIAS, 2008).

Prosseguindo-se, o processo foi analisado e inserido em “blocos” no modelo, sendo tais “blocos” interligados propriamente e espelhando as próprias operações unitárias envolvidas, a saber: a) limpeza por lavagem (eficiência deste processo, razão vazão água/cana, perdas de açúcares, etc.); b) moagem (vazão de cana processada – ton cana/hora ou TCH, eficiência da extração, umidade final do bagaço e percentual de embebição, dispêndio energético na moenda); c) tratamentos físicos e químicos do caldo (peneiramento, aquecimento, *flash*, decantação e filtragem, considerando-se as vazões e eficiências adequadas nos equipamentos); d) evaporação [modelo fenomenológico para evaporadores (ARAÚJO, 2007 apud FURLAN, 2012), quantidade de equipamentos, área de troca, pressão de vapor]; e) fermentação [conversão estequiométrica dos reagentes em produtos, rendimentos, eficiência na separação nas centrífugas (FURLAN, 2012)]; f) destilação (simulação em regime estacionário, uso do interpolador ao invés do modelo fenomenológico, conforme explica

Furlan (2012)); g) cogeração de energia elétrica (duas turbinas de contrapressão, caldeira, eficiências, temperatura e pressão dos vapores); h) pré-tratamento do bagaço e obtenção do etanol 2G, via ácido diluído. Isto permite dispor de um modelo que consiga simular os três casos de interesse: 1) planta produtora de etanol 1G e: ou etanol 2G ou energia elétrica excedente (dependente do cenário de preços dos produtos); 2) planta produtora de etanol 1G, 2G e sem excesso eletricidade cogerada e 3) planta produtora de etanol 1G e excesso de energia elétrica. Globalmente, para os modelos computacionais simulados, as variáveis de entrada são a quantidade de cana-de-açúcar processada e sua concentração de açúcares; já a variável de saída é o volume de produto (etanol) gerado, para cada caso.

Todo o modelo, os valores numéricos de variáveis, dados e parâmetros do processo utilizados foram analisados e comparados com aqueles levantados por meio de pesquisa em usinas reais em operação, produtoras de etanol 1G, açúcar e energia. Isto permitiu o aprimoramento do modelo-simulador e sua adequação a cenários mais realísticos, tornando-o apto a representar de forma mais fidedigna uma unidade industrial.

4.2 Análise de viabilidade de retorno do projeto

Após a obtenção do modelo aperfeiçoado, foram simulados os cenários de interesse, via alterações nas correntes de (uso) de bagaço. Portanto, do ponto de vista técnico-operacional, dispõe-se da ferramenta que gerará os volumes de produtos (etanol e energia) e que foram valorados para compor os fluxos de caixa passíveis de análise de viabilidade e retorno econômico, para cada um dos casos estudados. Além disto, como o modelo já apresenta os equipamentos dimensionados para todo o processo, estimaram-se o investimento requerido para aquisição e montagem de tais equipamentos, ou seja, o investimento (CAPEX) necessário para se montar as plantas industriais em destaque (para os três casos).

Os investimentos necessários foram mensurados cotando-se com fornecedores e equipes de engenharias especializadas os valores estimados para os referidos equipamentos, acessórios e interligações, bem como outros detalhes (licenças ambientais, pavimentação, projeto, etc.). Adicionalmente, determinaram-se ou estimaram-se os demais elementos que compõe o fluxo de caixa: preços dos produtos (projetados), custos de produção (insumos industriais, etc.), despesas com vendas, despesas administrativas, resultado financeiro (caso

haja), impostos, depreciações, distribuição de dividendos, etc. Quando necessário, lançou-se mão de uma análise vertical, ou seja, assumiu-se uma proporcionalidade direta entre os elementos constituintes do fluxo de caixa para cada ano (ex.: receita/custos = k), com base em algum instante de tempo conhecido. Isto se faz necessário, pois, no caso da indústria canavieira brasileira, o preço da matéria-prima pode, em maior ou menor grau, depender dos preços de produtos, o que tornaria o modelo substancialmente mais complexo. Além disto, ganhos de eficiências foram, em certos casos, assumidos para os diferentes anos, uma vez que isto deve ser buscado pela gestão da empresa projetada.

A abordagem metodológica escolhida para a análise de retorno e viabilidade é a do cálculo e avaliação/comparação da Taxa Interna de Retorno (TIR) e do Valor Presente Líquido (VPL) do projeto, em cada caso estudado. Estes parâmetros são calculáveis graças à existência dos fluxos de caixa montados.

Portanto, montaram-se os fluxos de caixa para cada um dos casos/cenários de interesse, calculando-se o VPL e TIR para cada um deles. O projeto mais viável será determinado segundo os critérios discutidos acima expostos.

O VPL e a TIR serão calculadas com o planilhamento dos fluxos de caixa no *software* Excel, utilizando as funções financeiras disponíveis no referido programa.

Com isto, existem VPLs e TIRs, um para cada caso em estudo: (1) planta produtora de etanol 1G, 2G e energia elétrica excedente, com flexibilidade de mix; 2) planta produtora de etanol 1G, 2G e sem excesso eletricidade e 3) planta produtora de etanol 1G e excesso de energia elétrica.). Por conseguinte, podem ser comparados a viabilidade e retorno econômico de cada um dos projetos, pelos critérios da TIR e VPL.

5 Resultados

A presente seção busca apresentar os dados resultantes de toda análise técnica previamente discutida. Neste ponto, são expostas as premissas utilizadas na confecção dos fluxos de caixas projetados. Explicitam-se também os dados-base usados para construção de todo modelo.

5.1 Premissas

Conforme anteriormente comentado, a avaliação econômica das plantas projetadas depende do estabelecimento de premissas. Estas são, em analogia ao método científico, hipóteses iniciais que permitem o desenvolvimento do estudo proposto. As premissas de trabalho devem ter sólidas bases e ter fundamentação na realidade, o que causará maior aderência do modelo à realidade.

Premissas econômicas e de processo – gerais

As premissas básicas são mostradas no Quadro 5.1. Contemplam tanto o caráter técnico (planejamento industrial), quanto o caráter econômico (planejamento financeiro/controladoria – custos). Os valores numéricos destas premissas foram obtidos via levantamentos e pesquisas próprias, realizadas pelo autor em unidades industriais operantes atualmente.

Quadro 5.1 – Premissas técnico-econômicas adotadas nos modelos simulados

Premissa	Valor
Aproveitamento geral de tempo	80%
Dias de operação	210 dias por ano-safra
Custos diretos e indiretos (1G)	94,75 USD/m ³
Custos da cana (1G)	314,78 USD/m ³
Custos de produção de etanol (2G, extra)	290,1 USD/m ³
Custos de produção de energia elétrica	38,9 USD/MWh
Custos de transporte do etanol	28,9 USD/L
Custo de transporte da palha	14,44 USD/ton. palha
Custos gerais e administrativos	1,1 USD/ton. cana
Custos de vendas	513,7 USD/m ³
Preço de venda de energia elétrica (leilão público)	69,2 USD/MWh
Preço de venda de energia elétrica (mercado)	40,1 USD/MWh
Custos de enzimas	1,68 USD/kg
Depreciação	10% a.a.
Taxa mínima de atratividade	11% a.a.
Queda de custos de produção devido à curva de aprendizado	1% a.a.
Imposto de renda e contribuição social (IR e CSS)	34%

Os dados acima apresentados foram obtidos via consulta às usinas produtoras de etanol, em condições normais de operação (safra de Abril a Novembro-Dezembro, chuvas em condições históricas, etc.).

Para fins de comparação com outros investimentos, adotaram-se os valores monetários em dólar americano (USD), com uma taxa de conversão de câmbio de R\$ 2,077/USD. Assim, os levantamentos, inicialmente em reais brasileiros (R\$) sofreram conversão ao dólar, com a taxa acima.

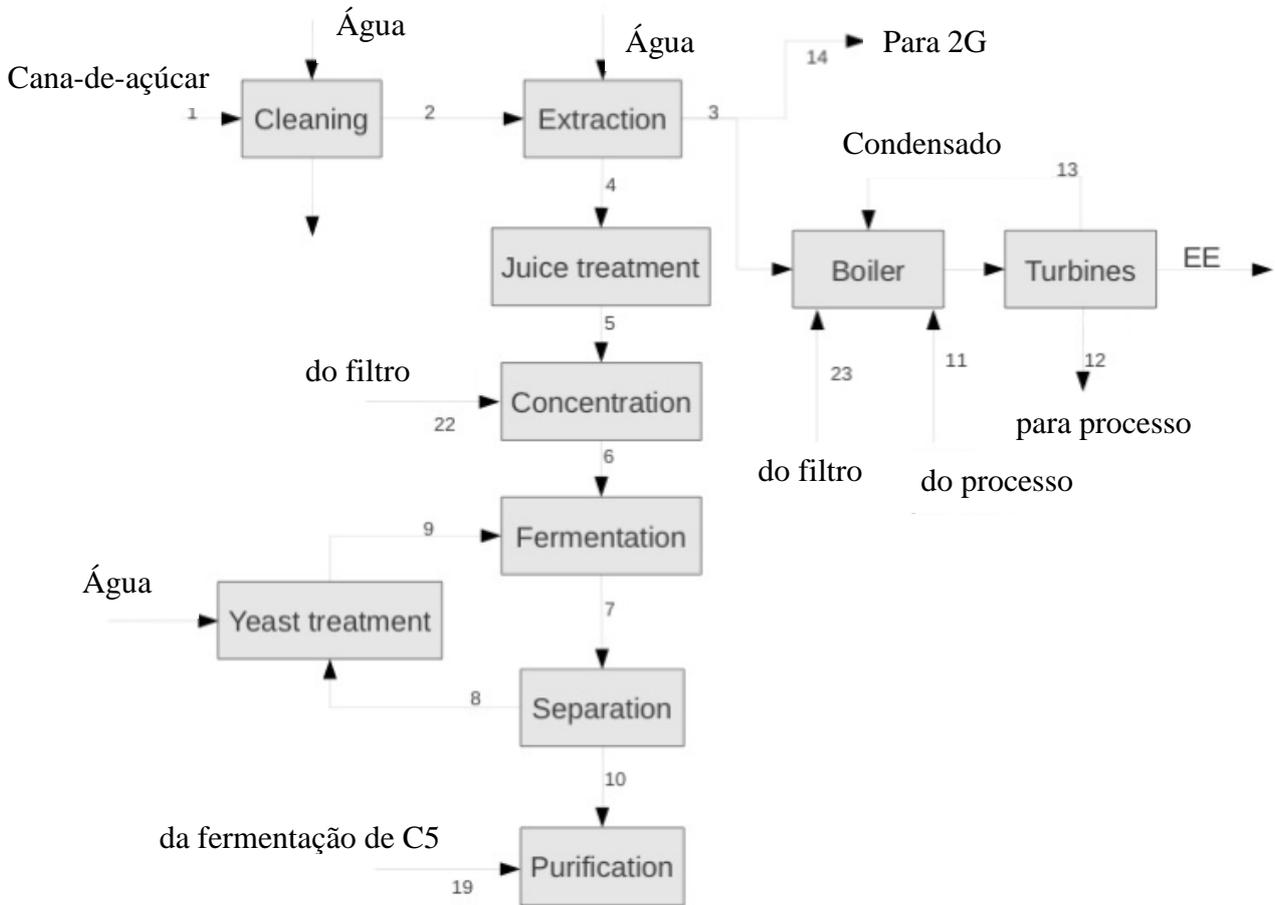
No processo de produção do etanol 1G, tipicamente, cada etapa contribui com um percentual diferente para o custo final de industrialização. Os percentuais, para cada etapa, são: geração e distribuição do vapor (15%); tratamento do caldo (13%); administração industrial (11%); extração (10%); produção de açúcar VHP (8%); geração e distribuição de energia elétrica (6%); manutenção mecânica (5%); outros (32%).

Processo de produção de etanol de primeira geração (1G)

O processo de produção de etanol de primeira geração (1G) é dominado tecnologicamente e, em termos gerais, pode ser bem descrito pelos conceitos presentes na Seção 3.1.

No modelo de biorrefinaria simulado, consideraram-se algumas das operações unitárias anteriormente descritas: Limpeza (*Cleaning*); Extração (*Extraction*); Tratamento do caldo (*Juice treatment*); Concentração do caldo (*Concentration*); Fermentação (*Fermentation*); Tratamento de fermento (*Yeast treatment*) e sua Separação (*Separation*); Destilação (*Purification*), Caldeira (*Boiler*); Turbinas (*Turbines*), conforme mostra a Figura 5.1. Nesta figura também são mostradas as correntes de materiais: 1. cana-de-açúcar; 2. cana limpa; 3. bagaço; 4. caldo; 5. caldo tratado; 6. caldo concentrado; 7. vinho levedurado; 8. creme de leveduras; 9. creme de leveduras tratado; 10. vinho delevedurado; 11. retorno de condensado do processo; 12. vapor de escape para processo; 13. retorno de condensado das turbinas; 14. bagaço para 2G; 19. vinho levedurado da fermentação das pentoses; 22. solução de sacarose obtida no processo 2G; 23. corrente de sólidos (lignina e celulose não hidrolisada) e energia elétrica (EE) produzida.

Figura 5.1 – Fluxograma esquemático do processo 1G utilizado na modelagem.



Além disto, considerou-se a injeção direta de palha, vinda do campo, na caldeira, a fim de queima. A vazão considerada para este material foi de 35 ton/h, com 15% de umidade (massa/massa) e PCI de 12960 kJ/kg. Tal consideração foi utilizada em todos os casos em análise.

No processo de produção de etanol 1G, deve-se atribuir, às suas variáveis, os valores numéricos mais relevantes, conforme Quadro 5.2 e Quadro 5.3. São informações recolhidas em unidades industriais operantes, em valores médios, para cada etapa do processo, considerando a dimensão dos equipamentos, sua operação e característica dos materiais em processo.

Quadro 5.2 – Premissas para processo de produção de etanol (1G)

Matéria-prima	Valor	Unidade
Moagem horária (efetiva)	500	ton/h
Teor de ART	15,86	% mássica
Limpeza		
Perda de açúcar	1,5	%
Eficiência da limpeza	70	%
Vazão de água	1,0	kg/kg de cana
Extração		
Umidade bagaço	50	% mássica
Eficiência da extração – 1º terno	70	%
Eficiência extração global	96	%
Consumo energético	16	kWh/ton. fibra
Vazão de embebição	30	% mássica
Tratamento do caldo		
Vazão de CaO	2	kg/ton de caldo
Concentração de CaO	10	% mássica
Temperatura final do caldo aquecido	105	°C
Vazão de vapor	53,7	ton/h
Perda de água nos balões de flash	6,50	ton/h
Consumo de polímero	3,534	ton/h
Concentração do polímero	0,05	% mássico
Perda de açúcares na decantação	6,8	%
Umidade do lodo	50	% mássico
Temperatura caldo clarificado	92	°C
Perda de açúcares na filtração	5,6	%
Umidade da torta de filtro	70	% mássico
Vazão de água nos filtros	116	%
Concentração do caldo		
Área dos evaporadores	8000	m ²
Concentração de vapor	21,4	% mássico
Consumo vapor	190,6	ton/h

Vapor produzido	181,7	ton/h
Pressão do vapor utilizado	2,5	bar
Fermentação		
Eficiência	89	%
Concentração de leveduras no vinho	14	% mássico
Concentração etanol no vinho	9	° GL
Concentração leveduras (após centrif.)	70	% mássico
Destilação		
Consumo específico de vapor (1G)	2,7	kg/L etanol
Rendimento etanol (1G)	91,6	L/ton de cana

Quadro 5.3 – Premissas do sistema de cogeração

Parâmetro	Valor	Unidade
Poder calorífico inferior (PCI) da celulose*	15,9971	MJ/kg
PCI da hemicelulose*	16,4433	MJ/kg
PCI da lignina*	24,17	MJ/kg
Vapor vivo (saída caldeira)	65,7	bar
Temperatura vapor vivo	520	°C
Eficiência caldeira	92	%
Saída de vapor da turbina de contra-pressão	2,5	bar
Eficiência da turbina de contra-pressão	68	%
Eficiência da turbina de condensação	70	%

* Conforme (WOOLEY; PUTSCHE, 1996)

Por organização, consideraram-se alguns dados do processo de obtenção do etanol de segunda geração (2G) no Quadro 5.3.

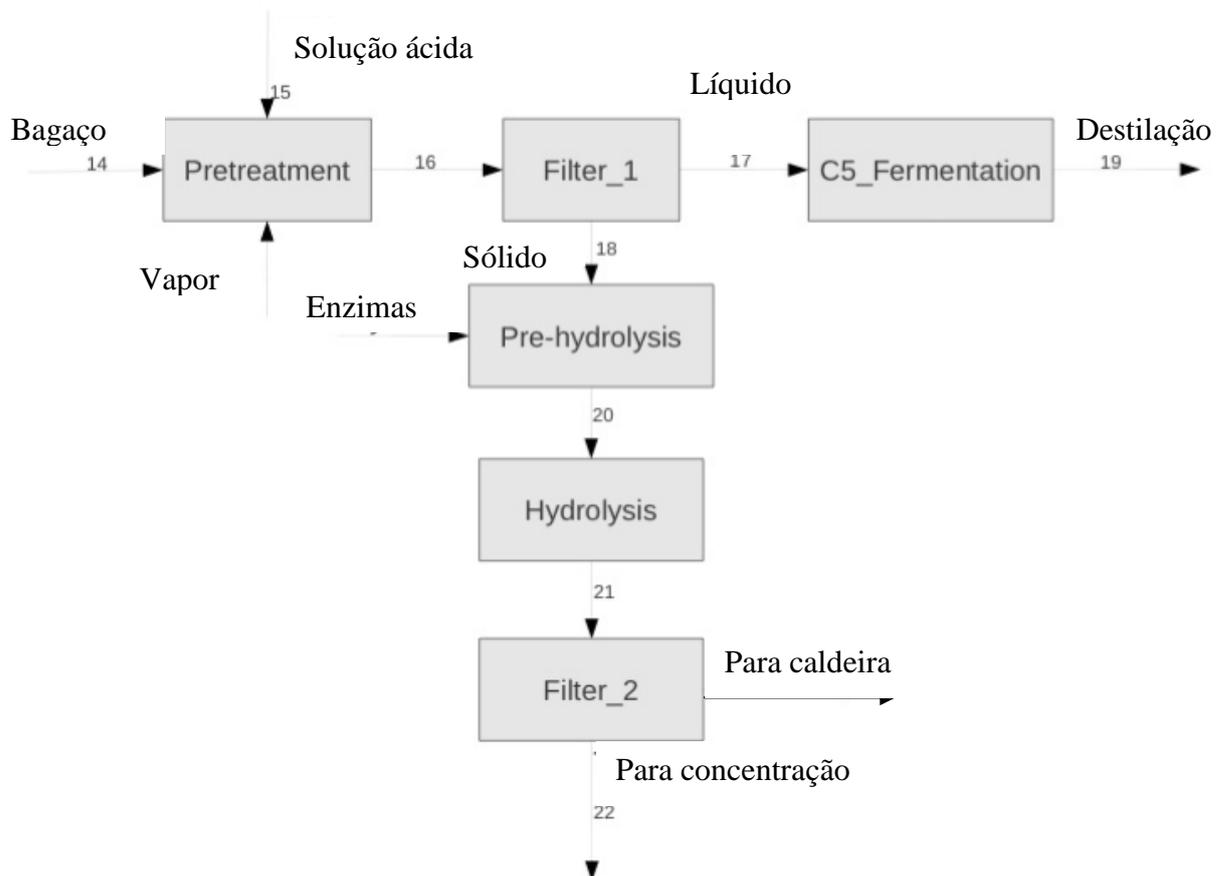
Processo de produção de etanol de segunda geração (2G)

O bagaço da cana-de-açúcar é o material lignocelulósico a ser utilizado como matéria-prima no processo 2G modelado e simulado.

O fluxograma representado na Figura 5.2 ilustra o processo 2G simulado, com todas suas etapas: pré-tratamento, filtrações, fermentação das pentoses (C5), pré-hidrólise, hidrólise. As correntes de materiais exibidas são: 14. bagaço; 15. solução ácida do pré-tratamento; 16.

Mistura sólido + líquido (hemicelulose degradada + lignina + celulose); 17. fração líquida de pentoses (hemicelulose já hidrolisada e celulose – pouca – convertida a glicose); 18. fração de sólidos (lignina e celulose); 19. vinho fermentado a ser destilado (fermentação de pentoses); 20. material pré-hidrolisado; 21. Lignina + solução de hexoses (glicose); 22. solução de glicose para concentração e posterior fermentação.

Figura 5.2 - Fluxograma esquemático do processo 2G utilizado na modelagem



O processo de obtenção do etanol 2G adotado neste estudo inicia-se com o pré-tratamento do bagaço existente na unidade industrial (no modelo simulado). Primeiramente determina-se a umidade do mesmo e, em sequência, adiciona-se uma solução de ácido sulfúrico (H_2SO_4) a 3% (volume/volume) numa proporção de 1:4 (sólido : líquido). Esta mistura é então acondicionada numa autoclave por tempo determinado a uma condição de temperatura e pressão (Quadro 5.4).

Da etapa anterior resultam duas fases: a líquida, constituída de hemicelulose já convertida a xilose e celulose já convertida em glicose (8%, conforme Quadro 5.4); e a sólida,

contendo lignina, celulose e (pouca) hemicelulose não degradada anteriormente. A fase líquida segue para a fermentação de pentoses (C5) e a fase sólida segue para a pré-hidrólise.

A fermentação das pentoses (no caso, xilose) se dá via processo SIF (*Simultaneous Isomerization and Fermentation*), ou seja, em um reator de leito fixo, contendo o meio a ser fermentado, se adicionam *pallets* contendo a *Saccharomyces cerevisiae* e a enzima que converterá a xilose em xilulose (glicose isomerase), sendo este fermentescível pelas leveduras. O consumo de xilulose deve ocorrer simultaneamente à conversão da xilose, para que se desloque o equilíbrio da reação $\text{xilose} \rightarrow \text{xilulose}$ no sentido dos produtos. Por fim, o etanol obtido é enviado à destilaria.

O material restante, a fase sólida obtida no pré-tratamento, segue para um processo intermediário, ora chamado de pré-hidrólise. Trata-se, na realidade, de se executar a hidrólise em duas etapas, com o intuito de se minimizar gastos energéticos. A fase sólida vinda do pré-tratamento apresenta, inicialmente, não homogeneidade e alta viscosidade. De acordo com Pereira *et al.* (2011), a viscosidade aparente em bagaço pré-tratado multiplica-se por um fator 10^1 , no mínimo, quando a concentração do mesmo duplica (massa/volume); o que demandaria rotores/motores demasiadamente grandes para manter uma adequada transferência de massa e uma mistura homogênea, requisitos importantes para uma razoável conversão enzimática. A pré-hidrólise é utilizada justamente para a mitigação deste problema: reduz a viscosidade inicial, solubiliza inicialmente a fase sólida (já com adição de enzima) e torna a mistura menos heterogênea, adequando o meio para uma hidrólise otimizada.

A etapa da hidrólise propriamente dita é uma batelada em um reator tipo tanque agitado, conforme parâmetros do Quadro 5.4. Busca-se aqui a conversão final de glicose pretendida, no caso, 65% (Quadro 5.4).

O processo de produção de etanol 2G também contém variáveis às quais devem ser atribuídos valores (premissas) para que tal processo possa ser simulado e, portanto, utilizado na montagem do fluxo de caixa do projeto que contém módulos produtores de 2G. As premissas a seguir são, na realidade, resultados experimentais obtidos Departamento de Engenharia Química da UFSCar, baseados em dados colhidos no próprio laboratório. O pré-tratamento utilizado é tipo ácido diluído (H_2SO_4) com posterior hidrólise enzimática. O Quadro 5.4, a seguir, apresenta o que foi considerado.

Quadro 5.4 - Premissas para processo de produção de etanol (2G)

Parâmetro	Valor	Unidade
Pré-tratamento		
Pressão	2	Bar
Temperatura	121	°C
Conversão de celulose em glicose (fração liq)	8,0	% mássico
Conversão de hemicelulose em xilose	74	% mássico
Razão sólido/líquido	0,2	
Concentração da solução ácida	3	%
Potência de agitação	342	W/m ³
Tempo de residência	40	min
Volume do reator	182	m ³
Pré-hidrólise		
Conversão de celulose em glicose	20	% mássico
Razão sólido/líquido	0,2	
Razão enzima-celulose	67,34 (20)	g/kg (FPU/g)
Tempo de residência	18	h
Temperatura	50	°C
Hidrólise		
Conversão de celulose em glicose	65	% mássico
Razão sólido/líquido	0,178	
Potência de agitação	302,5	W/m ³
Razão enzima-celulose	67,34 (20)	g/kg (FPU/g)
Tempo de residência	54	h
Temperatura	50	°C
Fermentação de pentoses (C5)		
Conversão xilose em etanol (rendimento)	70	% mássico
Temperatura	30	°C
Tempo de residência	9	h

Especificidades para cada caso de interesse

Da maneira como anteriormente explicado, três casos foram analisados, sob a ótica de montagem de fluxo de caixa e sua viabilidade: 1) planta produtora de etanol 1G e cogeneradora (A); 2) planta produtora de etanol 1G e 2G, sem excedente da cogeração (todo bagaço sobressalente usado no processo 2G) (B); e 3) planta flexível: produção de 1G e – ou 2G ou energia elétrica (C).

Cada um dos casos acima apresenta um consumo específico de vapor, principalmente as plantas 1G e o módulo de produção de 2G. O Quadro 5.5 abaixo detalha os valores de vapor consumido.

Quadro 5.5 – Consumo de vapor (total e específico) para as plantas A e B

Consumo total de vapor (kg/h)		
Setor	Planta A	Planta B
Tratamento do caldo	51971	51971
Concentração do caldo	185240	241210
Destilação	121775	188455
Pré-tratamento	0	38493
Soma	185240	289950
Consumo específico de vapor (kg/ton cana ou biomassa)		
Setor	Planta A	Planta B
Tratamento do caldo (vapor vegetal)	103,9	103,9
Concentração do caldo	370,5	482,6
Destilação	243,5	376,9*
Pré-tratamento	0	394,3
Soma	370,5	579,1

* uso de vapor vegetal (saída dos evaporadores 2º estágio) e vapor da turbina de contra-pressão

Com todos os dados dos Quadros 5.1 a 5.5, pode-se alimentar o modelo computacional, a fim de que o mesmo, através da resolução de todos os balanços de massa e energia, retorne os “volumes” de produtos (etanol e energia, para os três casos). O resumo do obtido é mostrado no Quadro 5.6.

Quadro 5.6 – Produção de etanol para as plantas 1G e 2G

Produção	Planta A	Planta B
Etanol (L/h)	45796,6	57580,8
Rendimento de etanol (1G + 2G) (L/ton. cana)	91,6	115,2
Etanol 2G (L/h)	0	11784,2
Rendimento de etanol 2G (L/ton de bagaço)	0	120,7

Devido às diferentes demandas de vapor (Quadro 5.5), as plantas **A** e **B** apresentam diferentes demandas energéticas (com a necessidade de diferentes fontes de energia também), conforme Quadro 5.7. Já o Quadro 5.8 expõe um resumo das produções de etanol e processamento de matéria-prima.

Quadro 5.7- Consumo(-)/geração(+) de energia para os diferentes setores das plantas **A** e **B** (kW)

Setor	Planta A	Planta B
Moagem	-6368,7	-6368,7
Pré-tratamento	0	-62,0
Hidrólise	0	-246,4
Centrifugação	-380,9	-599,6
Bombeamento	-1389,8	-1055,9
Turbina de contra-pressão	+32106,7	+49863,9
Turbina de condensação	+48051	0
Soma	+72019	+41531,3

Quadro 5.8 – Resumo de produções diárias: cana processada, etanol 1G e 2G.

Produto / matéria-prima	Produção/processamento diária
Cana-de-açúcar	9600 toneladas
Etanol 1G – Planta A	879,36 m ³
Etanol 1G – Planta B	879,29 m ³
Etanol 2G – Planta B	226,25 m ³

Fluxo de caixa e análise de viabilidade econômica

Por fim, para cada um dos três modelos simulados (plantas **A**, **B** e **C**), com os dimensionamentos de equipamentos requeridos, pôde-se estimar o CAPEX necessário para implantação de tais projetos. Com isto e com os demais elementos do fluxo de caixa (Quadro 5.1), as funções VPL e TIR puderam ser calculadas – resultados no Quadro 5.9.

Quadro 5.9 – Investimentos necessários por setor das biorrefinarias; TIR e VPL para cada caso. (x 10⁶ USD)

Setor	Planta A	Planta B	Planta C
1. Recepção, preparo e moagem	38,5	38,5	38,5
2. Unidade termo-elétrica	50,2	42,9	50,2
3. Fermentação, destilação e tancagem	30,8	35,4	35,4
4. Tratamento do caldo	23,1	23,1	23,1
5. Tubulações, tanques gerais e válvulas	15,4	15,4	15,4
6. Licenças, projetos e terraplanagem	7,7	7,7	7,7
7. 2G (pré-tratamento, hidrólise e fermentação de C5)	0	9,6	9,6
Soma	165,8	172,7	180,0
Taxa interna de retorno (TIR)	7,6%	8,3%	8,0%
Valor presente líquido (VPL)	-34,5	-30,0	-41,8

Considerações: preço de venda do etanol de USD 513,7/m³; taxa mínima de atratividade (TMA) de 11% (para cálculo de VPL); período projetado de 25 anos.

Ressalta-se que, em relação ao Quadro 5.9, os investimentos relativos aos setores 1, 2 a 6 contemplam todos os equipamentos, acessórios e interligações necessários à operação (tubulações, bombas, válvulas, itens de controle de processo, etc.); sendo que o setor 7 só inclui os equipamentos. Isto ocorre, pois os setores envolvidos no processo 1G (de 1 a 6) são amplamente conhecidos e implementados industrialmente, o que torna mais precisos os valores dos investimentos adotados. Já o setor 7 (processo 2G) elenca uma operação industrial ainda não comum em termos de escala industrial, tornando os valores monetários dos investimentos baseados nos equipamentos somente.

Portanto, como se nota, segundo ambos os critérios (VPL e TIR), nenhuma das plantas é economicamente viável, sob as premissas e modelagem executadas. A TIR, nos três casos, é de mesma ordem, porém indicando a planta **B** como mais interessante. Além disto, todos projetos tem TIR abaixo da TMA (11%), devendo, portanto, serem descartados. A análise do

Quadro 5.8 permite ainda constatar que o VPL é < 0 , para todos casos. Contudo o VPL da planta **B** é o maior.

Dessa maneira, sendo $VPL(\text{planta B}) > VPL(\text{planta A}) > VPL(\text{planta C})$ e $TIR(\text{planta B}) > TIR(\text{planta C}) > TIR(\text{planta A})$, deve-se, dentro destas três opções, decidir pelo projeto referente à planta **B**. De fato, esta é a que apresenta maior aproveitamento da matéria-prima (caldo de cana-de-açúcar e seu bagaço) ingressante no sistema, o que é, ao menos parcialmente, balanceado pela maior necessidade de capital em investimentos, gerando uma TIR próxima a das outras plantas.

A comparação entre as plantas **A** e **B**, mostra que, apesar da planta **B** demandar maior investimento, esta se apresenta mais atrativa economicamente ($TIR_B > TIR_A$ e $VPL_B > VPL_A$). Isto se deve, basicamente, ao fato da planta **B** produzir uma maior quantidade de produto (etanol) por unidade de massa de matéria-prima consumida (rendimento maior, em litros etanol / ton. cana).

6 Conclusões

Após o desenvolvimento do trabalho, conclui-se:

- A metodologia empregada foi útil e assertiva, permitindo que os resultados pudessem ser obtidos conforme o pretendido no início do trabalho;
- o *software* EMSO se mostrou adequado ao desafio proposto, já que o modelo das biorrefinarias pôde ser implementado, retornando adequadamente os valores das variáveis de interesse (volumes de produção);
- o modelo de biorrefinaria (plantas) de etanol proposto mostrou-se adequado ao exame da situação-problema, já que permitiu a posterior análise de viabilidade econômica;
- os levantamentos e coleta de informações em usinas produtoras operando atualmente permitiram maior aderência da modelagem à realidade, tornando todo trabalho mais próximo de representar a realidade. Isto tudo contribui fortemente para melhores práticas decisórias;
- as plantas contendo módulos produtores de etanol 2G apresentam necessidade de investimentos maiores, o que é compensado, parcialmente, pela maior produção específica de etanol em relação à matéria-prima.

Com os resultados obtidos e expostos na Seção 5, pode-se inferir:

- A planta **A** apresentou $VPL = - USD 34,5M$ e $TIR = 7,6\%$. O projeto **B** mostrou-se com $VPL = - USD 30,0M$ e $TIR = 8,3\%$. Finalmente, a biorrefinaria **C** teve $VPL = - USD 41,8M$ e $TIR = 8,0\%$;
- Nenhum dos cenários estudados apresenta viabilidade econômica, pelos critérios de $TIR (< TMA, em todos os casos)$ e $VPL (< 0, para todos)$;
- Em hipótese de optar-se por um dos três projetos (planta **A**, **B** ou **C**), deve-se, pelos critérios utilizados, adotar o projeto planta **B**.

- Nos cenários atuais de preços e valores necessários aos investimentos, faz sentido uma planta produtora de etanol (somente) ser inviável economicamente. A fabricação de açúcar é praticamente essencial aos projetos sucroalcooleiros, a fim de garantir o desempenho econômico aceitável.

Em termos dos desenvolvimentos futuros, pode-se citar:

- Maior detalhamento dos CAPEXs necessários à instalação dos projetos;
- Estender o fluxo de caixa à perpetuidade;
- Aprofundamento no modelo representativo das plantas (maior grau de detalhamento, outros equipamentos e soluções tecnológicas – ex.: tipos de pré-tratamentos);
- Análise completa da sensibilidade de preços de produtos e impactos nas funções econômicas (TIR e VPL);
- Análise completa da sensibilidade dos custos e impactos nas variáveis funções (TIR e VPL). Ex.: preço de enzimas.

7 Referências Bibliográficas

ANDRIETTA, S. R. **Modelagem, Simulação e Controle de Fermentação Alcoólica Contínua em Escala Industrial**. 1994. 163f. Tese (Doutorado em Engenharia de Alimentos) – Universidade de Campinas (UNICAMP) – Faculdade de Engenharia de Alimentos. UNICAMP, São Paulo, 1994.

AGÊNCIA NACIONAL DE ENERGIA ELÉTRICA. **Sistema interligado brasileiro – configuração 2009**. 1 mapa, color. Escala 1: 9 300 000. Disponível em: http://www3.aneel.gov.br/atlas/atlas_1edicao/atlas/aspectos_institucionais/mapa.html. Acesso em: 25 jul. 2012.

BANCO NACIONAL DE DESENVOLVIMENTO ECONÔMICO E SOCIAL; CENTRO DE GESTÃO E ESTUDOS ESTRATÉGICOS. **Bioetanol de cana-de-açúcar: energia para desenvolvimento sustentável/organização**. Rio de Janeiro, 2008. 316 p.

BEIRAL, P. R. S. **O Mercado brasileiro de etanol: concentração e poder de mercado sob a ótica da Nova Organização Industrial Empírica**. 2011. 108 f. Dissertação (Mestrado em Ciências) – Universidade de São Paulo/Escola Superior de Agricultura “Luiz de Queiroz”, Piracicaba, 2011.

CAMARGO, A. C. et al. **Conservação de Energia na Indústria do Açúcar e do Alcool**. São Paulo: Instituto de Pesquisas Tecnológicas, 1990.

CARLI, C. M., **Hidrólise e fermentação do bagaço de cana-de-açúcar em escala de bancada para produção de etanol 2G**. 2011. 125 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Universidade Federal de São Carlos (UFSCar), São Carlos, 2011.

CORAZZA, M. L.; RODRIGUES, D. G.; NOZAKI, J. Preparação e Caracterização do Vinho de Laranja. **Química Nova**. Maringá, v.24, n. 4, p. 449-452, 2001.

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

DINARDO-MIRANDA, L. L. et al. **Cana-de-açúcar**. 1 ed. Campinas: Instituto Agronômico, 2010. 882 p.

FABRYCKY, W. J.; THUESEN, G. J.; VERMA, D. **Economic decision analysis**. 3rd ed. Upper Saddle River: Prentice Hall, 1998. 384 p. ISBN 0-13-370249-9.

FERNANDES, A. C. **Cálculos na agroindústria da cana-de-açúcar**. 3 ed. Piracicaba: STAB, 2011. 416 p.

FILHO, R. J. T. **Modelagem e simulação da fermentação alcoólica: avaliação de modelos cinéticos**. 2009. 95f. Trabalho de finalização de curso (Graduação em Engenharia Física) – Departamento de Física. Universidade Federal de São Carlos (UFSCar). UFSCar, São Paulo, 2009.

FURLAN, F. F. **Desenvolvimento de ambiente integrado para simulação e otimização estática da produção de etanol a partir de bagaço de cana-de-açúcar**. 2012. 101f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Universidade Federal de São Carlos (UFSCar), São Carlos, 2012.

HUGOT, E. **Manual da engenharia açucareira**. 1 ed. São Paulo: Mestre Jou, 1977. v. 1, 544 p.

HUGOT, E. **Manual da engenharia açucareira**. 1 ed. São Paulo: Mestre Jou, 1977. v. 2, 654 p.

JANK, M. Agroenergia – O novo paradigma da agricultura mundial. In: 2º CONGRESSO DE TECNOLOGIA NA CADEIA PRODUTIVA DA CANA-DE-AÇÚCAR EM MATO GROSSO DO SUL. 2008, Campo Grande. **Anais eletrônicos...** Campo Grande: Opec Eventos, 2008. p. 9-34.

LARSEN, J.; HAVEN, M. O.; THIRUP, L. Inbicon makes lignocellulosic ethanol a commercial reality. **Biomass and bioenergy**, Elsevier, p. 1-10, 2012.

LIMA, U.A.; AQUARONE, E.; BORZANI, W.; SCHMIDELL, W (Coord.). **Biotecnologia industrial: Fundamentos – Volume 1**. 1 ed. São Paulo: Edgar Blucher, 2001. v. 1, 254 p. ISBN 85-212-0280-6.

LIMA, U.A.; AQUARONE, E.; BORZANI, W.; SCHMIDELL, W (Coord.). **Biotecnologia industrial: Fundamentos – Volume 2**. 1 ed. São Paulo: Edgar Blucher, 2001. v. 2, 541 p. ISBN 85-212-0279-2.

LIMA, U.A.; AQUARONE, E.; BORZANI, W.; SCHMIDELL, W (Coord.). **Biotecnologia industrial: Processos Fermentativos e Enzimáticos – Volume 3**. 1 ed. São Paulo: Edgar Blucher, 2001. v. 3, 593 p. ISBN 85-212-0278-4.

MARTINS, C.A.P. **Avaliação do efeito do inóculo e do perfil de alimentação do mosto na produção em escala piloto e industrial de etanol**. 2009. 86 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Universidade Federal de São Carlos (UFSCar), São Carlos, 2009.

NEW, P. Biofuels: renewable reserves for an international oil company. In: ETHANOL SUMMIT, 2011, São Paulo. **Anais eletrônicos...** São Paulo: 2011. Disponível em: http://2011.ethanolsummit.com.br/apresentacoes/pdf/Phil_New_BP_Ethanol_Summit.pdf (acesso em 20/04/2013).

PAN, X. et al. Biorefining of Softwoods Using Ethanol Organosolv Pulping: Preliminary Evaluation of Process Streams for Manufacture of Fuel-Grade Ethanol and Co-Products. **Biotechnology and Bioengineering**, Wiley InterScience, v. 90, n. 4, p. 473-481, 2005.

PEREIRA, L. T. C. et al. Sugarcane bagasse enzymatic hydrolysis: rheological data as criteria for impeller selection. **Microbiology Biotechnology**. Springer, v. 38, p. 901-907, 2011.

PETERS, M. S.; TIMMERHAUS, K. D.; WEST, R. E. **Plant Design and Economics for Chemical Engineers**. 5 ed. University of Colorado, Colorado, USA: McGraw-Hill Higher Education, 2003. 988 p.

PINTO, F. H. P. B. **Etanol celulósico: um estudo de viabilidade econômico-financeira**. 2010. 62f. Dissertação (Mestrado em Agroenergia) – Escola de Economia de São Paulo (FGV-EESP). Escola Superior de Agricultura “Luiz de Queiróz” (ESALQ/USP). Empresa Brasileira de Pesquisa Agropecuária (EMBRAPA), São Paulo, 2010.

RODRIGUES, R.; SOARES, R. P.; SECCHI, A. R. Teaching Chemical Reaction Engineering Using EMSO Simulator. **Computer Applications in Engineering Education**, Wiley Online Library, v. 18, n. 4, p. 607 – 618, 2010.

SILVA, G. M. **Pré-tratamento do bagaço de cana-de-açúcar com amônia aquosa para produção de etanol**. 2011. 96 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Universidade Federal de São Carlos (UFSCar), São Carlos, 2011.

SOARES, R. P.; SECCHI, A. R. EMSO: A New Environment for Modelling, Simulation and Optimization. Departamento de Engenharia Química – Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2003.

SOARES, R. P.; SECCHI, A. R. EMSO: an Integrated tool for Process Modeling, Dynamic Simulation and Optimization. In: COMPUTERS IN OPERATIONS AND INFORMATION PROCESS SESSION, 2003, San Francisco, CA, USA. Disponível em: www.vrtech.com.br/rps/pub/Alche2003.pdf. Acesso em: 20 jul. 2012.

TUDESCHINI, L. G. **A bioeletricidade sucroenergética na diversificação da matriz elétrica brasileira: potenciais, barreiras e perspectivas.** 2012. 71f. Monografia (Bacharelado em Ciências Econômicas) – Escola Superior de Agricultura “Luiz de Queiroz” (ESALQ/USP). Universidade de São Paulo, Piracicaba, 2012.

UNICA - União da Indústria da Cana-de-Açúcar. Disponível em: www.unicadata.com.br. Acesso em: 20 de Março de 2011.

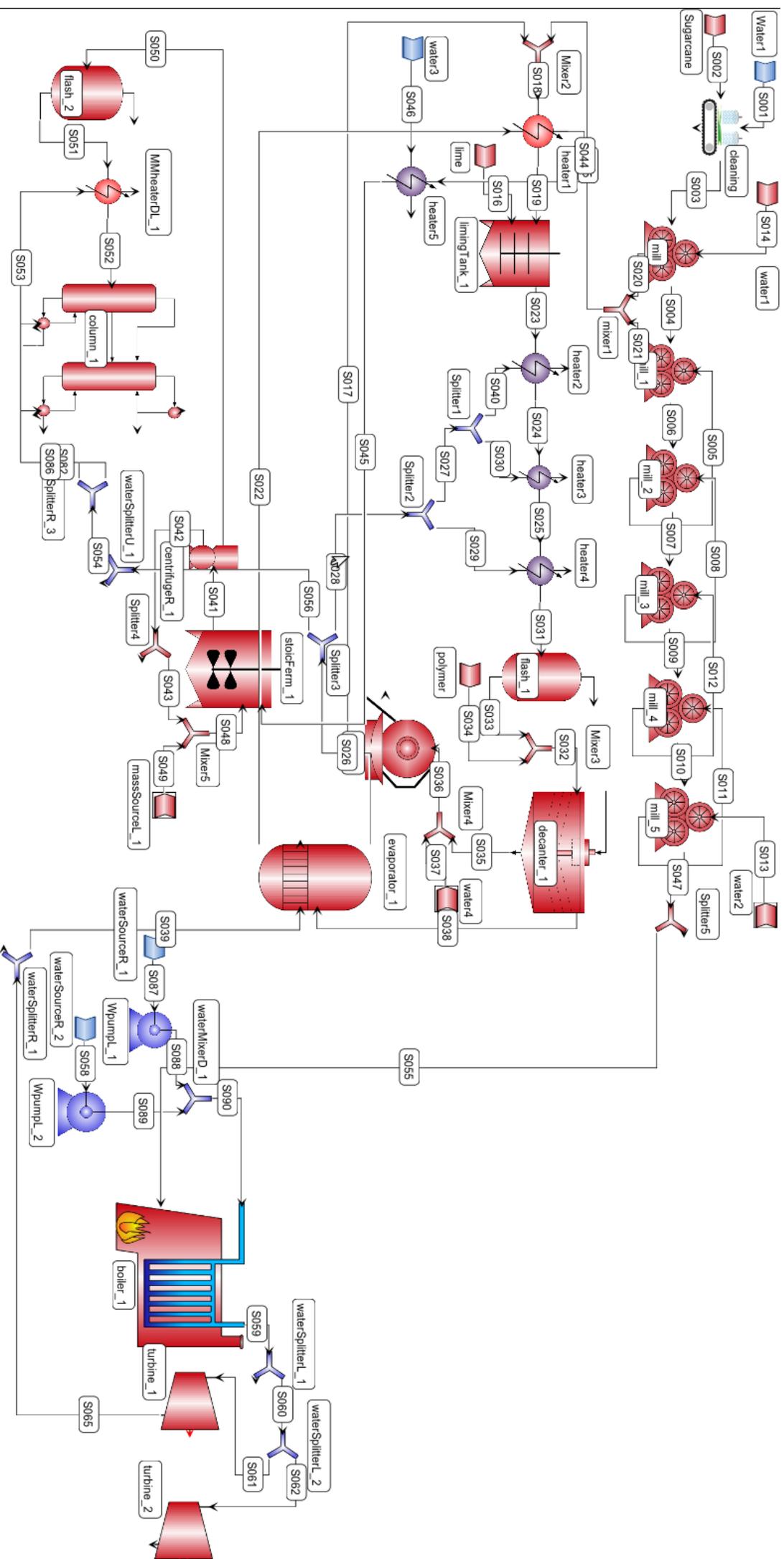
UNICADATA. In: União da Indústria da Cana-de-Açúcar. Disponível em: www.unicadata.com.br. Acesso em: 20 de Junho de 2013.

WOOLEY, R.; PUTSCHE, V. **Development of an ASPEN PLUS physical property database for biofuels components.** National Renewable Energy Laboratory – NREL, 1996.

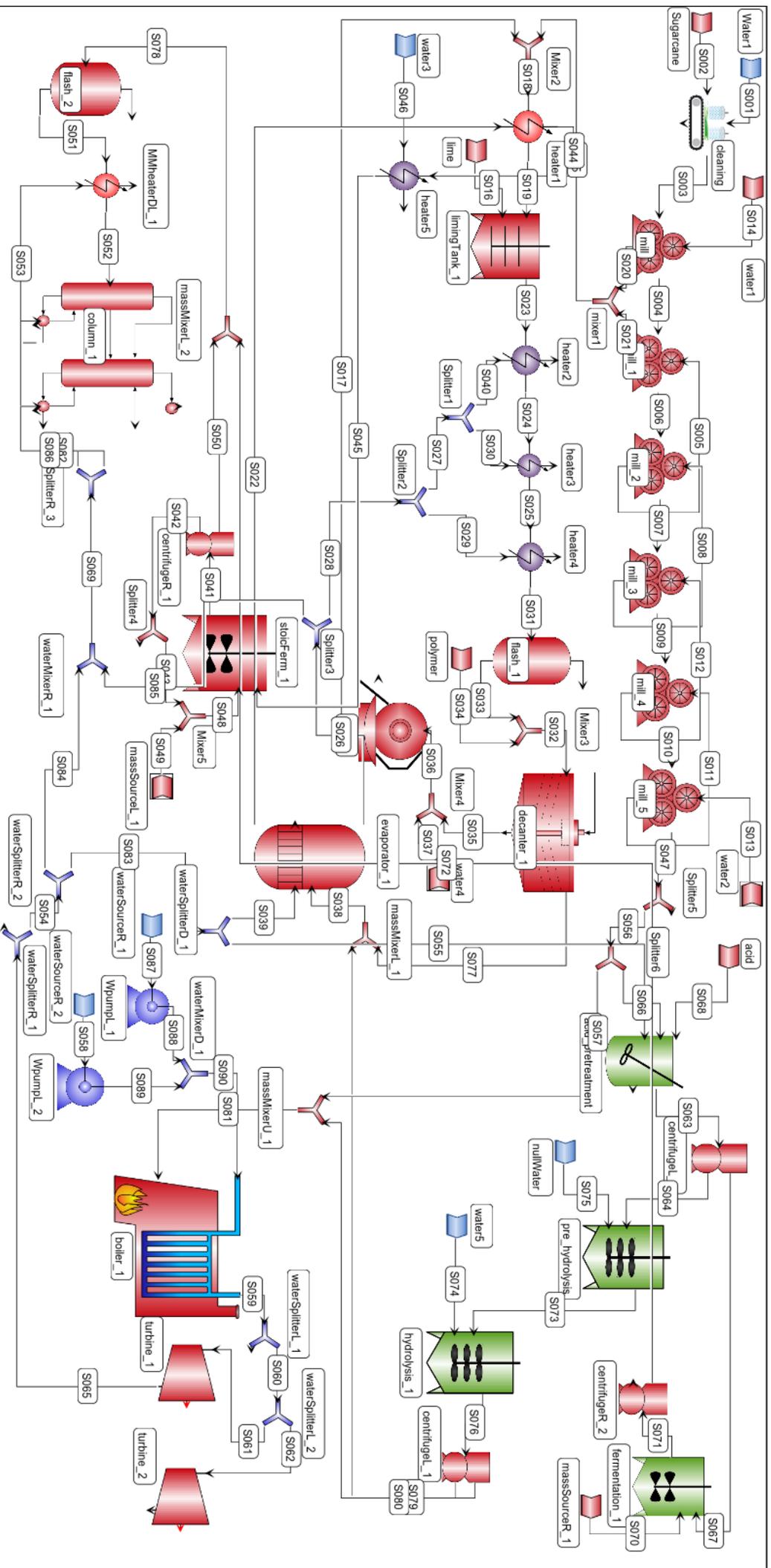
YU, Y.; LOU, X.; WU, H. Some Recent Advances in Hydrolysis of Biomass in Hot-Compressed Water and Its Comparisons with Other Hydrolyses Methods. **Energy and Fuels**, American Chemical Society, v. 22, n. 1, p. 46-60, 2008.

8. Anexos

Planta – modelo produtora de etanol de 1ª geração (1G)



Planta – modelo produtora de etanol de 2ª geração (2G)



Autoria: Furlan, 2012