

UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE DO SUL
ESCOLA DE ENGENHARIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA

**MICROUSINAS DE ETANOL DE BATATA-DOCE:
VIABILIDADE ECONÔMICA E TÉCNICA**

DISSERTAÇÃO DE MESTRADO

Sara Scomazzon Masiero

Porto Alegre

2012

UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE DO SUL
ESCOLA DE ENGENHARIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA

**MICROUSINAS DE ETANOL DE BATATA-DOCE:
VIABILIDADE ECONÔMICA E TÉCNICA**

SARA SCOMAZZON MASIERO

Dissertação de Mestrado apresentada como requisito parcial para obtenção do título de Mestre em Engenharia

Área de concentração: Pesquisa e desenvolvimento de processos

Linha de Pesquisa: Engenharia de Sistemas – Projeto, Modelagem, Controle e Otimização de Processos

Orientador:

Prof. Dr. Jorge Otávio Trierweiler

Co-orientadora:

Dr^a. Luciane Ferreira Trierweiler

Porto Alegre

2012

UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE DO SUL
ESCOLA DE ENGENHARIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA

A Comissão Examinadora, abaixo assinada, aprova a Dissertação Microusinas de Etanol de Batata-Doce: Viabilidade Econômica e Técnica, elaborada por Sara Scomazzon Masiero, como requisito parcial para obtenção do Grau de Mestre em Engenharia.

Comissão Examinadora:

Dra. Ana Cláudia Barneche de Oliveira – EMBRAPA Clima
Temperado/ RS

Prof. Dr. Harold Ospina Patino – Departº Zootecnia / UFRGS

Profs. Dra. Liliana Amaral Féris – DEQUI / UFRGS

Dra. Sílvia Belém Gonçalves – Embrapa Agroenergia

Resumo

Fatores ambientais e econômicos impulsionam mundialmente a produção de biocombustíveis. No Brasil, o etanol, produzido da cana-de-açúcar, já é um biocombustível estabelecido e substitui ca. 40% da gasolina, representando 13% do total de energia necessária para transportes. Nesse cenário, o Rio Grande do Sul (RS) é um grande comprador de etanol, tendo produzido nos últimos anos apenas 2% do consumo estadual de etanol hidratado combustível. O estado também consome em média 600 milhões de litros de etanol anidro por ano, adicionados na proporção de 25% à gasolina comum, e, a partir de 2010, 460 milhões de litros de etanol por ano para a produção de polietileno verde. Essa conjuntura demonstra uma oportunidade para aumentar a produção local de etanol. O presente trabalho buscou primeiramente avaliar a viabilidade da produção de etanol no Rio Grande do Sul em um modelo de microusinas descentralizadas (ca. 1.000 L.dia⁻¹). Para tanto, foram empregados os indicadores econômicos, como valor presente líquido, taxa interna de retorno de investimento e tempo de retorno de investimento. Foram comparados cenários que empregaram apenas cana-de-açúcar e combinações de cana-de-açúcar, sorgo sacarino, mandioca e batata-doce. A utilização de cana-de-açúcar sem o consórcio com outra cultura se mostrou inviável, exceto quando mais de 40% ou 80% da produção, para as produtividades de 80 e 50 t.ha⁻¹ respectivamente, é destinada ao consumo próprio. Entre os cenários com combinação de culturas, aqueles que combinaram sorgo com cana-de-açúcar e sorgo com batata-doce foram os únicos que se mostraram viáveis quando toda a produção foi destinada à venda para terceiros. Quando produtividades médias de cana-de-açúcar próximas a 80 t.ha⁻¹ podem ser alcançadas, verificou-se que a combinação dessa cultura com sorgo sacarino apresentou o melhor potencial entre os cenários avaliados. Já para regiões onde esses valores não são atingidos, o consórcio de sorgo sacarino e batata-doce se mostrou a melhor opção. Posteriormente, foram realizados experimentos em *shaker* para estudar a influência da concentração de substrato e da proporção de enzima na hidrólise a frio da batata-doce, determinar o melhor pré-tratamento, verificar a necessidade de suplementação do meio e do controle de pH na condução das hidrólises e fermentações simultâneas e finalmente testar a melhor condição em biorreator. Para hidrolisar o amido, empregou a mistura de enzimas *Stargen*[™] 002 e, para suplementar o meio, o fertilizante NITROFOS KL. Em todos os experimentos, usou-se a cultivar BRS Cuia, cuja caracterização indicou teor de carboidratos de 28,7%, possibilitando a produção de 185 L.t⁻¹ de etanol e 7.400 L. ha⁻¹. A metodologia de superfície de resposta indicou a condição 200 g.L⁻¹ de batata-doce e 45 GAU.g de batata-doce⁻¹ como a que apresentou o

melhor compromisso entre alta taxa de formação de glicose na primeira hora (8,3 g.L⁻¹.h⁻¹) e baixo consumo de enzimas. O pré-tratamento de uma hora que levou a maior concentração de glicose (14,3 g.L⁻¹) foi na temperatura de 52°C na presença da mistura de enzimas. O estudo da hidrólise e fermentação simultâneas mostrou que a suplementação do meio não apresenta influência significativa, enquanto o controle de pH aumentou em aproximadamente 40% a produção de etanol. Os testes em biorreator reproduziram os resultados anteriores mesmo sendo realizados em ambiente semiestéril, que se aproxima da condição industrial.

Palavras-chave: produção de etanol, sorgo sacarino, mandioca, batata-doce, viabilidade econômica, hidrólise de amido granular, Stargen™ 002, hidrólise e fermentação simultâneas.

Abstract

In Brazil, sugarcane ethanol is already a reality as a biofuel and replaces 40% of gasoline, meaning 13% of energy for transportation. In this scenario, Rio Grande do Sul has produced only 2% of the annual demand for hydrate ethanol in the last years; therefore it is a big importer of ethanol from other states. Additionally, it consumes every year 600 million liters of anhydrous ethanol mixed in the gasoline and 460 million liters for production of green plastic. These numbers highlight the opportunity of producing ethanol locally. In regard to these facts, the present work aimed to evaluate the feasibility of producing ethanol in small scale plants (ca. 1 000 L.dia⁻¹) in Rio Grande do Sul. For this purpose, economic indicators, such as net present value, internal rate of return and payback period were employed. The compared scenarios involved combinations of sugar cane, sweet sorghum, cassava and sweet potato. When only sugarcane was used, the scenarios for 80 and 50 t.ha⁻¹ were unfeasible if less than 40% or 80% of the production, respectively, was used by the own producer. Regarding the scenarios with mix of crops, the mix of sweet sorghum with sugar cane and sweet sorghum with sweet potato presented the best performances. For regions, where 80 t.ha⁻¹ of sugar cane productivity can be achieved, it was verified that the first combination leads to the best result. For other regions, the combination of sweet sorghum and sweet potato presented itself as the more feasible scenario. As a consequence, in the second part of this work, the cold hydrolysis and fermentation of sweet potato was experimentally studied. For that, it was employed the sweet potato strain BRS Cuia, whose carbohydrate level reaches 28,7%. What it can be translated into a potential to produce 185 L.t⁻¹ ethanol, or equivalently 7400 L. ha⁻¹. The enzymes blend adopted for the hydrolysis stage was *Stargen™ 002*, while the fertilizer NITROFOS KL was used for fermentation medium supplementation. The surface response method indicated 200 g.L⁻¹ of sweet potato and 45 GAU.g of sweet potato⁻¹ as the best balance between high glucose formation rate in the first hour (8,3 g.L⁻¹.h⁻¹) and low enzyme consume. The one hour pre-treatment that achieved the highest glucose concentration (14,3 g.L⁻¹) was at 52°C in the presence of the enzymes blend. The study of the simultaneous hydrolysis and fermentation showed that the medium supplementation has no significant effect over the fermentation performance, while the pH control is beneficial, improving the ethanol production in 40%. Finally, the tests in bioreactor could reproduce the previous results, even though the experiments were carried out non-sterilely.

Keywords: ethanol production, sweet sorghum, cassava, sweet potato, economic feasibility, hydrolysis of granular starch, Stargen™ 002, simultaneous hydrolysis and fermentation.

Dedicatória

Aos meus pais, Clovis e Leila, pelo apoio e compreensão, e ao Santiago, pelo incentivo e companheirismo.

Agradecimentos

Ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química (PPGEQ) da Universidade Federal do Rio Grande do Sul, pela oportunidade e estrutura que me permitiram fazer o curso de mestrado e desenvolver este trabalho.

Ao meu orientador, Prof. Dr. Jorge Otávio Trierweiler, e a minha co-orientadora, Dra. Luciane Ferreira Trierweiler, cujo conhecimento, incentivo e exigência foram fundamentais para a realização desta dissertação.

Ao pesquisador da FEPAGRO, Zeferino Chielle, pelas sugestões e incentivo. Ao mestrando Diogo Del Ré e ao Professor Harold Ospina Patino do curso de Agronomia pelos conselhos e conhecimentos trocados nas definições da avaliação econômica abordada na primeira parte desta dissertação. E à bolsista de iniciação científica, Andressa Peretti, pelo grande apoio no desenvolvimento da parte experimental.

À Genencor, divisão da Danisco, por ter nos cedido a amostra da mistura de enzimas *Stargen™ 002* empregada neste estudo.

À EMBRAPA Clima Temperado e em especial ao Luis Antonio Suita de Castro por terem cedido gentilmente as amostra de batata-doce BRS Cuia utilizadas neste trabalho.

Aos professores e colegas do PPGEQ que contribuíram para o desenvolvimento deste trabalho de diferentes formas.

Finalmente, à CAPES, CNPq e FAPERGS, pelo fomento durante toda a pesquisa.

SUMÁRIO

| | | |
|----------|--|-----------|
| 1 | Introdução | 1 |
| 1.1 | Motivação | 1 |
| 1.2 | Modelo descentralizado de produção..... | 2 |
| 1.3 | Objetivos..... | 3 |
| 1.4 | Estrutura da dissertação..... | 4 |
| 2 | Revisão Bibliográfica | 5 |
| 2.1 | Processos fermentativos para produção de etanol | 5 |
| 2.1.1 | Etanol a partir de cana-de-açúcar..... | 5 |
| 2.1.2 | Etanol a partir de milho | 9 |
| 2.2 | Hidrólise enzimática do amido | 12 |
| 2.2.1 | Amido..... | 12 |
| 2.2.2 | Enzimas | 13 |
| 2.2.3 | Processo tradicional versus Cold hydrolysis | 17 |
| 2.3 | Matérias-primas para produção de etanol..... | 18 |
| 2.3.1 | Cana-de-açúcar (Saccharum spp.) | 18 |
| 2.3.2 | Sorgo sacarino (Sorghum bicolor)..... | 22 |
| 2.3.3 | Mandioca (Manihot esculenta)..... | 24 |
| 2.3.4 | Batata-doce (Ipomoea batatas) | 26 |
| | PARTE 1: Viabilidade Econômica | 29 |
| 3 | Considerações e critérios..... | 29 |
| 3.1 | Cenários | 29 |
| 3.2 | Unidade para produção de etanol..... | 30 |
| 3.3 | Balanços de massa..... | 32 |
| 3.4 | Custos | 35 |
| 3.5 | Receitas..... | 36 |
| 3.6 | Depreciação | 38 |
| 3.7 | Critérios para avaliação econômica..... | 38 |
| 3.8 | Linhas de financiamento..... | 40 |
| 4 | Resultados | 43 |
| 4.1 | Recursos para processamento das matérias-primas..... | 43 |
| 4.1.1 | Mão-de-obra | 44 |
| 4.1.2 | Energia elétrica | 49 |
| | A Tabela 4.4 e a Tabela 4.5 apresentam a relação dos equipamentos e as respectivas potências instaladas. Com base no número de horas que cada motor opera diariamente, foi calculado o consumo diário de cada equipamento (kWh). Foi considerado um fator de carga padrão de 100% para todos os equipamentos. Os resultados para cada matéria- prima são apresentados nas mesmas tabelas. | 49 |
| 4.1.3 | Água | 49 |
| 4.1.4 | Enzimas, Nutrientes e Leveduras..... | 49 |
| 4.1.5 | Lenha..... | 50 |
| 4.1.6 | Graxa, Óleo e Diesel..... | 50 |
| 4.1.7 | Sacos para silagem..... | 51 |
| 4.2 | Custos | 51 |
| 4.3 | Viabilidade econômica..... | 57 |

| | |
|---|-----------|
| PARTE 2: Viabilidade Técnica – Estudos Iniciais | 63 |
| 5 Materiais e Métodos | 63 |
| 5.1 Matéria-prima..... | 63 |
| 5.1.1 Caracterização da batata-doce BRS Cuia..... | 63 |
| 5.2 Hidrólise enzimática de amido granular..... | 64 |
| 5.2.1 Planejamento experimental..... | 65 |
| 5.2.2 Pré-tratamento..... | 66 |
| 5.3 Hidrólise e fermentação simultâneas..... | 67 |
| 5.3.1 Influência da suplementação do meio e do controle de pH | 67 |
| 5.3.2 Teste em biorreator..... | 68 |
| 5.4 Tratamento das amostras..... | 69 |
| 5.5 Métodos analíticos | 71 |
| 5.6 Análise estatística | 71 |
| 6 Resultados..... | 73 |
| 6.1 Caracterização da batata-doce | 73 |
| 6.2 Hidrólise enzimática de amido granular..... | 74 |
| 6.2.1 Pré-tratamento..... | 78 |
| 6.3 Fermentação..... | 80 |
| 6.3.1 Teste em biorreator..... | 82 |
| 6.4 Comparação entre o desempenho teórico e o experimental | 82 |
| 7 Considerações Finais..... | 85 |
| 7.1 Conclusões..... | 85 |
| 7.2 Sugestões para Trabalhos Futuros | 86 |
| Referências..... | 87 |
| Apêndice I – Fluxos de caixa | 99 |
| Apêndice II – Procedimentos Experimentais..... | 105 |

LISTA DE FIGURAS

| | |
|---|----|
| Figura 2.1: Fluxograma simplificado do processo de produção e etanol..... | 6 |
| Figura 2.2: Esquema simplificado do processo de destilação do vinho. Adaptada de Dias (2008). | 8 |
| Figura 2.3: Fluxograma simplificado das etapas e produtos da produção de etanol a partir do milho por moagem úmida. Fonte: BNDES e CGEE (2008). | 9 |
| Figura 2.4: Esquema das etapas da produção de etanol a partir do milho por moagem úmida. | 10 |
| Figura 2.5: Estruturas da (A) Amilose e da (B) Amilopectina..... | 12 |
| Figura 2.6: Enzimas que podem ser empregadas na hidrólise do amido. Adaptado de Lin e Tanaka (2006). | 14 |
| Figura 2.7: Forma de atuação das diferentes enzimas amilolíticas. Adaptado de Eliasson (2004). | 15 |
| Figura 2.8: Influência da concentração de substrato e enzima sobre a velocidade inicial da reação. | 17 |
| Figura 2.9: Ilustração das partes componentes da cana-de-açúcar. Adaptada de Seabra <i>et al.</i> (2010)..... | 21 |
| Figura 3.1: Balanço de massa para o processamento de cana-de-açúcar e sorgo sacarino. | 33 |
| Figura 3.2: Balanço de massa para o processamento de mandioca e batata-doce. | 34 |
| Figura 3.3: Atividades, recursos e direcionadores usados no método ABC..... | 36 |
| Figura 4.1: Esquema explicativo do cálculo do fluxo de caixa..... | 58 |
| Figura 4.2: Influência da proporção de consumo próprio de etanol sobre o VPL para o cenário base RS..... | 59 |
| Figura 4.3: Influência do percentual de consumo próprio de etanol sobre o VPL (A) e a TIR (B) para os cenários 1 a 4. | 60 |
| Figura 4.4: Influência do percentual de consumo próprio de etanol sobre o VPL (A) e a TIR (B) para os cenário 4 e os cenários base..... | 62 |
| Figura 5.1: Batata-doce BRS Cuia..... | 63 |
| Figura 5.2: (A) Mixer, (B) Capela de fluxo laminar e (C) incubadora tipo <i>shaker</i> ... | 65 |
| Figura 5.3: Unidade com biorreator do GIMSCOP utilizada neste trabalho. | 70 |
| Figura 5.4: Interface com o usuário da unidade com biorreator do GIMSCOP..... | 70 |
| Figura 6.1:Concentração de glicose ao longo dos experimentos..... | 74 |
| Figura 6.2: Conversão de amido em glicose (X_{amido}) ao longo dos experimentos.. | 74 |
| Figura 6.3: Verificação da normalidade dos resíduos do modelo para Q_g | 76 |
| Figura 6.4: Superfície de resposta (A) e curvas de níveis (B) para o modelo de segunda ordem ajustado para Q_{g1h} | 77 |
| Figura 6.5: Concentração de glicose e Q_g para hidrólise com e sem pré-tratamento. | 79 |
| Figura 6.6: Comparação da concentração de glicose e Q_g para diferentes temperaturas. | 80 |

| | |
|---|-----|
| Figura 6.7: Concentrações de etanol e pH ao longo dos quatro tratamentos | 81 |
| Figura 6.8: Concentrações de substrato e produtos ao longo da fermentação. ... | 82 |
| Figura 6.9: Comparação entre os custo associados ao modelo teórico e os resultados experimentais. | 84 |
| Figura I.1: Fluxo de caixa para cenário base a quando 80% do etanol é destinado para consumo próprio. | 99 |
| Figura I.2: Fluxo de caixa para cenário 1a (S + C50) quando 60% do etanol é destinado para consumo próprio. | 100 |
| Figura I.3: Fluxo de caixa para cenário 2 (S+M) quando 60% do etanol é destinado para consumo próprio. | 101 |
| Figura I.4: Fluxo de caixa para cenário 3 (S+B) quando 60% do etanol é destinado para consumo próprio. | 102 |
| Figura I.5: Fluxo de caixa para cenário 4 (B) quando 60% do etanol é destinado para consumo próprio. | 103 |
| Figura I.6: Fluxo de caixa para cenário base considerando a produtividade de SP (C) quando 60% do etanol é destinado para consumo próprio. | 104 |

LISTA DE TABELAS

| | |
|---|----|
| Tabela 2-1: Composição média dos caldos de cana-de-açúcar..... | 6 |
| Tabela 2-2: Concentrações e rendimentos médios obtidos nas usinas brasileiras. Baseado em Dias, Junqueira <i>et al.</i> (2012)..... | 9 |
| Tabela 2-3: Faixas de temperatura de gelatinização típicas..... | 13 |
| Tabela 2-4: Classificação das enzimas segundo o tipo de reação catalisada. | 13 |
| Tabela 2-5: Quadro resumo de alguns trabalhos publicados sobre hidrólise a frio. | 19 |
| Tabela 2-6: Composição dos colmos de cana-de-açúcar. Baseado em Dias, Cunha <i>et al.</i> (2011). | 21 |
| Tabela 2-7: Composição dos colmos e grãos de sorgo. Baseado em Barcelos, Maeda <i>et al.</i> (2011) e EMBRAPA (2011b). | 23 |
| Tabela 2-8: Períodos de Plantio e Colheita das culturas analisadas..... | 24 |
| Tabela 2-9: Composição das raízes e folhas de mandioca adaptados de Camacho (2009) e Teo (2010) | 25 |
| Tabela 2-10: Composição das raízes e folhas de batata-doce. Baseado em Neto, Maluf <i>et al.</i> (2011). | 27 |
| Tabela 2-11: Resumo das características da matérias-primas. | 28 |
| Tabela 3-1: Planejamento anual do processamento das culturas para os cinco cenários e o caso base. | 29 |
| Tabela 3-2: Produtividade por ano do projeto (t.ha ⁻¹) | 30 |
| Tabela 3-3: Custo dos equipamentos e instalações segundo Weschenfelder (2011). | 31 |
| Tabela 3-4: Resumo dos rendimentos para as matérias-primas estudadas. | 32 |
| Tabela 3-5: Preços dos insumos e coeficientes técnicos agrícolas e dos direcionadores de custos utilizados neste estudo..... | 37 |
| Tabela 3-6: Cálculo da depreciação dos equipamentos para os cenários..... | 39 |
| Tabela 4-1: Valores referência para um dia de operação. | 43 |
| Tabela 4-2: Tempo diário necessário para cada uma das atividades da produção de etanol. | 45 |
| Tabela 4-3: Tempo de mão-de-obra gasto por dia em cada uma das atividades da produção de etanol..... | 46 |
| Tabela 4-4: Consumo diário de energia elétrica em cada uma das atividades da produção de etanol a partir de cana e sorgo..... | 47 |
| Tabela 4-5: Consumo diário de energia elétrica em cada uma das atividades da produção de etanol a partir de mandioca e batata-doce..... | 48 |
| Tabela 4-6: Consumo de água (m ³) por dia por atividade..... | 49 |
| Tabela 4-7: Consumo óleo, graxa e diesel por dia por atividade. | 50 |
| Tabela 4-8: Custos para produção agrícola de sorgo sacarino por hectare. | 52 |
| Tabela 4-9: Custos para produção agrícola de mandioca por hectare..... | 52 |
| Tabela 4-10: Custos para produção agrícola de cana-de-açúcar por hectare..... | 53 |
| Tabela 4-11: Custos para produção agrícola de batata-doce por hectare..... | 54 |

| | |
|---|-----|
| Tabela 4-12: Custos diários para o processamento da cana-de-açúcar. | 54 |
| Tabela 4-13: Custos diários para o processamento do sorgo sacarino..... | 55 |
| Tabela 4-14: Custos diários para o processamento da mandioca. | 55 |
| Tabela 4-15: Custos diários para o processamento da batata-doce..... | 56 |
| Tabela 4-16: Comparação do custo por litro produzido de etanol..... | 56 |
| Tabela 4-17: <i>VPL</i> , <i>TIR</i> e <i>Payback</i> para 100% de comercialização do etanol. | 60 |
| Tabela 5-1: Matriz do planejamento experimental. | 65 |
| Tabela 5-2: Composição do Nitrofos KL baseada na ficha de informações de segurança de produtos químicos (FISPQ) da Quimatec..... | 68 |
| Tabela 5-3: Experimentos para estudo da suplementação do meio e do controle de pH..... | 68 |
| Tabela 6-1: Composição da batata-doce BRS Cuia..... | 73 |
| Tabela 6-2: Resultados para o planejamento experimental composto central..... | 75 |
| Tabela 6-3: ANOVA para Q_g | 76 |
| Tabela 6-4: Eficiência das fermentações para os quadro tratamentos avaliados. | 81 |
| Tabela 6-5: ANOVA para Eficiência da fermentação..... | 81 |
| Tabela 6-6: Comparação dos rendimentos teóricos e experimentais. | 83 |
| Tabela II-1: Condições dos experimentos de hidrólise (exemplo). | 110 |
| Tabela II-2: Tempos para amostragem..... | 110 |
| Tabela II-3: Condições para teste de temperatura (exemplo). | 112 |
| Tabela II-4: Tempos para amostragem..... | 112 |
| Tabela II-5: Condições das fermentações (exemplo). | 114 |
| Tabela II-6: Tempos para amostragem..... | 114 |
| Tabela II-7: Condições do experimento em biorreator (exemplo). | 116 |
| Tabela II-8: Tempos para amostragem..... | 117 |

ABREVIações

| | |
|----------------|---|
| ABC | <i>Activity Based Costing</i> |
| ANOVA | Análise de variância |
| ANP | Agência Nacional de Petróleo, Gás e Biocombustíveis |
| AOAC | <i>Academy of Official Agricultural Chemists</i> |
| AR | Açúcares redutores |
| ART | Açúcares redutores totais |
| BB | Banco do Brasil |
| BC | Banco Central |
| BNDES | Banco Nacional do Desenvolvimento |
| CGEE | Centro de Gestão de Estudos Estratégicos |
| CLAE | Cromatografia líquida de alta eficiência |
| EHC | Etanol hidratado combustível |
| EMBRAPA | Empresa Brasileira de Pesquisa Agropecuária |
| FAO | <i>Food and Agriculture Organization</i> |
| FEPAGRO | Fundação Estadual de Pesquisa Agropecuária |
| IAL | Instituto Adolfo Lutz |
| IBGE | Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística |
| LNA | Laboratório de Nutrição Animal |
| MAPA | Ministério da Agricultura, Pecuária e Abastecimento |
| MDA | Ministério do Desenvolvimento Agrário |
| P.A. | Padrão analítico |
| <i>Payback</i> | Tempo de retorno de investimento |
| PRONAF | Programa Nacional de Agricultura Familiar |
| RF | Receita Federal |
| RFA | <i>Renewable Fuels Association</i> |
| RS | Rio grande do Sul |
| SP | São Paulo |
| <i>TIR</i> | Taxa interna de retorno de investimento |
| UNICA | União da Indústria de Cana-de-açúcar |
| USI | Usinas Sociais Inteligentes |
| VPL | Valor presente líquido |

NOTAÇÃO E SIMBOLOGIA

| | |
|--------------------------|---|
| [E] | Concentração de enzima na forma livre (mol.L^{-1}) |
| [ES] | Concentração de enzima na forma de complexo com o substrato (mol.L^{-1}) |
| [E _T] | Concentração total de enzima (mol.L^{-1}) |
| [P] | Concentração de produto (mol.L^{-1}) |
| [S] | Concentração de substrato (mol.L^{-1}) |
| bep | Barril equivalente de petróleo |
| <i>b.s.</i> | Base seca |
| <i>b.u.</i> | Base úmida |
| Brix | Sólidos totais |
| $C_{\text{glicose},t}$ | Concentração de glicose para o tempo <i>t</i> (g.L^{-1}) |
| $C_{\text{glicose},t=0}$ | Concentração de glicose inicial (g.L^{-1}) |
| <i>HCl</i> | Ácido clorídrico |
| k_i | Constante da reação direta |
| k_{-i} | Constante da reação inversa |
| K_M | Constante de Michaelis-Menten |
| m.m^{-1} | Percentual em massa soluto por massa de solução |
| m_{amido} | Massa de amido (g) |
| $m_{\text{glicose},t}$ | Massa de glicose para o tempo (g) |
| $m_{\text{glicose},t=0}$ | Massa de glicose inicial(g) |
| MgSO_4 | Sulfato de magnésio |
| MnSO_4 | Sulfato de manganês |
| <i>NaOH</i> | Hidróxido de sódio |
| N_{total} | Nitrogênio total |
| P_2O_5 | Pentóxido de fósforo |
| Q_g | Produtividade de glicose ($\text{g.L}^{-1}.\text{h}^{-1}$) |
| Q_{g1h} | Produtividade de glicose na primeira hora de hidrólise |
| R^2 | Coeficiente de determinação (%) |
| <i>t</i> | Tempo (h) |
| v.v^{-1} | Percentual em volume soluto por volume de solução |
| v_0 | Velocidade inicial da reação ($\text{mol.L}^{-1}.\text{h}^{-1}$) |
| V_{max} | Velocidade máxima de reação ($\text{mol.L}^{-1}.\text{h}^{-1}$) |
| X_{amido} | Conversão ($\text{g}^{-1}.\text{g de amido}^{-1}$) |
| $Y_{E/S, \text{real}}$ | Rendimento real ($\text{g}^{-1}.\text{g}^{-1}$) |

ZnSO₄

Sulfato de zinco

1 Introdução

1.1 Motivação

Fatores ambientais e econômicos têm impulsionado mundialmente a produção de biocombustíveis. No contexto ambiental, busca-se utilizar matérias-primas renováveis que gerem um ciclo de carbono equilibrado. No contexto econômico, tem-se como objetivo diminuir a dependência em combustíveis fósseis e incentivar a agroindústria, entre outros. No Brasil, a produção de etanol de cana-de-açúcar foi iniciada na década de 70 com o programa PROALCOOL e hoje já substitui parcela considerável da gasolina. Ele é consumido em misturas com gasolina na forma anidra e diretamente na forma hidratada. O teor de etanol anidro misturado à gasolina tem se situado em média em 25% (m.m⁻¹) nos últimos 10 anos, embora possa ser reduzido em função da sua disponibilidade (BNDES e CGEE, 2008; CGEE, 2009). Em 2005, por exemplo, o etanol participou com cerca de 160.000 bep.dia⁻¹, substituindo 40% do total de gasolina utilizada e representando 13% do total de energia necessária para transportes (UNICA, 2007).

Nesse cenário, o Rio grande do Sul (RS) é um grande comprador de etanol advindo das regiões produtoras. Essa produção de etanol se concentra hoje no estado de São Paulo e nas regiões centro-oeste e nordeste do Brasil. Nos últimos anos, o RS produziu apenas 2% do consumo estadual médio de 275 milhões de litros de etanol hidratado combustível (EHC) (UNICA, 2012). O estado também consome em média 600 milhões de litros de etanol anidro por ano, contidos na gasolina comum. E, a partir de 2010, somou-se a esses valores, a demanda de 460 milhões de litros de etanol por ano para a produção das 200 mil toneladas de polietileno verde pela empresa Braskem (Braskem, 2011). Neste ponto é importante ressaltar que o mercado de EHC no RS poderia ser maior se o custo adicional da logística de transporte e de ICMS não comprometesse a sua competitividade frente à gasolina comum. Em 2011, segundo dados da UNICA (2012), o preço do EHC ao consumidor no RS foi aproximadamente 30% maior que o praticado no estado de São Paulo.

Esse panorama demonstra uma oportunidade e necessidade de produção local de etanol. Entretanto, a opção pela solução padrão de produção de etanol a partir da cana-de-açúcar não parece ser a mais adequada neste caso. Segundo o zoneamento agroecológico da cana-de-açúcar publicado pelo Ministério da Agricultura, Pecuária e Abastecimento (MAPA) (Brasil, 2009), 105 mil hectares do estado são altamente aptos a esta cultura, uma área que corresponde a aproximadamente apenas 1,5% dos 7.238.843 hectares destinados a lavouras no estado (IBGE, 2007). Esse valor também é bem menor que aqueles zoneados em São Paulo e na região centro-oeste, representando menos de 1% da área total

nacional altamente apta a cultura de cana-de-açúcar. Esse fato está relacionado às condições climáticas: baixas temperaturas e ocorrência de geadas. Agrega-se a esse contexto a baixa produtividade atingida nas regiões consideradas favoráveis ao cultivo da cana. O Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística (IBGE) apresenta uma média de 38 t.ha⁻¹ para o RS nos últimos cinco anos, enquanto indica uma média nacional de 78 t.ha⁻¹ para o mesmo período (IBGE, 2012). Por este motivo, o custo por tonelada de matéria-prima é consideravelmente maior no RS, prejudicando a viabilidade de projetos baseados apenas nessa cultura.

Como alternativas, vem sendo estudada a utilização de culturas complementares ou substitutivas (Schirmer-Michel *et al.*, 2008; da Cunha-Pereira *et al.*, 2011; Fabricio, 2011; Neto *et al.*, 2011; Weschenfelder, 2011). Entre elas, o sorgo sacarino se destaca como uma cultura complementar que aumenta a viabilidade de instalação de uma usina. Por ser colhido na entressafra da cana-de-açúcar, possibilita em associação a essa a operação de uma usina ao longo de todo ano, evitando período ocioso (Teixeira *et al.*, 1997). Recentemente, o Instituto Rio-grandense do Arroz (IRGA) começou a estudar o direcionamento do excedente da safra de arroz e da quirela como matéria-prima para esse fim (IRGA e Secretaria Estadual da Agricultura Pecuária Agronegócio, 2011). Seguindo essa linha, a empresa Vinema está projetando instalar biorrefinarias que utilizem cereais no estado: principalmente, o arroz e, secundariamente, o sorgo e o triticale (Vinema, 2011). Apesar desses estudos e projetos, atualmente existem apenas duas unidades produtoras de etanol cadastradas junto a Agência Nacional de Petróleo, Gás e Biocombustíveis (ANP). A COOPERCANA (60.000 L.dia⁻¹) no município de Porto Xavier, que produz a partir de cana (Bratz, 2010), e a Usinas Sociais Inteligentes (USI) (1.000 L.dia⁻¹) em São Vicente do Sul, que procura diversificar o uso de matérias-primas na operação da sua microusina.

1.2 Modelo descentralizado de produção

No Brasil, a produção de etanol é centralizada em grandes usinas (120.000 L.dia⁻¹ ou seus múltiplos), as quais na sua maioria são donas das terras que produzem a cana-de-açúcar para o processo. O aumento de escala tende a favorecer a redução de custos, entretanto, essa configuração traz alguns efeitos negativos como a baixa interação com a pecuária e produção de alimentos e o desgaste de recursos ambientais devido à monocultura (Ortega *et al.*, 2006).

Borges (2010) propõe um modelo de biorrefinaria com estrutura descentralizada e escala menor, que também pode ser aplicado ao caso específico de usinas para produção de etanol. Segundo o autor, o fato de a biomassa ser um recurso disponível de forma descentralizada torna possível que se estabeleça um modelo de processamento com a mesma estrutura. Esse modelo possui vantagens em relação ao centralizado, tais como: redução de

custos logísticos, aproveitamento do potencial das culturas regionais, redução do impacto ambiental através da diversificação de culturas, produção integrada de alimentos, biocombustíveis e energia e do reaproveitamento de resíduos do processamento nas propriedades rurais próximas. Além disso, do ponto de vista social, ao diversificar o portfólio de produtos do agricultor e agregar valor aos mesmos, favorece-se o aumento da distribuição de renda.

Em contraponto, existem vários aspectos a serem estudados e definidos a fim de viabilizar a implantação de unidades neste modelo. A principal questão é a como descentralizar a produção sem perder eficiência. Para isso, sugere-se investir em unidades automatizadas, porém, ao mesmo tempo, baratas. Entre outros pontos importantes a discutir, estão a definição da capacidade de produção ótima, a escolha da melhor combinação de matérias-primas, a qualificação da mão de obra local para operar estas unidades, a regulação da comercialização dos produtos. Uma sugestão proposta por Borges (2010) foi o monitoramento remoto das unidades. Assim, o custo de mão de obra especializada para diagnóstico e solução de problemas seria dividido entre todas as unidades monitoradas.

O modelo descentralizado parece apropriado à estrutura fundiária do RS. Segundo dados do censo agropecuário de 2006, 25% das terras ocupadas por estabelecimentos rurais são pequenas propriedades (até 50 ha) e este número aumenta para 58% quando se somam as pequenas e médias (entre 50 e 500 ha) (SEPLAG, 2011). Por isso, acredita-se que existe um espaço para produção de etanol por associações ou cooperativas de pequenos e médios produtores rurais que destinariam parte da sua colheita a produção de etanol.

1.3 Objetivos

O presente trabalho busca avaliar a viabilidade econômica e técnica da produção de etanol no Rio Grande do Sul em um modelo de microusinas descentralizadas (ca. 1.000 L.dia⁻¹). Para tanto, numa primeira etapa, são levantados os custos da produção agrícola para as matérias-primas estudadas (cana-de-açúcar, sorgo sacarino, mandioca e batata-doce) e os custos de processamento das mesmas a etanol hidratado combustível (EHC). Então, são comparados os indicadores econômicos valor presente líquido (*VPL*), taxa interna de retorno de investimento (*TIR*) e tempo de retorno de investimento (*Payback*) de cenários baseados em combinações dessas culturas a fim de determinar a melhor combinação. Na segunda etapa, são realizados experimentos para estudar a hidrólise a frio e fermentação simultâneas a partir da cultura selecionada na primeira etapa.

1.4 Estrutura da dissertação

Esta dissertação se encontra dividida em sete capítulos. No capítulo 1 são apresentados a contextualização deste trabalho e seus objetivos. O capítulo 2 faz uma revisão bibliográfica referente às matérias-primas escolhidas e aos processos de produção de etanol baseados em fontes sacarinas e amiláceas.

Os capítulos 3 e 4 compõem a avaliação econômica da produção de etanol a partir das diferentes matérias-primas estudadas. No capítulo 3 são apresentados os cenários e as considerações adotadas nesta avaliação e os critérios econômicos utilizados para comparar os cenários. Os custos levantados e os resultados da análise de viabilidade são discutidos no capítulo 4.

Com base nos resultados dos capítulos 3 e 4, foi realizada a avaliação da viabilidade técnica da produção de etanol a partir de batata-doce que está contida nos capítulos 5 e 6. No capítulo 5 são apresentadas as metodologias utilizadas para caracterizar a cultivar estudada e avaliar diversos fatores que influenciam a produtividade de etanol tais como: a melhor concentração do substrato e proporção de enzima para a hidrólise enzimática e a influência do controle de pH e suplementação do meio na fermentação. Os resultados obtidos são, então, discutidos no capítulo 6.

O capítulo 7 apresenta as conclusões deste trabalho e os desafios para trabalhos futuros. Finalmente, dois apêndices complementam esta dissertação contendo detalhes da avaliação econômica.

2 Revisão Bibliográfica

2.1 Processos fermentativos para produção de etanol

A produção de etanol via rota fermentativa pode ser realizada a partir de qualquer matéria-prima que seja composta por açúcares. Essas podem ser divididas em três grupos: sacarinas, amiláceas e celulósicas. Os açúcares contidos, por exemplo, na cana-de-açúcar, beterraba açucareira, melaços e frutas, podem ser convertidos diretamente a etanol, uma vez que os organismos comumente empregados metabolizam glicose, frutose e sacarose. Por isso, são chamados de açúcares fermentescíveis. O amido presente no milho, batata, mandioca e outras raízes necessita ser hidrolisado a açúcares fermentescíveis para, então, ser convertido a etanol. Assim como os materiais celulósicos (madeira, resíduos da indústria do papel e outros resíduos agroindustriais), que também devem ser convertidos em açúcares antes de serem fermentados (Lin e Tanaka, 2006).

Neste capítulo serão abordados processos para produção de etanol a partir de matérias-primas sacarinas e amiláceas que são largamente empregados para produção etanol no Brasil e nos Estados Unidos, respectivamente, e que serão justamente os tipos de matérias-primas avaliadas neste trabalho. Segundo dados da *Renewable Fuels Association* (RFA) (2009), os Estados Unidos e o Brasil responderam em 2009, respectivamente, por 54% e 33% da produção mundial de etanol. Os desenvolvimentos para produção de etanol a partir de material lignocelulósico podem ser encontrados em revisões na literatura (Lee, 1997; Soccol *et al.*, 2010; Waldron, 2010; Menon e Rao, 2012).

2.1.1 Etanol a partir de cana-de-açúcar

Atualmente a cana-de-açúcar é uma das principais matérias-primas empregadas na produção de etanol. Seja a partir do caldo diretamente, seja partir de melaços, que são caldos concentrados oriundos da produção de açúcar, ou da mistura de ambos. No Brasil, em torno de 79% do etanol é produzido a partir de caldo e o restante a partir de melaços (Sánchez e Cardona, 2008).

Nas usinas brasileiras, as principais etapas envolvidas no processamento da cana para obtenção de etanol são: moagem, clarificação do caldo, concentração do caldo, fermentação, separação e reciclo de leveduras e destilação. Um fluxograma simplificado do processo pode ser visualizado na Figura 2.1.

Usualmente a cana é descarregada e transportada por esteiras até às moendas. Antes da moagem, a cana pode ser submetida a uma limpeza com água

a fim de eliminar terra e outras impurezas que podem prejudicar as próximas etapas do processo. Nas moendas, o caldo é extraído pela compressão dos colmos da cana ao passarem entre rolos. A composição típica dos caldos de cana-açúcar pode ser visualizada na Tabela 2.1.

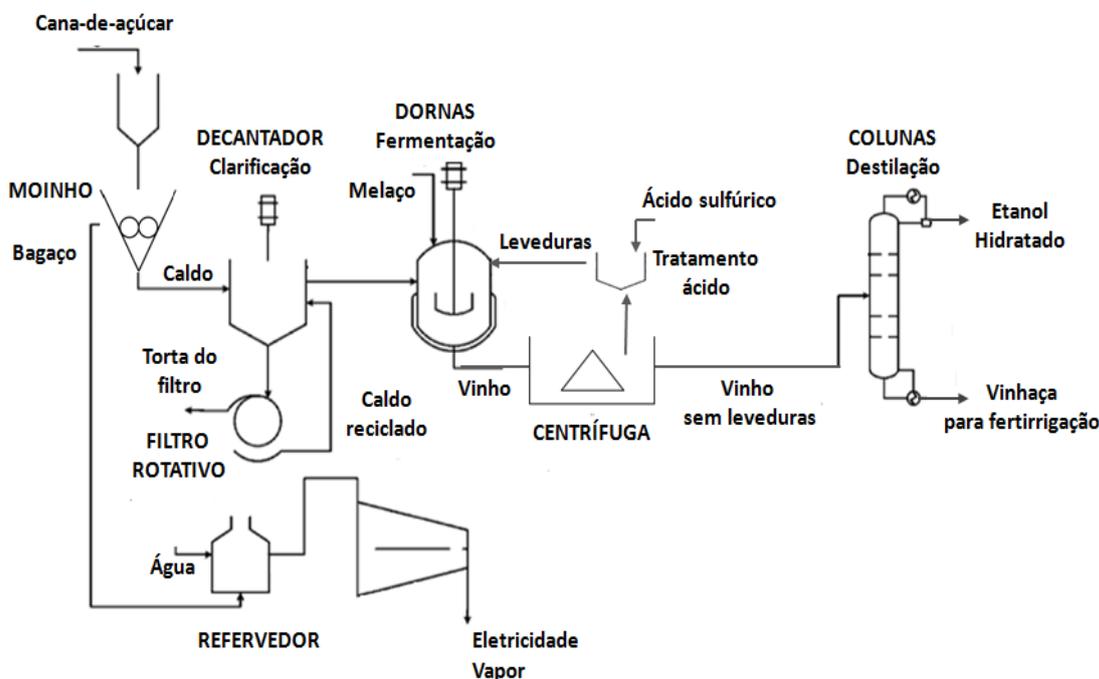


Figura 2.1: Fluxograma simplificado do processo de produção e etanol.

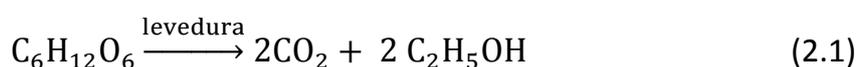
Tabela 2-1: Composição média dos caldos de cana-de-açúcar.

| Componente | Teor (% m.m ⁻¹) |
|--------------------------|-----------------------------|
| Água | 75 a 88 |
| Sacarose | 10 a 21 |
| Açúcares redutores | 0,3 a 2,5 |
| Não açúcares orgânicos | 0,5 a 1,5 |
| Não açúcares inorgânicos | 0,2 a 0,7 |
| Sólidos totais (Brix) | 12 a 23 |

O caldo, então, passa por tratamento físico, que visa remover sólidos insolúveis por peneiramento. E, em seguida, esse passa por tratamento químico, no qual são adicionados ácido fosfórico, cal e polímero floculante a fim de promover a coagulação, floculação e decantação das partículas. Outro objetivo do tratamento químico é neutralizar o pH do caldo, evitando a decomposição dos açúcares redutores. Estes tratamentos compõem a etapa de clarificação do caldo. O lodo obtido na decantação é filtrado e a torta é lavada com água, a fim de recuperar os açúcares residuais. O tipo de filtro mais comumente empregado nas usinas é o rotatório a vácuo. A torta obtida é normalmente utilizada como fertilizante na lavoura e o filtrado é reciclado ao caldo clarificado, seguindo para a etapa de concentração e esterilização (Dias, 2008).

Quando o caldo for utilizado diretamente na fermentação, ele deve ser concentrado em evaporadores múltiplo efeito, aumentando o Brix de aproximadamente 15% até 22%. O caldo concentrado e esterilizado, que é enviado para fermentação, é chamado de mosto. Quando a destilaria é anexa à fábrica de açúcar, uma mistura de caldo e melaço pode ser utilizada para adequar o Brix do mosto. Muitas usinas ainda não realizam a etapa de esterilização (BNDES e CGEE, 2008).

A fermentação do mosto é baseada no processo em batelada com reciclo de células desenvolvida por Firmino Boinot em 1930 nas destilarias francesas da região de Melle (método Boinot-Melle) (Amorim e Leão, 2005). Em 2011, aproximadamente 85% das unidades já utilizavam o processo em batelada-alimentada, enquanto, apenas 15% operavam o processo de forma contínua. Também são características marcantes das instalações encontradas no Brasil, a utilização de grandes dornas (entre 500.000 e 3.000.000 de litros) e altas densidades de células (10–15 % m.v⁻¹) (Amorim *et al.*, 2011). O microrganismo empregado é a levedura *Saccharomyces cerevisiae*, pela sua capacidade de metabolizar a sacarose presente no caldo de cana, hidrolisando-a em glicose e frutose. Em temperaturas entre 32°C e 35°C, esta levedura é capaz de produzir até 11% (em volume) de etanol em um período de 6 a 11 horas (Basso *et al.*, 2008). A reação de produção de etanol está apresentada na Equação (2.1). Através dessa, calcula-se o rendimento estequiométrico da conversão de açúcares em etanol: 0,51 g.g⁻¹. Entretanto, devido ao crescimento celular e às situações de estresse, parte dos açúcares é convertida em biomassa e outras substâncias, como, por exemplo, em glicerol (Dias, 2008).



Depois de fermentado, o mosto passa a ser chamado usualmente de vinho. O vinho é centrifugado para separação e recuperação das leveduras. O vinho sem leveduras segue para destilação, enquanto o creme de levedura é encaminhado para a etapa de tratamento. Em tanques agitados, o pH do creme de leveduras é ajustado entre 2 e 2,5 através da adição de ácido sulfúrico com o objetivo de reduzir a contaminação bacteriana. Ao final do tratamento, obtém-se o chamado pé de cuba que será reutilizado nas próximas fermentações (Dias, 2008). As células podem ser recicladas de 400 a 600 vezes durante uma safra (Amorim *et al.*, 2011).

Na destilação, é obtido o EHC com 92,6% a 93,8 % de etanol em massa, valores próximos ao ponto azeotrópico da mistura etanol e água. A configuração encontrada com mais frequência nesta etapa apresentada de forma simplificada na Figura 2.2. A coluna A e A1 são conhecidas, respectivamente, como colunas de esgotamento e de depuração do vinho e a D como coluna de concentração de álcool de segunda. O conjunto dessas três colunas compõe o sistema de

destilação. As colunas B1 e B são as colunas de esgotamento e de retificação, respectivamente. O EHC é obtido no topo do conjunto de retificação, enquanto o fundo é gerado a flegmaça que deve conter teores de etanol inferiores a 0,02% em massa. No conjunto de esgotamento é gerado no topo o álcool de segunda, enquanto no fundo é obtido o subproduto mais abundante da produção de etanol: a vinhaça (Dias, 2008).

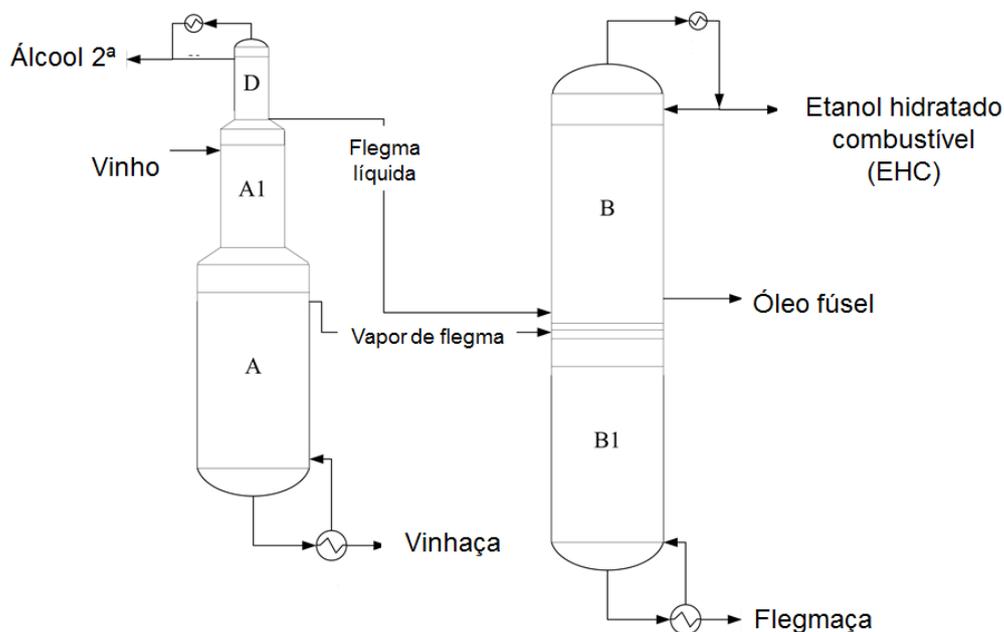


Figura 2.2: Esquema simplificado do processo de destilação do vinho. Adaptada de Dias (2008).

Em 2011 eram produzidos de 10 a 15 litros de vinhaça para cada litro de etanol. Por esta ser rica em minerais, como potássio, fósforo e nitrogênio, e conter baixos teores de etanol (0,02% em massa), ela normalmente é empregada como fertilizante. No entanto, apesar de haver retorno de nutrientes para o solo através da chamada fertirrigação, deve-se ter atenção à quantidade utilizada por hectare. A utilização excessiva de vinhaça pode vir a contaminar as águas subterrâneas (Amorim *et al.*, 2011)

Desde a instalação das primeiras destilarias, no início do Programa Nacional do Álcool (Proálcool), até os dias de hoje o processo vem sendo melhorado a fim de torná-lo mais eficiente e o seu produto mais competitivo. Como exemplo, a eficiência média obtida na fermentação é atualmente 90%, enquanto na década de 1980 atingia apenas 80% (Amorim *et al.*, 2011). Os rendimentos obtidos hoje nas principais etapas da produção etanol nas usinas brasileiras estão resumidos na Tabela 2.2.

Tabela 2-2: Concentrações e rendimentos médios obtidos nas usinas brasileiras.
Baseado em Dias, Junqueira *et al.* (2012).

| | |
|---|--------|
| Etanol no vinho (% em volume) | 8 a 11 |
| Pureza do EHC (% em massa) | 93 |
| Eficiência da moenda (%) | 96 |
| Eficiência da fermentação (%) | 90 |
| Recuperação de etanol na destilação (%) | 99,6 |

2.1.2 Etanol a partir de milho

Nos Estados Unidos, 98% da produção de etanol é baseada na fermentação do hidrolisado de amido de milho (BNDES e CGEE, 2008). As tecnologias empregadas para este fim podem ser divididas em dois grupos: moagem úmida (*wet milling*) e moagem seca (*dry milling* ou *dry grinding*). A primeira é mais versátil, gerando vários produtos ao longo do processo, como proteína, nutrientes, óleo; alguns com maior valor agregado que o etanol. Um fluxograma das etapas e produtos obtidos nesse processo está apresentado na Figura 2.3. Apesar dessas vantagens, o processo em via úmida demanda investimento inicial e custo de produção de etanol maior quando comparados à via seca. Por este motivo, as novas plantas têm adotado a tecnologia de moagem seca, cuja parcela do total de unidades se equiparou a moagem úmida em 2002 e atingiu 67% em 2005 (Hettinga *et al.*, 2009).

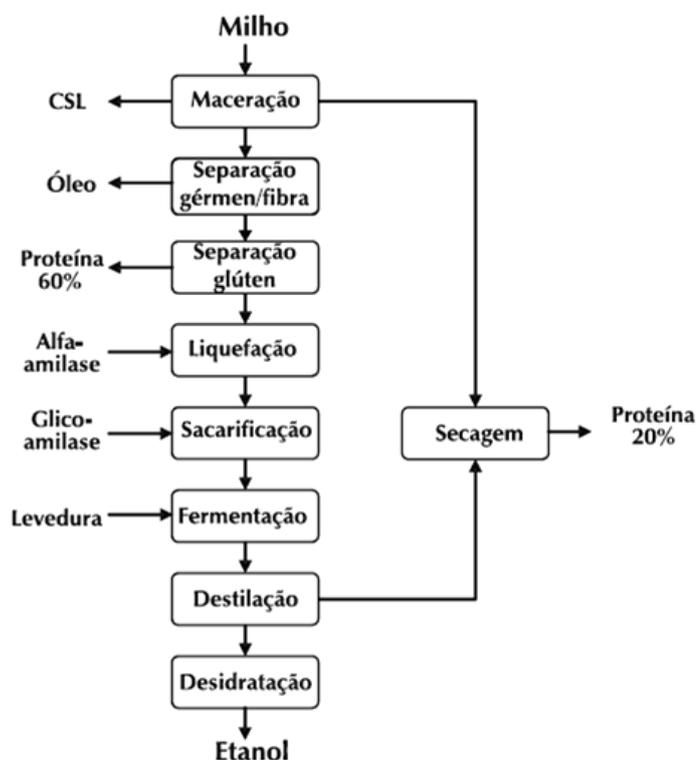


Figura 2.3: Fluxograma simplificado das etapas e produtos da produção de etanol a partir do milho por moagem úmida. Fonte: BNDES e CGEE (2008).

No processo em via seca, todo o grão é utilizado para produção de etanol. Primeiramente, eles são limpos e encaminhados para etapa de moagem, onde são triturados e misturados com água. A seguir, seguem-se etapas análogas ao processo de moagem úmida, iniciando pelo cozimento. Um esquema do processo, incluindo os principais equipamentos, pode ser visto na Figura 2.4

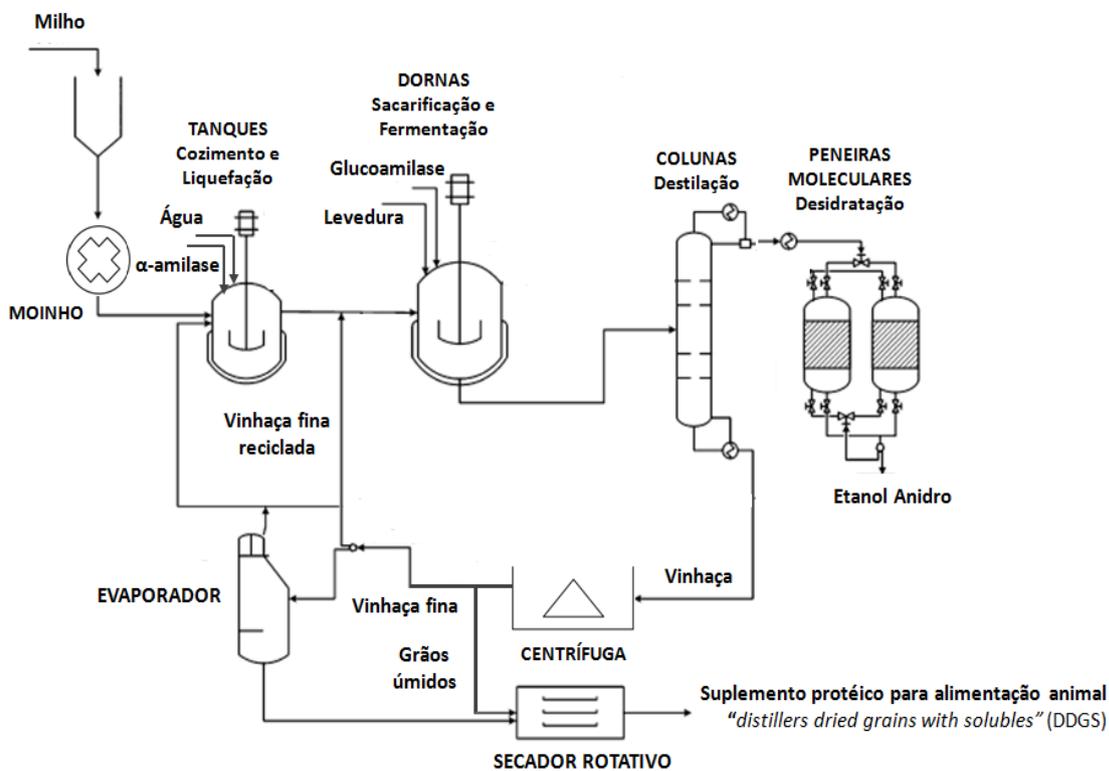


Figura 2.4: Esquema das etapas da produção de etanol a partir do milho por moagem úmida.

No cozimento, a mistura contendo em torno de 30% ($m.m^{-1}$) de sólidos é aquecida a temperaturas superiores 100°C para gelatinizar (solubilizar) o amido, deixando-o mais exposto a ação das enzimas. Como resultado da gelatinização, produz-se uma solução com alta viscosidade. Para a liquefação, a suspensão é resfriada até temperaturas entre 80°C e 90°C e enzimas (α -amilase) são adicionadas. A ação das enzimas promove a hidrólise do amido em polímeros de glicose de cadeias menores e, como consequência, a redução da viscosidade da solução. Esta condição é mantida por de 1 a 3 horas. Para etapa seguinte, chamada sacarificação, a mistura é resfriada novamente (60°C-70°C) e o pH é acidificado até 4,5 ou 4. Então, mais enzimas (glucoamilase) são adicionadas para finalizar a hidrólise daquelas cadeias menores em unidades de glicose. Apesar de se desenvolver rapidamente no início, o processo de liberação de açúcares reduz sua velocidade em pouco tempo. Por isso, os tempos de residência nos reatores podem exigir de 48 a 72 horas para alcançar a máxima sacarificação do amido. Para reduzir o tempo total do processo e o risco de contaminação, muitas

unidades já utilizam a sacarificação e a fermentação de modo simultâneo (SSF). (Rendleman e Shapouri, 2007; BNDES e CGEE, 2008).

O hidrolisado resultante constitui o mosto para a fermentação. Esse deve ser resfriado a pelo menos 35°C antes da adição da levedura. Geralmente este processo é realizado em temperaturas entre 30°C e 32°C. Como no caso do etanol de cana, a levedura *Saccharomyces cerevisiae* é o microrganismo mais empregado na conversão da glicose em etanol, mas existem unidades que utilizam a bactéria *Zymomonas mobilis*. Quando a sacarificação e a fermentação são realizadas separadamente, o último processo leva entre 10 e 15 horas. Ao final, o vinho com aproximadamente 11% (v.v⁻¹) de etanol segue para a destilação.

A etapa destilação é equivalente à utilizada para o etanol de cana no Brasil e descrita no item 2.1.1. Para situações em que o etanol é consumido na forma anidro, como nos Estados Unidos, há a necessidade de realizar a desidratação do destilado. A tecnologia mais aplicada para este fim é através da utilização de peneiras moleculares. A vinhaça também recebe um tratamento diferenciado para servir para suplementação animal. Ela segue para um conjunto de centrífugas, onde se separa a vinhaça fina dos resíduos sólidos. A vinhaça fina, que possui amido residual e nutrientes, pode ser recirculada no processo, entrando nas etapas de liquefação ou sacarificação (processo de *back setting*). A parte restante dela e os sólidos retirados da centrífuga podem ser utilizados diretamente para alimentação animal. No entanto, a vinhaça fina pode ser concentrada em evaporadores, produzindo um xarope. Esse pode ser combinado com os sólidos e, então, seco, dando origem ao suplemento proteico para alimentação animal (*distiller's dried grains with solubles* ou DDGS). O subproduto seco possui uma vida útil mais longa, podendo ser utilizado em um raio de distância da destilaria maior (BNDES e CGEE, 2008; Hettinga *et al.*, 2009).

Segundo Mueller (2010), em 2008 nos estado Unidos, foram produzidos em média 415 litros de etanol anidro e 260 quilos de DDGS por tonelada de milho. Comparando os custos de produção do etanol de milho produzido nos Estados Unidos e o de cana-de-açúcar produzido no Brasil, o primeiro apresentou um custo final 40% maior (1 U\$= 2,15 R\$) de acordo com dados publicados por Crago *et al.* (2010). Apesar do custo variável de produção ser maior, o processo a partir do milho tem uma vantagem sobre o que utiliza cana: operação ao longo de todo o ano. Enquanto o milho pode ser estocado, a cana depois de colhida deve ser consumida em poucos dias, gerando uma ociosidade operacional de 4 ou 5 meses na entressafra.

2.2 Hidrólise enzimática do amido

2.2.1 Amido

O amido ($C_6H_{10}O_5$)_n é um polissacarídeo de reserva, sendo formado por n unidades de glicose ($C_6H_{10}O_5$). Apresenta-se como grânulos semicristalinos, cuja forma e tamanho depende da sua origem. A maioria dos amidos de ocorrência natural é composta por dois tipos de polissacarídeos: amilose e amilopectina. As suas estruturas podem ser comparadas pela Figura 2.5 (Collares, 2011).

Estas duas macromoléculas são polímeros de glicoses conectadas por ligações glicosídicas α -1,4 em cadeias curtas ou longas. A amilopectina, que geralmente está presente em maior quantidade, é composta por um grande número de polímeros de cadeias curtas que estão conectados por ligações α -1,6. Esta característica a torna um polissacarídeo grande e muito ramificado que apresenta características amorfas. A amilose, normalmente presente em um teor entre 15% e 25%, é composta por um ou poucos polímeros de cadeia longa. Assim, esta se torna uma estrutura linear ou pouco ramificada com características cristalinas (Eliasson, 2004).

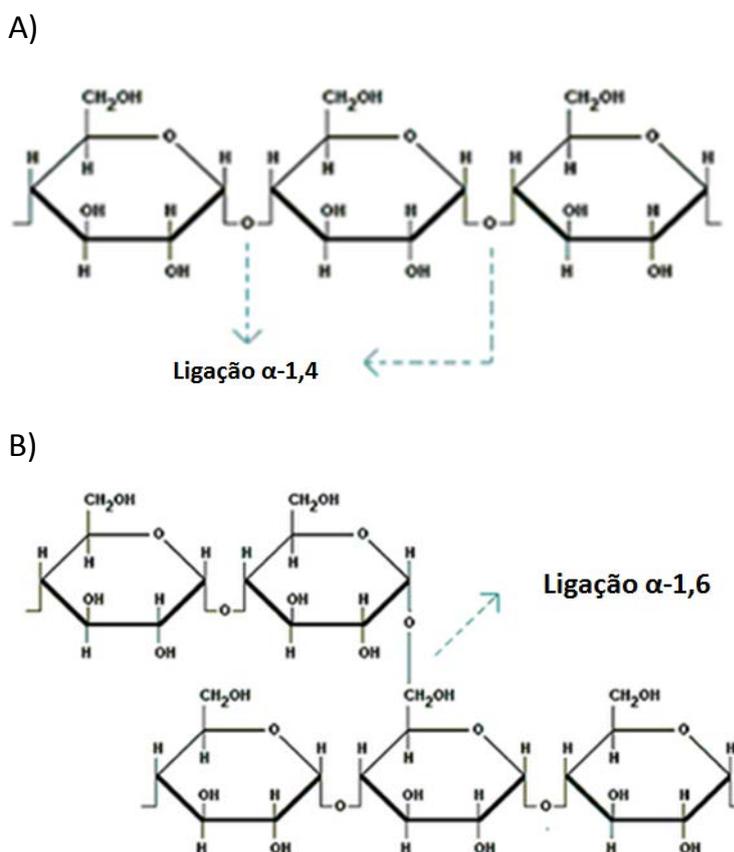


Figura 2.5: Estruturas da (A) Amilose e da (B) Amilopectina.

O teor de amilose, juntamente com outras características (origem, forma e tamanho dos grânulos, etc), pode influenciar em uma modificação importante que ocorre no amido: a gelatinização. A gelatinização é um processo irreversível que ocorre quando o amido é aquecido em presença de água. Ao atingir uma determinada temperatura, típica para cada tipo de amido, os grânulos tem sua organização estrutural modificada por vários fenômenos. Os grânulos incham e absorvem água até romperem, ocorre perda de cristalinidade e a amilose é expulsa da estrutura (Ray e Tomlins, 2009). As faixas de temperatura onde se observa a gelatinização para alguns materiais amiláceos estão apresentadas na Tabela 2.3.

Tabela 2-3: Faixas de temperatura de gelatinização típicas

| Amido | Temperatura de gelatinização (°C) | Referência |
|--------------|--|------------------------------|
| Milho | 66-76 | (Eliasson, 2004) |
| Mandioca | 58-68 | (Rocha <i>et al.</i> , 2010) |
| Batata | 64-73 | (Rocha <i>et al.</i> , 2010) |
| Batata-doce | 67-75 | (Rocha <i>et al.</i> , 2010) |

2.2.2 Enzimas

Enzimas são substâncias proteicas com estrutura especial que catalisam reações químicas. Segundo Voet e Voet (2006), as enzimas são catalisadores biológicos que regulam uma variedade enorme de reações bioquímicas que propiciam a vida. Elas apresentam um sítio ativo onde ocorre a catálise propriamente dita. Adicionalmente podem possuir um grupo prostético (cofator), que pode ser orgânico (coenzima) ou um íon metálico, cuja participação é necessária no mecanismo catalítico (Voet e Voet, 2006).

A sua classificação e nomenclatura estão geralmente associadas à reação química que elas catalisam. O esquema para a classificação sistemática funcional e nomenclatura de enzimas adotada pela comissão de enzimas (EC) da União Internacional de Bioquímica e Biologia Molecular segue esta linha. De acordo com este sistema, existem seis grandes classes de reações enzimáticas, apontadas na Tabela 2.4. As enzimas que atuam na hidrólise do amido, por exemplo, se encontram no grupo das hidrolases.

Tabela 2-4: Classificação das enzimas segundo o tipo de reação catalisada.

| Classificação | Reação catalisada |
|------------------------|------------------------------------|
| Oxidoredutases (EC 1.) | Reações de oxidação-redução |
| Transferases (EC 2.) | Transferência de grupos funcionais |
| Hidrolases (EC 3.) | Reações de hidrólises |

| | |
|--------------------|---|
| Liases (EC 4.) | Eliminação de grupos para formar ligas duplas |
| Isomerases (EC 5.) | Isomerização |
| Ligases (EC 6.) | Formação de ligações com hidrólise de ATP |

Enzimas amilolíticas

Uma vez que as enzimas são denominadas de acordo com o substrato sobre o qual atuam, amilases são enzimas que agem sobre o amido. São conhecidas várias amilases e um resumo da classificação das mesmas pode ser visto na Figura 2.6.

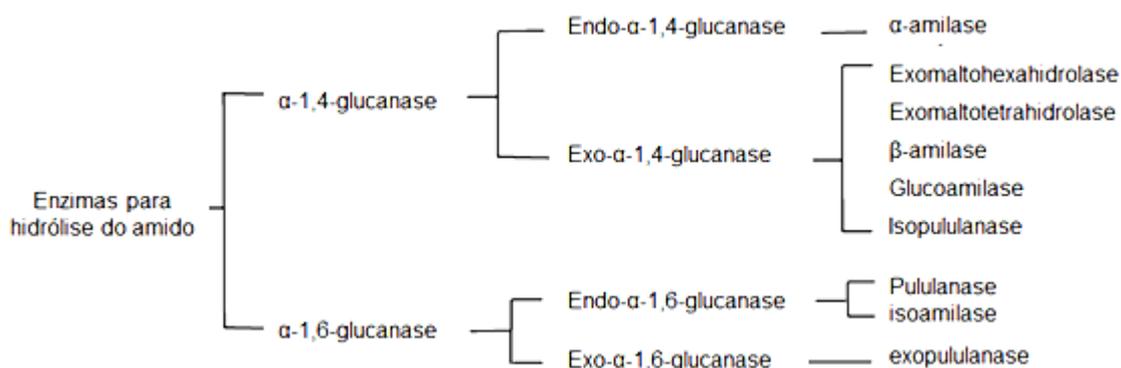


Figura 2.6: Enzimas que podem ser empregadas na hidrólise do amido.
Adaptado de Lin e Tanaka (2006).

Cada amilase atua sobre o amido de forma distinta, liberando diferentes produtos. Segundo Gupta et al. (2003), as amilases podem ser divididas em dois grupos (endoamilases e exoamilases) de acordo com a forma como atacam a estrutura dos polímeros. As endoamilases catalisam as hidrólises de forma aleatória no interior da molécula de amido. Esta ação causa a formação de ramos lineares de oligossacarídeos de cadeias de vários comprimentos. Enquanto isso, as exoamilases hidrolisam a partir das extremidades não redutoras da cadeia gerando produtos finais pequenos. Os produtos da hidrólise do amido pela ação de algumas amilases podem ser comparados na Figura 2.7. É possível observar que é necessária a ação combinada de enzimas para atingir a completa hidrólise do amido em glicose.

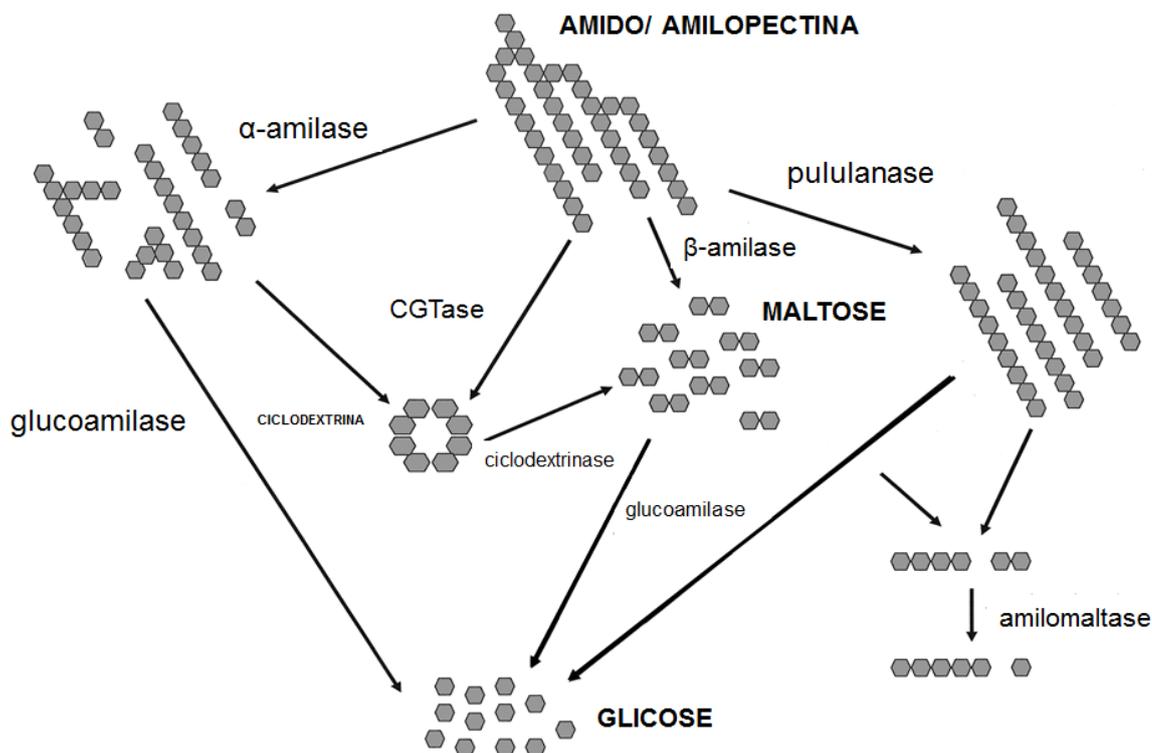


Figura 2.7: Forma de atuação das diferentes enzimas amilolíticas. Adaptado de Eliasson (2004).

Cinética enzimática

O estudo da cinética de reações enzimáticas iniciou em 1902, quando Adrian Brown propôs, com bases em seus estudos, um mecanismo de reação em duas etapas (Voet e Voet, 2006). Na primeira reação elementar o substrato (S) liga-se à enzima (E) formando um complexo enzima-substrato (ES). Na sequência, este complexo é decomposto em produto (P) e enzima, como demonstra a seguinte reação:



onde k_1 e k_{-1} são as constantes da reação direta e inversa e k_2 a constante da segunda reação.

A velocidade da reação de formação do produto P pode ser calculada utilizando as equações 2.3 e 2.4.

$$v = \frac{d[P]}{dt} = k_2[ES] \quad (2.3)$$

$$\frac{d[ES]}{dt} = k_1[E][S] - k_{-1}[ES] - k_2[ES] \quad (2.4)$$

Para resolver este sistema explicitamente, podem ser feitas duas suposições: supor equilíbrio da primeira reação ($k_{-1} \gg k_2$) e considerar a concentração do complexo enzima-substrato permanece constante ao longo da reação ($\frac{d[ES]}{dt} = 0$). Assim, utilizando a Equação 2.5, é possível chegar a seguinte equação para velocidade inicial da reação em termos de concentrações experimentalmente mensuráveis (Equação 2.6) (Butler *et al.*, 2011).

$$[E]_T = [E] + [ES] \quad (2.5)$$

$$v_o = \left(\frac{d[P]}{dt} \right)_{t=0} = k_2[ES] = \frac{k_2[E]_T[S]}{K_M + [S]} \quad (2.6)$$

onde K_M a constante de Michaelis-Menten definida da seguinte forma:

$$K_M = \frac{k_{-1} + k_2}{k_1} \quad (2.7)$$

A Equação pode ser rearranjada para ser expressa em termos da velocidade máxima de reação, V_{max} . Esta velocidade é atingida quando há altas concentrações de substrato e, então, a enzima está saturada, estando toda na forma de ES. Neste momento $[E]_T = [ES]$.

$$v_o = \frac{V_{max}[S]}{K_M + [S]} \quad (2.8)$$

Esta equação é conhecida como equação de Michaelis-Menten. Ela descreve a variação da velocidade inicial da reação como função da concentração de substrato e de enzima. Quando a concentração de enzima é fixada, observa-se o comportamento mostrado no gráfico (A) da Figura 2.8. Em concentrações pequenas de substrato, existem enzimas que estão na sua forma livre e o equilíbrio da reação reversível (Equação 2.2) controla a velocidade de reação. Assim, a velocidade aumenta linearmente com a concentração. Já quando o substrato está em excesso, toda a enzima se encontra na forma de complexo ES e, então, a velocidade de reação é limitada pela segunda reação (Equação 2.2), tornando-se independente da concentração. Quando se altera a concentração de enzima se observa o efeito exibido pelas curvas do gráfico (B) da mesma figura (Borzani *et al.*, 2001).

Entretanto, a variação da atividade enzimática (taxa da reação) também é influenciada pelas condições de pH e temperatura do meio e presença de substâncias inibidoras. Geralmente as propriedades das proteínas são muito sensíveis ao pH e isso se aplica também às enzimas. Muitas delas apresentam atividade somente em uma faixa estreita de pH. Isso ocorre por uma soma de fatores que se alteraram com a alteração do pH: ionização do substrato, ligação substrato-enzima, variação da estrutura da proteína. Considerando o efeito da temperatura, há semelhança com o observado na catálise química: a taxa de

reação tende a aumentar com a temperatura. Entretanto, o aumento da temperatura também pode diminuir a estabilidade da enzima pela desativação térmica. Nesse caso, também existe um valor ótimo onde a enzima atinge sua atividade máxima que permanece constante por determinado período de tempo. (Voet e Voet, 2006).

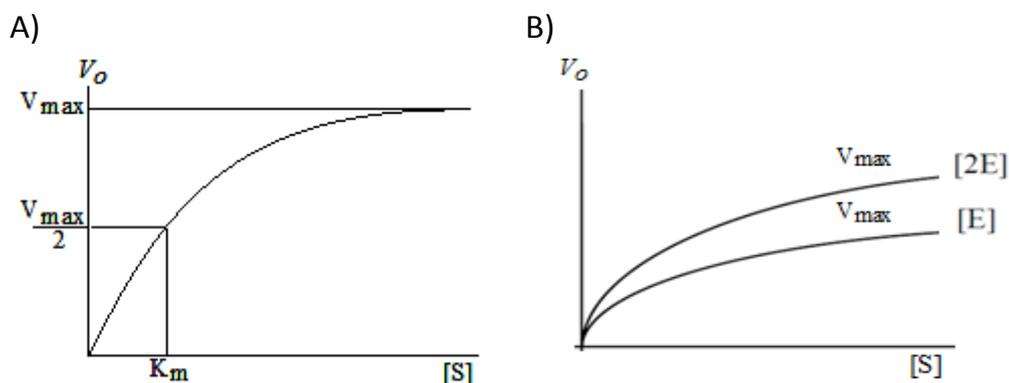


Figura 2.8: Influência da concentração de substrato e enzima sobre a velocidade inicial da reação.

2.2.3 Processo tradicional versus Cold hydrolysis

Pode-se perceber pela descrição do processo de liquefação e sacarificação do amido de milho (seção 2.1.2), dito convencional, que esta etapa demanda um gasto energético considerável. Uma alternativa que vem sendo considerada promissora para diminuir este custo é a hidrólise a frio (*cold hydrolysis*), também chamada hidrólise não convencional, de amido granular ou não cozido (Robertson *et al.*, 2005). Estudos sobre hidrólise a frio do amido não são recentes (Balls e Schwimmer, 1944; Saha e Ueda, 1983; Thammarutwasik, Koba *et al.*, 1985), mas tem se intensificado ultimamente como pode ser visto pelos trabalhos da Tabela 2.5.

Nesta estratégia se empregam temperaturas abaixo das de gelatinização. A suspensão pode passar por uma etapa inicial a temperaturas entre 40°C e 60°C por algumas horas com ou sem adição de enzimas auxiliares, a qual tem como objetivo deixar o amido mais suscetível à ação das enzimas amilolíticas. Então, a suspensão ainda rica em amido granular é resfriada até a temperatura de até 30°C-32°C. Nesse momento, são adicionadas as enzimas que degradarão o amido à glicose (Robertson *et al.*, 2005; Castro *et al.*, 2011). Diferentemente da hidrólise convencional que ocorre em fase aquosa, o substrato da hidrólise a frio é amido granular que está ainda sólido. Então, a transferência de massa entre as fases se torna um fator limitante nesse tipo de hidrólise. Como consequência, são normalmente necessárias concentrações de enzima maiores do que no método convencional (Vidal *et al.*, 2009). Ao mesmo tempo, como a temperatura

nesta fase é compatível com a de fermentação, pode-se adicionar a levedura, adotando processos de sacarificação e fermentação simultâneas.

A Genencor desenvolveu uma mistura de enzimas (α -amilase e glucoamilase), chamada *Stargen™*, própria para hidrólise do amido granular. No processo proposto também é sugerida uma etapa inicial onde a suspensão de amido é aquecida entre 40°C e 60°C por 30 a 90 minutos sob a ação de α -amilases termoestáveis e proteases. Em seguida, o mosto é resfriado até a temperatura de fermentação e, então, são adicionadas *Stargen™* e a levedura. Dessa forma, liquefação, sacarificação e fermentação ocorrem simultaneamente (Genencor, 2008; 2010).

Resultados obtidos com a aplicação dessa estratégia estão apresentados na Tabela 2.5. Estes estudos apontam várias vantagens, além da economia de energia, com a utilização da hidrólise a frio. Como mais etapas são realizadas simultaneamente, há uma intensificação do processo, permitindo projetar unidades de produção mais compactas. As concentrações iniciais de açúcares no início do processo são pequenas e a liberação é gradual, reduzindo o estresse devido à pressão osmótica e evitando a repressão catabólica da levedura. As temperaturas baixas também diminuem a ocorrência de reações indesejadas, como as de Maillard, aumentando o rendimento da conversão do amido em açúcares. Entretanto, ainda existem limitações a serem superadas com o objetivo de tornar o processo de hidrólise a frio mais competitivo (Castro *et al.*, 2011), tais como:

- Consumo de maior quantidade de enzimas em comparação ao método convencional;
- Necessidade de um tempo maior para hidrólise completa do amido;
- Transferência de massa limitada do amido granular (não solubilizado);
- Problemas com contaminação pela utilização de baixas temperaturas.

2.3 Matérias-primas para produção de etanol

2.3.1 Cana-de-açúcar (Saccharum spp.)

A cana-de-açúcar é uma planta da família das gramíneas, oriundas de regiões temperadas quentes a tropicais da Ásia, especialmente da Índia. A planta é composta, como pode ser visto na Figura 2.9, pelos colmos, pontas e folhas. Do colmo é extraído o caldo usualmente empregado na produção de etanol. O teor de açúcares diretamente fermentescível (glicose, frutose) e sacarose nos colmos atingem em média 15% em massa (BNDES e CGEE, 2008). A composição média da planta está apresentada na Tabela 2.6.

Tabela 2-5: Quadro resumo de alguns trabalhos publicados sobre hidrólise a frio.

| Substrato | Pré-tratamento | Fermentação | | | | | Referência | |
|--------------------------|---|----------------------|--------------------------------|--------|-------|------------------------|------------|---------------------------------------|
| | | Micro-organismo | Enzima | T (°C) | t (h) | Conversão do amido (%) | | Etanol (g/L) |
| Farinha de grão de sorgo | Celulase | Fermento de pão | Extrato de <i>Rhizopus sp.</i> | 35 | 96 | 87 | 105 | (Thammarutwasik <i>et al.</i> , 1986) |
| Farinha de milho | Protease | <i>S. cerevisiae</i> | Stargen 001 | 35 | 72 | 60 | 90 | (Bialas <i>et al.</i> , 2010) |
| Farinha de milho | X | <i>S. cerevisiae</i> | Extrato de <i>Rhizopus sp.</i> | 30 | 48 | 100 | 170 | (Wang <i>et al.</i> , 2007) |
| Farinha de milho | 48°C por 3 h Stargen 001 e Protease | Fermento de pão | Stargen 001 e Protease | 39 | 72 | | 113 | (Wang <i>et al.</i> , 2005) |
| Amido de triticale | 51°C por 30 min | | Stargen 002 | 30 | 24 | 65 | | (Li <i>et al.</i> , 2012) |
| Amido de milho | 60°C por 30 min | | Stargen 002 | 30 | 24 | 75 | | (Li <i>et al.</i> , 2012) |
| Amido de milho | 50°C por 30 min | | Stargen | 35 | 24 | 56 | | (Uthumporn <i>et al.</i> , 2012) |
| Amido de batata | 50°C por 30 min | | Stargen | 35 | 24 | 15 | | (Uthumporn <i>et al.</i> , 2012) |

| | | | | | | | |
|-------------------------------|---|----------------------|------------------------------|----|----|----|--|
| Amido de milho | X | | Stargen 001 | 35 | 24 | 52 | (Uthumporn <i>et al.</i> , 2010) |
| Amido de mandioca | X | | Stargen 001 | 35 | 24 | 35 | (Uthumporn <i>et al.</i> , 2010) |
| Amido de tapioca | 60°C por 30 min | | Stargen 001 | 35 | 24 | 50 | (Shariffa <i>et al.</i> , 2009) |
| Amido de batata-doce | 60°C por 30 min | | Stargen 001 | 35 | 24 | 34 | (Shariffa <i>et al.</i> , 2009) |
| Amido de mandioca | 66°C por 30 min | <i>Candida sp</i> | Stargen 001 | 35 | 45 | | (Ruiz <i>et al.</i> , 2011) |
| Polpa de mandioca | X | <i>C. tropicalis</i> | Cocultivo de <i>A. niger</i> | 40 | 30 | | 14,3 (Rattanachomsri <i>et al.</i> , 2009) |
| Batata-doce triturada (100um) | 40°C por 30 min e 70°C por 3 h Celulase, Pectinase e Viscozyme L | | | 30 | 72 | | 118,5 (Srichuwong <i>et al.</i> , 2012) |
| Farinha de babaçu | 50°C por 6h Stargen 002 | | Stargen 002 | 32 | 72 | 58 | (CINELLI <i>et al.</i> , 2012) |
| Farinha de babaçu | 50°C por 6h Extrato de <i>A. awamori</i> | | Extrato de <i>A. awamori</i> | 32 | 72 | 87 | (CINELLI <i>et al.</i> , 2012) |

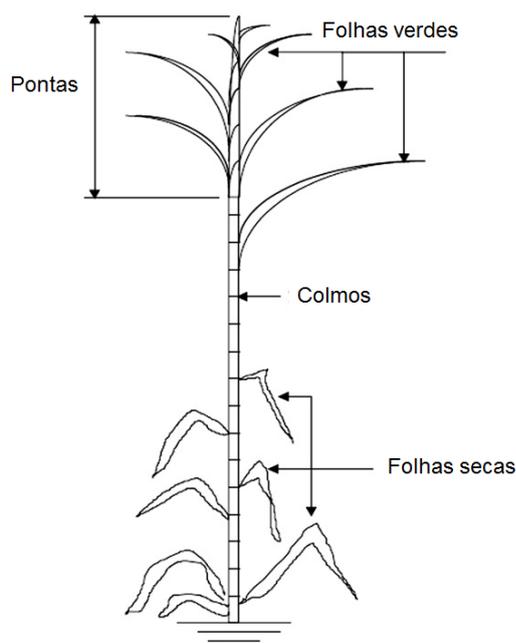


Figura 2.9: Ilustração das partes componentes da cana-de-açúcar. Adaptada de Seabra *et al.*(2010)

A lavoura de cana-de-açúcar permite, em média, cinco ou seis cortes (Macedo *et al.*, 2008). No seu primeiro corte, a lavoura recebe o nome de cana-planta e nos demais cana-soca. Depois deve ser feita a reforma do canavial ou replantio da cana. Assim, quanto mais cortes o produtor conseguir fazer até o replantio, menor será o custo de produção. No estabelecimento do canavial, o preparo do solo envolve aragem e gradagem, uma vez que o plantio ainda é convencional. No trato da soqueira, utiliza-se um implemento acoplado ao trator, que realiza a chamada tríplice operação (escarificação, adubação e cultivo) (EMBRAPA, 2007).

Tabela 2-6: Composição dos colmos de cana-de-açúcar.
Baseado em Dias, Cunha *et al.* (2011).

| Composição | Colmos |
|----------------------|--------|
| Umidade (%) | 70 |
| Açúcares (%) | 15 |
| Fibra (%) | 15 |
| Celulose (% b.s.) | 41 |
| Hemicelulose(% b.s.) | 26 |
| Lignina(% b.s.) | 22 |

Os sistemas de cultivo utilizados no Brasil podem ser divididos em semimecanizados e mecanizados. No sistema semimecanizado, toda a operação de preparo do solo para estabelecimento do cultivo é realizada mecanicamente, porém a picagem e distribuição das mudas são feitos manualmente. As operações de corte e enleiramento da palha na colheita são realizadas manualmente, enquanto as operações de carregamento e transporte são feitas por máquinas.

No caso do corte manual, a colheita da cana crua (sem queima prévia) dificulta o trabalho do cortador e reduz o rendimento da colheita: a capacidade de corte de um trabalhador diminui de 5 t. dia⁻¹ para 2,5 t. dia⁻¹, quando é colhida a cana-crua. O sistema semimecanizado ainda é amplamente aplicado, representando mais de 60% de toda a área plantada de cana. O sistema mecanizado emprega máquinas e equipamentos em todas as operações do plantio, manejo e colheita (EMBRAPA, 2007).

O Brasil é o maior produtor mundial de cana-de-açúcar, produzindo mais de 620 milhões de toneladas na safra 2010/2011 (UNICA, 2012). Segundo dados do IBGE (IBGE, 2012), a produtividade nacional média dos canaviais aumentou de 43 t.ha⁻¹, em 1961, para 74 t.ha⁻¹, em 2005, sendo que grande parte desse aumento pode ser atribuído ao uso de variedades geneticamente melhoradas. Entretanto, a média dos últimos cinco anos (2006-2011) no Rio Grande do Sul (RS) não passou de 40 t.ha⁻¹. A melhora de produtividade depende além do uso de variedades geneticamente melhoradas, para se adaptarem ao clima, de um correto planejamento de plantio e de manejo cultural adequado.

Os subprodutos da produção do etanol a partir de cana-de-açúcar são, além da vinhaça, o bagaço e a palha. O bagaço é usualmente queimado para gerar vapor e energia elétrica para unidade produtiva, podendo produzir um excedente que é vendido para a rede elétrica. Estima-se que 3% do total de energia elétrica gerada em 2009 tenham vindo da queima do bagaço. A palha é normalmente deixada no campo como forma de controlar a erosão, reduzir a evaporação da água e de nutrientes e proteger o solo de plantas invasoras (Amorim *et al.*, 2011). Alternativamente é possível aproveitar o material lignocelulósico do bagaço e da palha para produção de etanol de segunda geração ou outros compostos de valor agregado, entretanto ainda se discute as vantagens econômicas destas aplicações (Dias *et al.*, 2011; Chandel *et al.*, 2012). Dentro do modelo de produção integrado de alimentos e energia em escala descentralizada, existe ainda a possibilidade de direcionar o bagaço e/ou palha para fabricação de silagem ou forragem verde, visando à alimentação animal (EMBRAPA, 2007).

2.3.2 *Sorgo sacarino (Sorghum bicolor)*

O sorgo é uma gramínea, como a cana-de-açúcar, e pode ser classificado em quatro grupos: granífero, silageiro ou sacarino, forrageiro e vassoura. O segundo grupo inclui tipos de porte alto apropriados para confecção de silagem e/ou produção de açúcar e álcool. O teor médio de açúcares fermentescíveis nos colmos fica próximo ao da cana, como pode ser visto na Tabela 2.7. Já pela Tabela 2.8, podem ser comparadas as épocas sugeridas para plantio e colheita da cana-de-açúcar e do sorgo sacarino, segundo estudos da EMATER. É possível observar que a colheita do sorgo sacarino coincide com a entressafra da cana-de-açúcar. No contexto brasileiro, esta característica permite que as duas culturas sejam

combinadas a fim de produzir etanol ao longo de todo o ano (Teixeira *et al.*, 1997; Weschenfelder, 2011).

Esta cultura apresenta ampla adaptabilidade, boa adaptação a estresses ambientais (temperatura e umidade) e usa mais eficientemente insumos e água quando comparada a cana e ao milho. Em comparação a cana, apresenta outras vantagens como ser propagada via sementes e apresentar ciclo curto (quatro meses). O tipo de propagação facilita a mecanização dessa etapa e possibilita a aplicação do sistema de plantio direto. Após o plantio, todas as operações de manejo da cultura (aplicação de herbicidas e inseticidas) e as atividades de colheita, como carregamento e transporte, podem ser mecanizadas e realizadas com os mesmos equipamentos utilizados para a cana, com pequenas regulagens (EMBRAPA, 2011b). No RS, o cultivo do sorgo também é na sua maioria mecanizado, entretanto, normalmente se utilizam os mesmos maquinários empregados na lavoura de milho (EMBRAPA, 2011a; FEPAGRO e EMATER/RS, 2011).

Tabela 2-7: Composição dos colmos e grãos de sorgo.
Baseado em Barcelos, Maeda *et al.* (2011) e EMBRAPA (2011b).

| Composição | Colmos | Grãos |
|----------------------|--------|-------|
| Umidade (%) | 75 | 14 |
| Amido (%) | | 68 |
| Açúcares (%) | 11 | |
| Fibra (%) | 14 | |
| Celulose (% b.s.) | | |
| Hemicelulose(% b.s.) | | |
| Lignina(% b.s.) | 12 | |

A produtividade média nacional e do RS dos últimos cinco anos (2006 -2010) foi de aproximadamente 2,3 t.ha⁻¹ de grãos (IBGE, 2012). Segundo as avaliações de Weschenfelder (2011), este valor equivaleria a 57 t.ha⁻¹ de massa verde e 40 t.ha⁻¹ de colmos. Estes valores estão de acordo com as cultivares lançadas pela FEPAGRO capazes de produzir em média 37 t.ha⁻¹ de colmos por ciclo e, quando é realizado o rebrote também chamado de safrinha, em média 60 t.ha⁻¹ (FEPAGRO, 2007; Chielle, 2011).

Quando o objetivo é a máxima produção de caldo, não existe praticamente produção de grãos. Então, analogamente à produção a partir da cana-de-açúcar, pode-se utilizar o caldo para produção de etanol, restando folhas e bagaço, além da vinhaça, como subprodutos do processo. Tanto o bagaço como os grãos podem ser direcionados para alimentação animal, uma vez que o sorgo é altamente indicado como forrageira para produção de silagem (Nascimento *et al.*, 2008; Anandan *et al.*, 2012; Machado *et al.*, 2012). Outra opção que vem sendo estudada é o aproveitamento da planta como um todo para produção de etanol

ou outros compostos. Lembrando que tanto os grãos, que são ricos em amido como mostrado na Tabela 2.7, quanto o bagaço devem passar por uma etapa adicional de hidrólise para serem aproveitados para esse fim (Barcelos *et al.*, 2011; Wang *et al.*, 2013). Nesta linha, há estudos, como o de Kim *et al.* (2012), que utilizam o caldo e os hidrolisados do bagaço e grãos para produção de etanol. Em contraponto, trabalhos, como o de Yu *et al.* (2012), defendem a otimização do aproveitamento da planta, direcionando cada parte da planta para produção de um diferente produto. Nesse estudo, o caldo foi utilizado para produção de etanol, o hidrolisado do bagaço, que é rico em hexoses e pentoses, foi direcionando para produção de butanol, enquanto as fibras residuais da hidrólise do bagaço foram empregadas fabricação de materiais compósitos.

Tabela 2-8: Períodos de Plantio e Colheita das culturas analisadas.

| Plantio | JAN | FEV | MAR | ABR | MAI | JUN | JUL | AGO | SET | OUT | NOV | DEZ |
|----------------|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|
| Cana-de-açúcar | | | █ | | | | | | | | | |
| Sorgo sacarino | | | | | | | | | █ | | | |
| Mandioca | | | | | | | | | █ | | | |
| Batata-doce | █ | | | | | | | | | | █ | |
| Colheita | JAN | FEV | MAR | ABR | MAI | JUN | JUL | AGO | SET | OUT | NOV | DEZ |
| Cana-de-açúcar | | | | | | █ | | | | | | |
| Sorgo sacarino | █ | | | | | | | | | | | |
| Mandioca | | | | █ | | | | | | | | |
| Batata-doce | █ | | | | | | | | | | | |

Fonte: FGV-EMATER/RS

2.3.3 Mandioca (*Manihot esculenta*)

Devido a sua grande capacidade de armazenar amido nas raízes, como pode ser observada na Tabela 2.9, a mandioca pode apresentar alto rendimento de litros de etanol por tonelada. Essa característica implica na redução considerável da quantidade de matéria-prima necessária, e logo, dos custos de transporte e moagem na produção de etanol a partir dessa matéria-prima. Tal potencial e as características do seu cultivo, que serão comentadas nesta seção, fizeram com que a produção de etanol a partir de mandioca venha ganhando destaque nos últimos 10 anos nas pesquisas realizadas por países produtores dessa cultura (Li e Chan-Halbrendt, 2009; Siroth *et al.*, 2010; Shanavas *et al.*, 2011). No Brasil, esta matéria-prima vem sendo estudada para produção de etanol desde as origens do Proálcool (Carioca *et al.*, 1981; Cabello, 2005; Rizato e Felipe, 2009; Fabricio,

2011). Entretanto, o requerimento de uma etapa de hidrólise ácida ou enzimática para conversão do amido em açúcares redutores (glicose), que adiciona um custo significativo ao processo, associado à baixa produtividade agrônômica inibe o uso da mandioca para este fim (Salla *et al.*, 2010).

O plantio da mandioca é realizado por meio de manivas, que são partes das hastas ou ramos do terço médio da planta com mais ou menos 20 cm, de forma manual. O ciclo da cultura varia entre 9 e 18 meses dependendo da cultivar utilizada. Devido ao crescimento inicial muito lento da mandioca, demorando em cobrir o solo, a mão-de-obra para o controle de plantas daninhas demanda em média 50 % de toda aquela requerida no ano agrícola. A capina manual através da enxada é um meio altamente eficaz e, apesar do considerável custo de mão de obra, ainda é amplamente utilizado para o controle de plantas daninhas. A colheita da mandioca na região Centro Sul Brasileira é feita de maneira manual com auxílio de afofador e arrancador, sendo o último mais utilizado nas grandes áreas e cuja destinação é a industrialização. Primeiramente, podam-se as ramas de maneira manual ou com auxílio de implementos e se revolve o solo com implemento tracionado por trator. Então, normalmente o arranquio das raízes do solo é executado de maneira manual e estas são amontoadas a fim de facilitar o recolhimento pelo veículo transportador. Geralmente um homem colhe entre 600 e 800 kg de raízes de mandioca em oito horas, podendo alcançar até 1.000 kg se a lavoura estiver em solo mais arenoso, limpo e com boa produtividade (EMBRAPA, 2003).

Tabela 2-9: Composição das raízes e folhas de mandioca adaptados de Camacho (2009) e Teo (2010) .

| Composição | Raízes | Folhas |
|-------------------|---------------|---------------|
| Umidade (%) | 62 | 71 |
| Amido (%) | 30 | |
| Fibra (%) | 1,5 | |
| Proteínas (%) | 0,6 | 6 |
| Lipídeos(%) | 0,1 | |
| Cinzas(%) | 0,5 | |

O Brasil se destaca como o segundo produtor mundial de mandioca, depois da Nigéria. Segundo dados da *Food and Agriculture Organization* (FAO), em 2010 a produção brasileira totalizou 24,4 milhões de toneladas, o equivalente a 11,6% do total produzido no mundo (FAO, 2012). A mandioca é produzida em todos os estados do país, com custos de produção relativamente baixos em relação às outras culturas. Ao mesmo tempo, o baixo nível de industrialização e de investimento em pesquisas faz com que a produtividade da cultura seja baixa: aproximadamente 15 t.ha⁻¹ de raízes como média para o país e o RS (IBGE, 2012). Entretanto, segundo pesquisas da FEPAGRO, seria possível produzir no RS com as

mesmas cultivares atualmente empregadas, porém com investimento e manejo adequados, uma média de aproximadamente 30 t.ha⁻¹ (Morales *et al.*, 2009; Chielle, 2011).

O principal subproduto da produção do etanol a partir de mandioca seria a parte aérea. Esta pode ser empregada na produção de etanol de segunda geração como estudado por Nuwamanya *et al.* (2012) ou na cogeração de energia. Devido ao seu valor proteico, vitaminas (A, C e do complexo B) e minerais, estudos também têm demonstrado que a parte aérea ou pelo menos as folhas da mandioca podem ser incluídas na fabricação de silagem ou formulação de rações para animais em substituição parcial ou total dos cereais (Azevedo *et al.*, 2006; Teo *et al.*, 2010). No entanto, deve-se ressaltar que em média 20% dos caules produzidos são necessários para o replantio da lavoura (Carioca *et al.*, 1981; EMBRAPA, 2003).

2.3.4 Batata-doce (*Ipomoea batatas*)

Como a mandioca, a batata-doce é uma biomassa com alto teor de carboidratos (Tabela 2.10), porém em um ciclo relativamente mais curto (4 meses) e com um cultivo menos trabalhoso. Em alguns países, o potencial da batata-doce para produção de etanol tem despertado interesse nas últimas décadas (Saha e Ueda, 1983; Srichuwong *et al.*, 2009; Ziska *et al.*, 2009; Zhang *et al.*, 2011). No Brasil, trabalhos abordando este tema começaram a ser publicados apenas nos últimos anos (Cardozo e Souza, 2005; Souza, 2006; Magalhães, 2007; Pavlak *et al.*, 2011). Este fato pode estar relacionado à baixa produtividade média dessa lavoura, que se torna um fator restritivo para a recomendação da mesma como fonte alternativa para a produção de etanol no Brasil (Neto *et al.*, 2011).

Para implantação de uma lavoura de batata-doce, o produtor tem três opções para obter novas plantas: brotação de batatas selecionadas, utilização de ramas-semente de uma cultura em desenvolvimento ou aquisição de mudas de um viveiro. Castro (2010) publicou recentemente orientações para produção de mudas com alta sanidade, que é um dos fatores chave para obtenção de altas produtividades. O plantio consiste em enterrar parte da rama-semente ou da muda em leiras (amontoados de terra). No Brasil, esta operação geralmente é realizada manualmente, fazendo-se primeiramente a distribuição das ramas e, em seguida, abrindo sulcos onde será enterrada base da rama. Os principais tratamentos culturais são as capinas, para controle de plantas daninhas, e a amontoa, que consiste em refazer as leiras. Ambas são normalmente realizadas de forma manual. Em comparação a mandioca, faz-se necessário menos mão-de-obra em capinas, uma vez que o ciclo da cultura é mais curto e a cobertura do solo mais rápida. A colheita envolve menor quantidade de mão-de-obra quando comparada a mandioca. Esta diferença se deve a características da planta e a forma de

plântio, bastando revolver a leira para as raízes sejam expostas para serem recolhidas (EMBRAPA, 2008).

Tabela 2-10: Composição das raízes e folhas de batata-doce.
Baseado em Neto, Maluf *et al.*(2011).

| Composição | Raízes | Folhas |
|---------------|--------|--------|
| Umidade (%) | 69 | 84 |
| Amido (%) | 20 | |
| Açúcares (%) | 5 | |
| Fibra (%) | 2,53 | |
| Proteínas (%) | | 2 |
| Lipídeos (%) | | |
| Cinzas (%) | | |

A mecanização simples consiste em revolver a leira para expor as raízes. Para isso, podem ser utilizados diversos equipamentos que executam o corte do solo ao lado das leiras ou abaixo delas. Geralmente são equipamentos semelhantes aos arados modificados para facilitar a separação do solo, tendo à frente um disco vertical para cortar as ramas. Outra opção consiste em passar uma lâmina abaixo da zona de crescimento das raízes ou utilizar a colheitadeira de batata.

Aproximadamente 85% da produção de batata-doce é obtida na Ásia, 10% na África e 5% no restante do mundo, sendo a China o principal produtor (FAO, 2012). No Brasil, a região sul é a principal produtora, responsável por 50,44% da produção, sendo o RS o maior produtor nacional. As produtividades médias do país e do RS são baixas pelos mesmos motivos associados à baixa produtividade da mandioca: em torno de 12 t.ha⁻¹ de raízes (IBGE, 2012). A Embrapa Clima Temperado tem atuado junto aos produtores para melhoramento do material genético, adequação das práticas de cultivo, principalmente na etapa de produção de mudas. Como consequência desse trabalho, algumas cultivares lançadas em 2011 apresentaram produtividade média de 40 t.ha⁻¹, podendo atingir 60 t.ha⁻¹ (Castro *et al.*, 2008; Castro e Becker, 2011).

Os subprodutos da produção do etanol a partir de da batata-doce são os mesmos descritos para mandioca. A parte aérea também é recomendada para alimentação animal, apesar desta prática não ser ainda adotada com frequência (Viana *et al.*, 2012). Também existem pesquisas que buscam extrair substâncias de alto valor agregado das folhas da mandioca. Entre elas estão as antocianinas e os polifenóis que têm efeitos benéficos sobre a saúde, como proteção contra obesidade e hiperglicemia (Cesare e de Bittencourt Júnior, 2012).

As principais características relacionadas à produção de etanol e discutidas ao longo dessa seção para as matérias-primas abordadas neste estudo estão resumidas na Tabela 2.11. Os potenciais de produção de etanol (L.t-1)

apresentados consideram que toda porção de açúcares ou amido é fermentada a etanol.

Tabela 2-11: Resumo das características da matérias-primas.

| | Cana | Sorgo sacarino | Mandioca | Batata-doce |
|---|------------------|-----------------------|------------------------|--------------------------|
| Ciclo (meses) | 12 a 18 | 4 | 9 a 18 | 4 |
| Colmos/raízes (% da planta inteira) | 76 | 71 | 55 | 27 |
| Carboidratos (% em massa) | 15 (Açúcares) | 12 (Açúcares) | 30 (Amido) | 25 (Amido e açúcares) |
| Potencial para etanol (L.t ⁻¹) | 97 | 71 | 194 | 162 |
| Segundo ciclo | Não há | Rebrote (+ 60%) | Dois ciclos (+100%) | Não há |

PARTE 1: Viabilidade Econômica

3 Considerações e critérios

3.1 Cenários

Considerando os períodos de colheita das culturas estudadas apresentados no Capítulo 2, foram propostos quatro cenários de produção agrícola a serem comparados com o caso base, o qual considera a utilização de cana-de-açúcar isoladamente. As combinações de épocas de processamento para os referidos cenários estão apresentadas na Tabela 3.1. Nos cenários 1 a 4, considera-se a unidade parada no mês de dezembro para manutenção.

Tabela 3-1: Planejamento anual do processamento das culturas para os cinco cenários e o caso base.

| Cenário | JAN | FEV | MAR | ABR | MAI | JUN | JUL | AGO | SET | OUT | NOV | DEZ |
|---------|---|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|
| Base | Cana-de-açúcar (C) | | | | | | | | | | | |
| | | | | | C | C | C | C | C | C | C | C |
| 1 | Cana-de-açúcar (C) + Sorgo sacarino (S) | | | | | | | | | | | |
| | S | S | S | S | C | C | C | C | C | C | C | C |
| 2 | Mandioca (M) + Sorgo sacarino (S) | | | | | | | | | | | |
| | S | S | S | S | M | M | M | M | M | M | M | M |
| 3 | Batata-doce (B) + Sorgo sacarino (S) | | | | | | | | | | | |
| | S | S | S | S | B | B | B | B | B | B | B | B |
| 4 | Batata-doce (B) | | | | | | | | | | | |
| | B | B | B | B | B | B | B | B | B | B | B | B |

As produtividades ($t \cdot ha^{-1}$) adotadas estão apresentadas na Tabela 3.2. Para cana-de-açúcar, considerou-se dois valores médios (50 e $80 t \cdot ha^{-1}$) e uma queda de 10% na produtividade a cada ano em uma lavoura de 5 anos. Por isso, tanto o caso base como o cenário 1 possuem as variações a e b. O maior valor de produtividade quis contemplar a produtividade média obtido no Brasil entre 2005 e 2010 (IBGE, 2012), que pode ser atingida nas regiões altamente aptas a este cultivo no RS, enquanto o menor valor quis considerar uma produtividade mais próxima a média atual obtida no RS. Já para sorgo sacarino, adotou-se produtividade média de grãos entre 2005 e 2010 no RS ($2,15 t \cdot ha^{-1}$) e se tomou a proporção entre partes da planta conforme Weschenfelder (2011), resultando em $50 t \cdot ha^{-1}$. Definiu-se a colheita da safrinha de 60% da produção da safra, resultando em $80 t \cdot ha^{-1}$. Para mandioca, considerou-se uma média de aproximadamente $30 t \cdot ha^{-1}$ baseada em pesquisas da FEPAGRO (Morales *et al.*, 2009; Chielle, 2011). Ao mesmo tempo, para batata-doce, foi considerada a

produtividade média de 40 t.ha⁻¹, obtida para as novas cultivares lançadas pela EMBRAPA Clima Temperado para o RS (Castro e Becker, 2011; Zamora e Salvador, 2011).

Tabela 3-2: Produtividade por ano do projeto (t.ha⁻¹)

| Ano | | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 | Média |
|-----------------------------------|----------|------|------|------|------|------|------|------|------|------|------|-------------|
| Cana-de-açúcar | a | 60,5 | 55,0 | 50,0 | 45,0 | 40,5 | 60,5 | 55,0 | 50,0 | 45,0 | 40,5 | 50,2 |
| | b | 96,8 | 88,0 | 80,0 | 72,0 | 64,8 | 96,8 | 88,0 | 80,0 | 72,0 | 64,8 | 80,3 |
| Sorgo Sacarino^a | | 79,7 | 79,7 | 79,7 | 79,7 | 79,7 | 79,7 | 79,7 | 79,7 | 79,7 | 79,7 | 79,7 |
| Mandioca (raízes) | | 30,0 | 30,0 | 30,0 | 30,0 | 30,0 | 30,0 | 30,0 | 30,0 | 30,0 | 30,0 | 30,0 |
| Batata-doce (raízes) | | 40,0 | 40,0 | 40,0 | 40,0 | 40,0 | 40,0 | 40,0 | 40,0 | 40,0 | 40,0 | 40,0 |

^a Considerando safrinha (60% da produção da safra)

3.2 Unidade para produção de etanol

Como unidade para produção de etanol foi tomada como base a mesma unidade estudada por Weschenfelder (2011), com capacidade produtiva de 1.000 litros diários de etanol hidratado combustível. Esse trabalho, entretanto, comparava apenas utilização de sorgo e cana-de-açúcar. Os valores referentes aos equipamentos necessários especificamente para o processamento de mandioca e batata-doce foram baseados no trabalho de Fabrício (2011). A Tabela 3.3 contém os custos dos equipamentos e os necessários para colocar a unidade em operação.

Neste trabalho, considerou-se que o produtor agrícola já possui ou aluga o maquinário necessário para produção agrícola, ou seja, o investimento inicial do projeto seria a compra da unidade produtiva, construção das suas instalações e serviços de montagem e instalações. Para os cenários envolvendo apenas utilização de sorgo e cana-de-açúcar, considera-se que a fermentação duraria até 24 horas sendo necessário a aquisição de 4 dornas de 5.000 litros para possibilitar 24 horas por dia de operação: 2 fermentando e 2 destilando a cada dia. Assim, estima-se que o investimento inicial seria R\$ 610.640,00. Para avaliações que incluíssem a utilização de mandioca ou batata-doce, escolheu-se o processo de hidrólise a frio ocorrendo simultaneamente à fermentação, o qual levaria aproximadamente 72 horas. Então, são necessárias 8 dornas de fermentação, estando 6 fermentando e 2 destilando a cada dia. O valor estimado para investimento inicial nos cenários que combinam sorgo e mandioca ou batata-doce seria R\$ 653.040,00. Para o cenário que considerou apenas a utilização de batata-doce, esse valor ficou em R\$ 597.840,00.

Tabela 3-3: Custo dos equipamentos e instalações segundo Weschenfelder (2011).

| Equipamento | Capacidade | Preço Unitário (R\$) | Quantidade |
|---|------------------------------------|----------------------|------------|
| Trator de 80 CV | | 65.000,00 | 1 |
| Carreta ensiladeira | 2 t.h ⁻¹ | 24.000,00 | 1 |
| Esteira transportadora | 2 t.h ⁻¹ | 4.000,00 | 1 ou 2 |
| Balança digital ^c | 500 kg | 3.000,00 | 0 ou 1 |
| Lavador e descascador ^c | 2 t.h ⁻¹ | 10.800,00 | 0 ou 1 |
| Bomba de água de lavagem ^c | | 500,00 | 0 ou 1 |
| Moenda de 1 Ternos | 2 t.h ⁻¹ | 50.000,00 | 1 |
| Moedor martelo ^c | 2 t.h ⁻¹ | 9.000,00 | 1 |
| Rosca sem fim para material triturado | | 1.500,00 | 0 ou 1 |
| Bomba de caldo para dornas | | 1.200,00 | 1 |
| Dornas de fermentação | 5.000 L | 2.000,00 | 4 ou 8 |
| Agitador | | 1.200,00 | 4 ou 8 |
| Bomba para recirculação (controle de temperatura das dornas) | | 1.200,00 | 4 ou 8 |
| Bomba de vinho para reservatório | | 1.200,00 | 1 |
| Reservatório | 5.000 L | 2.000,00 | 1 |
| Unidade de destilação (aço inox 304) | 42 L.h ⁻¹ | 95.000,00 | 1 |
| Sistema de resfriamento | 10m ³ .h ⁻¹ | 4.500,00 | 1 |
| Caldeira (4kgf/cm ²) | 200 kg.h ⁻¹ | 25.000,00 | 1 |
| Bomba de Etanol para tanque | | 1.200,00 | 1 |
| Reservatório de Álcool | 10.000 L | 9.000,00 | 1 |
| Enfardadeira para silagem | | 35.000,00 | 1 |
| Maquina seladora | | 1.000,00 | 1 |
| Sistema de aplicação da vinhaça (carretel enrolador e moto bomba) | 30 m ³ .h ⁻¹ | 40.000,00 | 1 |
| Açude para armazenagem de vinhaça (recoberto com geomembrana) | 235 m ³ | 17.000,00 | 1 |
| Galpão | 150m ² | 82.500,00 | 1 |
| Automação da unidade | | 60.000,00 | 1 |
| Custos de Licenciamento ambiental | | 3.500,00 | 1 |
| Montagem da unidade ^a | | 33.970,00 | 1 |
| Instalação elétrica e hidráulica ^b | | 16.985,00 | 1 |
| Gastos eventuais ^b | | 16.985,00 | 1 |

^a 10% sobre o preço dos equipamentos, ^b 5% sobre o preço dos equipamentos

^c Fabricio (2011)

Nos cenários que utilizaram cana-de-açúcar e sorgo sacarino, foram consideradas as operações descritas por Weschenfelder (2011). Os rendimentos de extração de caldo na moagem verificados pela autora foram de aproximadamente 58%, sendo que 70% dos açúcares foram extraídos. Esses baixos rendimentos estão associados ao tipo de equipamento empregado na moenda da unidade em estudo. Maiores rendimentos de extração somente poderiam ser obtidos com a utilização de moenda com dois ou três ternos que propiciariam rendimentos de extração na ordem de 85% e 95%, entretanto, o investimento para aquisição destes modelos seria mais elevado (Weschenfelder, 2011). Já nos cenários que empregaram mandioca e batata-doce, foram adotadas as etapas descritas por Fabricio (2011). Entretanto, optou-se pela hidrólise enzimática a frio realizada concomitantemente com a fermentação. Um fabricante de enzimas para esta aplicação sugere um pré-tratamento inicial de uma hora antes da adição da levedura (Genencor, 2009). Por isso, fixou-se o rendimento para a conversão do amido em 85% baseado em estudos que utilizaram condições semelhantes de hidrólise (Adams *et al.*, 2011). Em todos os cenários, os rendimentos adotados para conversão de açúcares na fermentação e recuperação de etanol na destilação foram 90% e 95%, respectivamente (Weschenfelder, 2011). Para fermentação, adotou-se concentração de açúcares de aproximadamente 190 g.L⁻¹ para cana e sorgo como Weschenfelder (2011) e de 165 g.L⁻¹ para mandioca e batata-doce como Fabrício (2011).

3.3 Balanços de massa

Com base nas considerações mencionadas no item 3.2 e nas composições apresentadas na revisão bibliográfica, foram propostos os balanços de massa da Figura 3.1 e Figura 3.2. A partir dos rendimentos (L.t⁻¹) de produção de etanol e das produtividades agrícolas (t.ha⁻¹), foi possível estimar a produção por hectare para cada matéria-prima. Esses valores podem ser comparados pela Tabela 3.4.

Tabela 3-4: Resumo dos rendimentos para as matérias-primas estudadas.

| | Cana | Sorgo | Mandioca | Batata-doce |
|---|-------------------|-------------------|------------------|--------------------|
| Produção de etanol (L. t ⁻¹) | 61,0 ^a | 43,8 ^a | 164,6 | 138,7 |
| Vinhaça L. L ⁻¹ etanol | 11,9 | 12,6 | 13,3 | 13,3 |
| Silagem kg. t ⁻¹ | 456 | 451 | 736 ^b | 1800 ^b |
| Produção de etanol (L.ha ⁻¹) ^c | 3062 | 3492 | 4938 | 5548 |

^a Litros por toneladas de colmos

^b 0,45 kg/0,55 kg de raízes de mandioca e 0,66 kg/0,33 kg de raízes de batata-doce

^c Baseado na Tabela 3.2, 0,75 kg colmos/t de cana e 0,71 kg de colmos/ t de sorgo

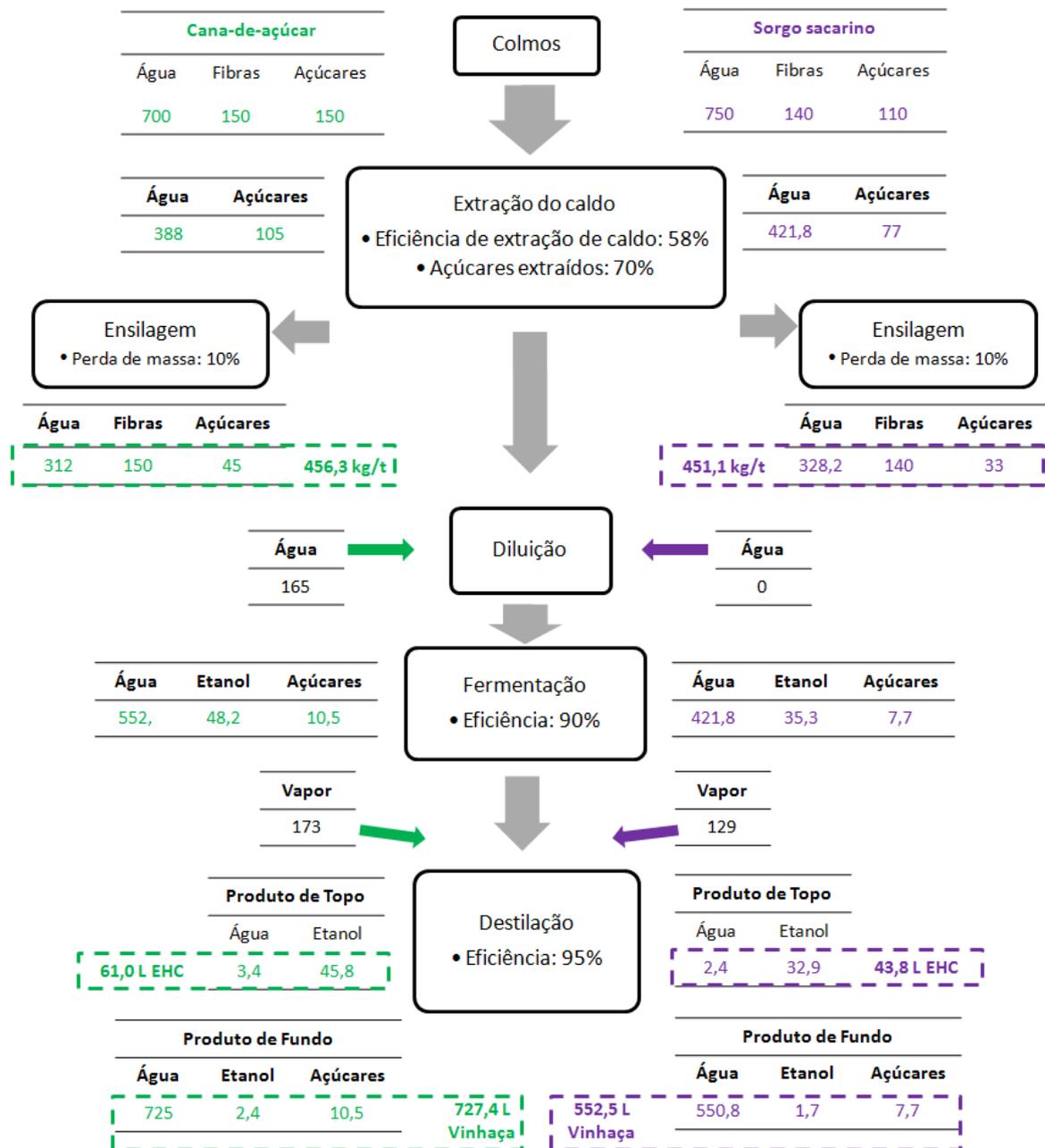


Figura 3.1: Balanço de massa para o processamento de cana-de-açúcar e sorgo sacarino.

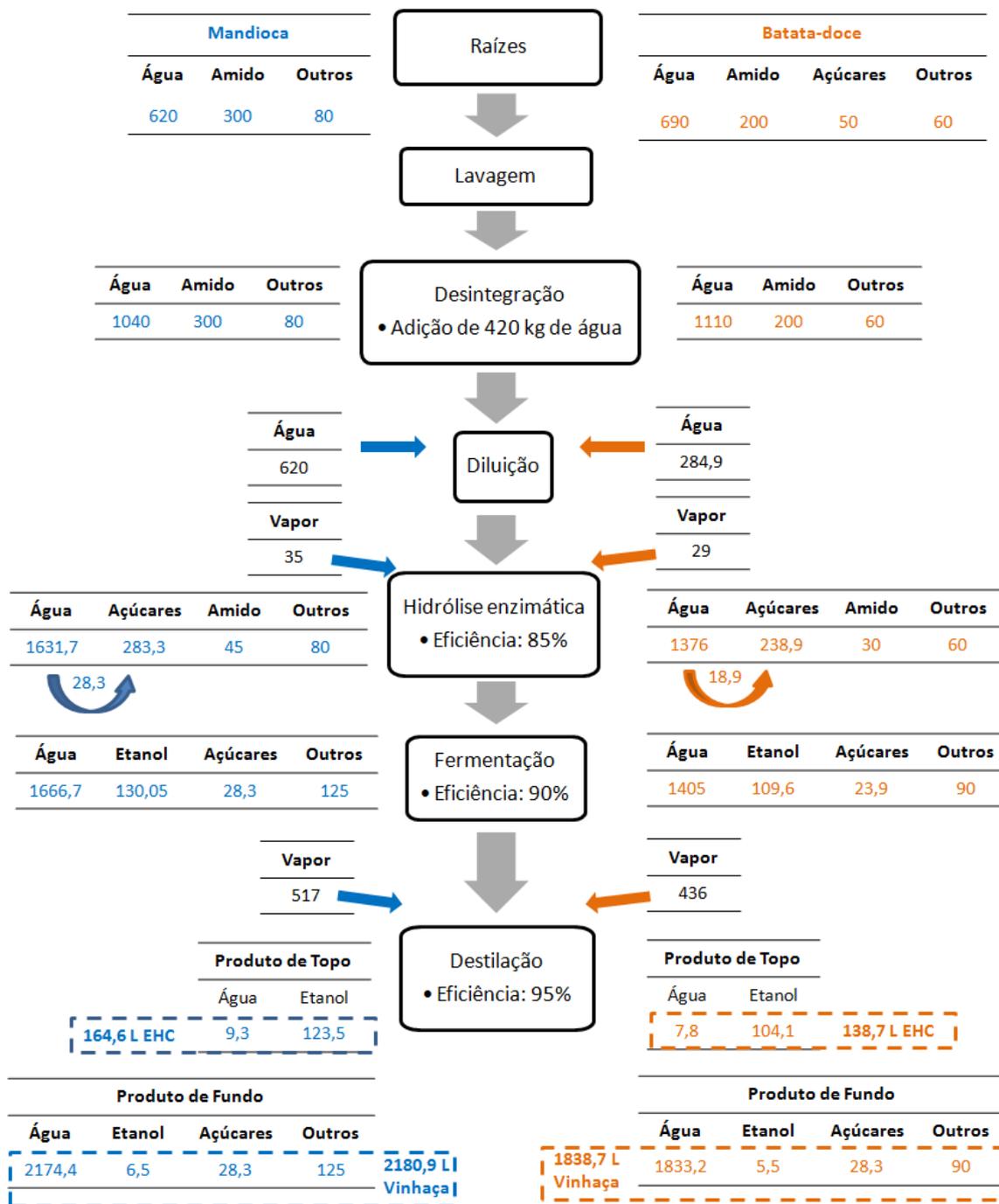


Figura 3.2: Balanço de massa para o processamento de mandioca e batata-doce.

Através da Tabela 3.4, é possível perceber que a cana-de-açúcar apresenta o potencial ($L \cdot ha^{-1}$) mais baixo, bem inferior a valores de $6000 L \cdot ha^{-1}$ encontrados na literatura (Pacca e Moreira, 2009). Esse fato é resultado da baixa produtividade ($t \cdot ha^{-1}$) obtida no RS quando comparado à média nacional. Ao mesmo tempo, observa-se que batata-doce e mandioca apresentaram os maiores potenciais

devido ao grande percentual de açúcares redutores totais (ART) contido nas raízes.

3.4 Custos

Os custos variáveis envolvidos na obtenção do EHC estão relacionados à produção agrícola e ao processamento das matérias-primas na unidade de produção de etanol. Para estimar os insumos agrícolas, adotaram-se as mesmas quantidades utilizadas pela Usinas Sociais Inteligentes (USI), que produz cana-de-açúcar, sorgo e batata-doce para produção de etanol em São Vicente do Sul, RS, e reportadas no trabalho de Junior (2009). Para mandioca, adotaram-se os valores de insumos propostos por Fabricio (2011) e baseados em uma propriedade agrícola em Santa Maria, RS. Quanto aos custos decorrentes do manejo das culturas, os coeficientes técnicos (hora.máquina^{-1} e homem.dia^{-1}) foram definidos com base na literatura e entrevista com profissionais da área (Rockenbach *et al.*, 2005; EMBRAPA, 2007; Chielle, 2011; EMBRAPA, 2011a; FEPAGRO e EMATER/RS, 2011). Para as operações mecanizadas, considerou-se a locação do maquinário agrícola, modelo que é bastante difundido entre produtores rurais. Para as operações manuais, considerou-se o uso de mão de obra contratada a fim de atingir um maior número de modelo de negócios. Se a mão de obra for familiar, pode-se considerar que esse seja o pró-labore associado à produção da cultura.

Os custos relacionados à unidade de produção etanol foram quantificados e avaliados empregando o método ABC (Bornia, 2002). Seguindo a metodologia, o processo produtivo foi dividido em atividades para as quais os recursos foram quantificados com base em direcionadores de custos, sendo todos listados na Figura 3.3. As marcações indicam quais recursos são consumidos em cada atividade. O tempo demandado para cada atividade e a quantidade de recursos utilizados foram determinados com base nos trabalhos de Weschenfelder (2011) e Fabricio (2011).

Adicionalmente foi considerado um custo anual de manutenção da unidade de produção de etanol. Esse custo foi definido como um percentual do valor de investimento em equipamento e instalações descritos no item 3.2. Adotou-se um percentual crescente para os 10 anos de operação avaliados, iniciando em 1% no primeiro ano e aumentando 1 % a cada ano.

Os preços dos insumos e coeficientes técnicos agrícolas e dos direcionadores de custos utilizados neste estudo estão reunidos na Tabela 3.5.

| Recursos | Mão de obra | Energia elétrica | Água | Nutrientes, Enzima e Levedura | Lenha | Graxa e Óleo | Óleo Diesel | Sacos |
|--|-------------|------------------|----------------|-------------------------------|----------------|--------------|-------------|-------|
| Atividades | R\$. | kWh. | m ³ | Kg | m ³ | kg | L | Unid. |
| Transporte | X | | | | | X | X | |
| Recepção (descarga, pesagem e lavagem) | X | X | | | | X | | |
| Moagem | X | X | | | | X | | |
| Preparo do mosto | X | X | X | X | | | | |
| Hidrólise | | X | | X | | | | |
| Fermentação | X | X | | X | | | | |
| Destilação | X | X | | | | | | |
| Geração de vapor | X | X | X | | X | | | |
| Sistema de resfriamento | | X | X | | | | | |
| Ensilagem | X | X | | | | | | X |
| Armazenagem de etanol | | X | | | | | | |
| Armazenagem de vinhaça | | | | | | | | |
| Descarte da vinhaça | | | | | | | | |

Figura 3.3: Atividades, recursos e direcionadores usados no método ABC.

3.5 Receitas

A receita é resultado da venda de etanol e de silagem de sorgo. O preço do litro do EHC utilizado neste estudo foi R\$ 1,18, sendo este a média do indicador semanal do preço pago ao produtor em SP ao longo de 1 ano (agosto de 2011 a julho de 2012) a fim de contemplar as oscilações em decorrência da dinâmica da safra e entressafra (CEPEA/ESALQ, 2012). Quando o etanol foi utilizado na própria propriedade rural, a receita foi estimada com base no custo evitado com a compra de etanol no posto combustível. Nesse caso, o valor adotado para o litro foi de R\$ 1,84, sendo este o valor médio (entre janeiro e julho de 2012) para o estado de São Paulo (ANP, 2012). Para tonelada de silagem de sorgo sacarino foi utilizado R\$ 90,00 (Weschenfelder, 2011).

Tabela 3-5: Preços dos insumos e coeficientes técnicos agrícolas e dos direcionadores de custos utilizados neste estudo.

| | Valor (R\$) | Unidade | Referência |
|---------------------|-------------------|-----------------------------|--|
| Maniva cana | 70,00 | T | (Júnior, 2009) |
| Semente sorgo | 11,63 | kg ^b | Média RS (CONAB, 2012) |
| Maniva mandioca | 18,00 | kg | (Fabricio, 2011) |
| Muda batata-doce | 4,00 | kg | (Júnior, 2009) |
| Calcáreo | 70,00 | T | (Júnior, 2009) |
| Fertilizante | 1042,72 | t ^b | Média RS (CONAB, 2012) |
| Uréia | 1207,06 | t ^b | Média RS (CONAB, 2012) |
| Herbicida | 36,93 | L ^b | Média RS (CONAB, 2012) |
| Fungicida | 52,01 | L ^b | Média RS (CONAB, 2012) |
| Formicida | 8,00 | kg ^b | Média RS (CONAB, 2012) |
| Trator + implemento | 49,30 | hora. máquina ⁻¹ | |
| Colheitadeira | 98,60 | hora. máquina ⁻¹ | |
| Mão de obra | 35,04 | homem.dia ⁻¹ | Salário mínimo nacional com encargos sociais |
| Água | 1,81 | m ³ | Categoria C1 (CORSAN, 2010) |
| Energia elétrica | 0,27 ^a | KWh | Tarifa Rural (AES, 2012) |
| Levedura | 18,00 | kg | (Fabricio, 2011) |
| Enzima | 18,90 | kg | Stargen 002 |
| Antibiótico | 0,00 | g | (Fabricio, 2011) |
| Micronutrientes | 12,00 | kg | (Weschenfelder, 2011) |
| Lenha | 35,00 | m ³ | (Fabricio, 2011) |
| Óleo | 8,00 | L | (Weschenfelder, 2011) |
| Graxa | 10,00 | kg | (Weschenfelder, 2011) |
| Diesel | 2,09 ^b | L | Média RS (ANP, 2012) |
| Saco p/ silagem | 1,00 | Unid. | (Weschenfelder, 2011) |

^a ICMS 12%, PIS 0,92% e CONFINS 4,22%

^b Janeiro a Julho

3.6 Depreciação

A depreciação é um conceito contábil usado para compensar a perda do valor de alguns ativos ao longo do tempo. O valor calculado não implica em saída de caixa, mas pode ser abatido do pagamento do imposto de renda (IR). Para tanto, diminui-se a depreciação do lucro líquido e, então, aplica-se o percentual de imposto de renda a ser pago.

Neste trabalho, os custos de depreciação foram determinados com base no método linear, seguindo o estabelecido pela Receita Federal na Instrução Normativa SRF nº 162 (RF, 1998). Com base nesses valores, foi calculada a depreciação da unidade para cada cenário como mostrado na Tabela 3.7. Utilizaram-se as taxas máximas de depreciação permitidas e listadas a seguir.

- Veículos em geral: 20% ao ano;
- Máquinas e equipamentos: 10% ao ano;
- Prédios e construções: 4% ao ano.

3.7 Critérios para avaliação econômica

Para a construção dos fluxos de caixa de cada cenário e posterior análise de viabilidade econômica, foram avaliados os seguintes parâmetros para cada cenário de produção de etanol: investimento inicial, total de receitas do período (vendas de etanol e silagem e custo evitado com consumo do etanol produzido), total de despesas do período (custos variáveis e fixos de produção, as parcelas e juros do financiamento) e pagamento de impostos. Quando o etanol produzido é utilizado na propriedade rural, não há tributação. Entretanto, quando o etanol é vendido a terceiros, paga-se impostos. Para o segundo caso, foi fixado imposto de renda de 15% sobre o lucro real tributável. Não foram descontados os impostos incidentes sobre a receita da venda (PIS, COFINS, ICMS), pois o preço utilizado já exclui estes percentuais. Com o objetivo de fazer uma análise sensibilidade para o preço de venda, variou-se a proporção de etanol vendido a terceiro e utilizado dentro da propriedade rural.

O fluxo de caixa foi determinado em um período de 10 anos, sendo considerada a construção da micro usina de etanol no ano anterior ao primeiro. Ao longo de cada ano, considerou-se 24 horas de operação nos 30 dias dos meses em que houve produção. As diferentes modalidades de linhas de crédito que podem ser utilizadas para financiar o investimento de aquisição e instalação da unidade serão discutidas na próxima seção. Para todos os cenários, considerou-se que 100% investimento inicial seria financiado. Ao mesmo tempo, definiu-se um montante para capital de giro de R\$ 60.000,00 oriundos do capital próprio.

Tabela 3-6: Cálculo da depreciação dos equipamentos para os cenários.

| Equipamento | Preço Unitário (R\$) | (%a.a.) | Período (anos) | Cenário base e 1 | | Cenários 2, 3 | |
|---------------------------------------|----------------------|---------|----------------|------------------|---------------|---------------|---------------|
| | | | | Unid. | (R\$/ano) | Unid. | (R\$/ano) |
| Trator de 80 CV | 65000 | 20 | 10 | 1 | 13.000 | 1 | 13.000 |
| Carreta ensiladeira | 24000 | 10 | 10 | 1 | 2.400 | 1 | 2.400 |
| Esteira transportadora | 4000 | 10 | 10 | 2 | 800 | 2 | 800 |
| Balança digital | 50000 | 10 | 10 | 1 | 5.000 | 1 | 300 |
| Lavador e descascador | 3000 | 10 | 10 | 0 | | 1 | 1.080 |
| Bomba de água de lavagem | 10800 | 10 | 10 | 0 | | 1 | 50 |
| Moenda de 1 Ternos | 500 | 10 | 10 | 0 | | 1 | 5.000 |
| Moedor martelo | 9000 | 10 | 10 | 0 | | 1 | 900 |
| Rosca sem fim para material triturado | 1500 | 10 | 10 | 0 | | 1 | 150 |
| Bomba de caldo para dornas | 1200 | 10 | 10 | 1 | 120 | 1 | 120 |
| Dornas de fermentação | 2000 | 10 | 10 | 4 | 800 | 8 | 1.600 |
| Agitador | 1200 | 10 | 10 | 4 | 480 | 8 | 960 |
| Bomba para recirculação | 1200 | 10 | 10 | 4 | 480 | 8 | 960 |
| Bomba de vinho para reservatório | 1200 | 10 | 10 | 1 | 120 | 1 | 120 |
| Reservatório | 2000 | 10 | 10 | 1 | 200 | 1 | 200 |
| Unidade de destilação | 95000 | 10 | 10 | 1 | 9.500 | 1 | 9.500 |
| Sistema de Resfriamento | 4500 | 10 | 10 | 1 | 450 | 1 | 450 |
| Caldeira (4kgf/cm ²) | 25000 | 10 | 10 | 1 | 2.500 | 1 | 2.500 |
| Bomba de Etanol para tanque | 1200 | 10 | 10 | 1 | 120 | 1 | 120 |
| Reservatório de Álcool | 9000 | 10 | 10 | 1 | 900 | 1 | 900 |
| Enfardadeira para silagem | 35000 | 10 | 10 | 1 | 3.500 | 1 | 3.500 |
| Maquina seladora | 1000 | 10 | 10 | 1 | 100 | 1 | 100 |
| Açude para vinhaça | 17000 | 4 | 25 | 1 | 680 | 1 | 680 |
| Sistema de aplicação de vinhaça | 40000 | 10 | 10 | 1 | 4.000 | 1 | 4.000 |
| Galpão | 550 | 4 | 25 | 150 | 3.300 | 150 | 3.300 |
| TOTAL | | | | | 48.450 | | 52.690 |

A comparação da viabilidade econômica da produção de etanol nos diferentes cenários foi baseada em três indicadores econômicos: valor presente líquido (*VPL*), taxa interna de retorno (*TIR*) e período de recuperação econômica de capital (*Payback*).

O cálculo do Valor Presente Líquido (*VPL*) permite obter o valor presente de pagamentos futuros descontados de uma taxa de juros apropriada, menos o

custo do investimento inicial. Então, pode ser entendido como o excesso de ganho que o projeto apresenta diante da melhor oportunidade de investimento e é calculado conforme a Equação 3.1.

$$VPL = -I_0 + \sum_{i=0}^n \frac{C_f}{(1+j)^n} \quad (3.1)$$

onde VPL é a soma algébrica de todos os valores líquidos descontados para o momento presente, I_0 é o investimento inicial, C_f é o fluxo de caixa líquido do projeto, j é a taxa de desconto (juros) considerado para atualizar o fluxo de caixa também conhecida como TMA (Taxa Mínima de Atratividade), n é o número de períodos ou horizonte do investimento ou empreendimento. A taxa de juros considerada neste estudo foi média da Selic entre agosto de 2011 e julho de 2012: 9,93% a.a (BC, 2012).

A Taxa Interna de Retorno (TIR) é definida como a taxa de juros que anula o VPL resultante do fluxo de caixa do projeto. Dessa forma, admitida uma taxa de juros mínima aceitável pelo investidor, denominada Taxa Mínima de Atratividade (TMA), o projeto de investimento terá condições de ser aceito se a TIR calculada pela Equação 3.2 for maior que a TMA.

$$-I_0 + \sum_{i=0}^n \frac{C_f}{(1+TIR)^n} = 0 \quad (3.2)$$

O Período de Recuperação Econômica de Capital ($Payback$) é entendido como o tempo necessário para recuperar o capital investido, ou seja, o resultado do fluxo de caixa tornar-se positivo.

3.8 Linhas de financiamento

Se o modelo proposto fosse uma cooperativa de produtores familiares, o montante financiado poderia fazer uso da linha de crédito para agroindústria do Programa Nacional de Agricultura Familiar (PRONAF) no exercício 2012/2013 (Brasil, 2012). Através desse programa, é possível se obter crédito com juros de 2,0% ao ano. O prazo de pagamento pode ser de até 10 anos, incluídos até 5 ou 3 anos de carência, dependendo da atividade. Também existem linhas de crédito para agronegócio em geral, como BNDS e FINAME. Para essas linhas, as taxas variam de 5,5% até 8,7 % ao ano e os prazos de pagamento podem ser de até 12 anos (BB, 2012). Pessoas jurídicas não vinculadas ao agronegócio poderiam, por exemplo, buscar convênio para fornecimento de etanol com empresas como Petrobras ou Braskem. Assim, poderiam obter financiamentos com taxas de juros entre 6% e 8% ao ano.

Para este trabalho, a taxa de juros adotada é de 8% ao ano com carência no primeiro ano e prazo de pagamento de 5 anos. Assim, tenta-se tornar a viabilidade econômica do projeto menos dependente do modelo de negócio adotado. Se o modelo proposto fosse uma cooperativa de produtores familiares, estes teriam acesso às linhas de crédito do PRONAF com juros de 2% a.a.. Entretanto, haveria necessidade de uma consultoria técnica para apoiar a administração e o processo produtivo da unidade. Então, a diferença do custo de financiamento pode ser transferida a esta despesa, sendo que no final os resultados seriam equivalentes aos que consideram linhas de financiamento a juros maiores.

4 Resultados

4.1 Recursos para processamento das matérias-primas

Os recursos foram quantificados para o período de um dia de operação para o processamento de cada uma das matérias-primas. Para determinar as quantidades, foram tomados como base os valores diários de matéria-prima processada e etanol, vinhaça e silagem produzidos, que estão apresentados na Tabela 4.1. Esses valores foram calculados a partir dos balanços de massa introduzidos no item 3.3.

Tabela 4-1: Valores referência para um dia de operação.

| | Etanol no vinho (% v.v ⁻¹) | L etanol.dia ⁻¹ | t MP.dia ⁻¹ | m ³ vinhaça.dia ⁻¹ | t silagem.dia ⁻¹ |
|-------------|--|----------------------------|------------------------|--|-----------------------------|
| Cana | 10,2 | 1071 | 17,56 | 11,96 | 8,0 |
| Sorgo | 9,8 | 1030 | 23,52 | 12,00 | 10,6 |
| Mandioca | 9,2 | 966 | 5,86 | 12,06 | 4,7 |
| Batata-doce | 9,2 | 966 | 6,96 | 12,06 | 13,5 |

Para quantificação dos recursos mão de obra e energia elétrica, foi necessário definir o tempo demandado para cada atividade. Os valores utilizados estão apresentados na Tabela 4.2.

Para todos os cenários foi considerado que o tempo de transporte da matéria-prima do campo até a unidade levaria 10 minutos, sugerido por Weschenfelder (2011), e que a quantidade transportada por viagem eram 2 t. Assim, o tempo foi calculado com base na quantidade de matéria-prima processada por dia (Tabela 4.1).

Para a recepção e a moagem de cana e sorgo, foram considerados os tempos descritos por Weschenfelder (2011). Para a recepção (descarga, pesagem e lavagem) de mandioca e batata-doce, foram considerados os tempos relatos por Fabrício (2011). Então, tomando-se a capacidade da esteira transportadora, do lavador/descascador e da moenda de 2 t.h⁻¹, foi possível estimar o tempo diário demandado pela atividade.

Para o preparo do mosto, foram adotados 30 minutos para cana e sorgo e 3,25 horas para mandioca e batata-doce. Essa diferença de tempo no preparo se deve ao fato de que o caldo de cana e sorgo pode ser bombeado, enquanto a pasta formada na trituração da mandioca e da batata-doce deve ser transferida por parafuso Fabrício (2011). No caso das matérias-primas amiláceas, existe a necessidade da atividade de hidrólise. Para esta, assumiu-se a necessidade de

1,25 horas, sendo 15 minutos para adição de enzimas e 1 hora de pré-aquecimento. Essas atividades se repetem duas vezes por dia, já que este é o número de bateladas preparadas em todos os cenários.

Para cada litro de etanol produzido a partir do sorgo sacarino são gerados aproximadamente 12 litros de vinhaça. Considerando a capacidade do sistema adotado (Tabela 3.3), foi calculado o tempo despendido por dia para aplicação da vinhaça gerada.

Para os cenários que consideraram a produção de silagem, são necessário, segundo Weschenfelder (2011), aproximadamente 4,5 minutos para cada saco. Então, de acordo com o número de sacos produzidos por dia, é possível calcular o tempo gasto por dia com esta atividade.

4.1.1 Mão-de-obra

Os tempos de mão-de-obra gastos por dia em cada atividade são baseados nos tempos mostrados na Tabela 4.2. Entretanto, para algumas atividades, a mão-de-obra não é necessária durante toda a duração da atividade.

A operação de recepção de cana e sorgo, por exemplo, envolve em torno de 3 horas de mão-de-obra, segundo Weschenfelder (2011). Em contraponto, a mão-de obra demandada na recepção (descarga, pesagem e lavagem) da mandioca foi maior que o tempo necessário para conclusão da atividade segundo relatos de Fabrício (2011).

A fermentação ocorre durante todo um dia, mas foi considerado que o funcionário gasta apenas 1,5 horas diárias em análises nesta atividade. Ao mesmo tempo, a destilação foi descrita por Weschenfelder (2011) como uma etapa que necessita acompanhamento quase que contínua. O mesmo autor também reportou uma demanda de apenas 3 horas diárias para a operação do sistema de geração de vapor. Estas quantidades serão aplicadas para todas as matérias-primas.

Considerou-se o uso de mão de obra contratada, sendo necessário 4 funcionários no turno do dia, 2 no turno da noite e 1 folguista. Quando se contabilizou a produção de silagem, contou-se mais 1 funcionário no turno do dia para esta atividade. A remuneração adotada foi o salário mínimo nacional com encargos sociais, 13º salário e férias remuneradas. O total desse recurso foi distribuído entre atividades em função do tempo demandado para realizá-las conforme apresentado na Tabela 4.3.

Tabela 4-2: Tempo diário necessário para cada uma das atividades da produção de etanol.

| Atividade | <i>Cana</i> | | | <i>Sorgo</i> | | | <i>Mandioca</i> | | | <i>Batata-doce</i> | | |
|-------------------------|-------------|-----------|---------------------|--------------|-----------|---------------------|-----------------|-----------|---------------------|--------------------|-----------|---------------------|
| | Tempo(h) | Operações | h.dia ⁻¹ | Tempo(h) | Operações | h.dia ⁻¹ | Tempo(h) | Operações | h.dia ⁻¹ | Tempo(h) | Operações | h.dia ⁻¹ |
| Transporte | 0,2 | 8,8 | 1,5 | 0,2 | 11,8 | 2,0 | 0,2 | 2,8 | 0,5 | 0,2 | 3,5 | 0,6 |
| Recepção | 1,0 | 8,8 | 8,8 | 1,0 | 11,8 | 11,8 | 2,2 | 2,9 | 6,4 | 2,2 | 3,5 | 7,5 |
| Moagem | 1,0 | 8,8 | 8,8 | 1,0 | 11,8 | 11,8 | 1,0 | 2,9 | 2,9 | 1,0 | 3,5 | 3,5 |
| Preparo do mosto | 0,5 | 2,0 | 1,0 | 0,5 | 2,0 | 1,0 | 3,5 | 2,0 | 7,0 | 3,5 | 2,0 | 7,0 |
| Hidrolise | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,3 | 2,0 | 0,5 | 0,3 | 2,0 | 0,5 |
| Fermentação | 24,0 | 2,0 | 48,0 | 24,0 | 2,0 | 48,0 | 24,0 | 6,0 | 144,0 | 24,0 | 6,0 | 144,0 |
| Destilação | continua | continua | 24,0 | continua | continua | 24,0 | continua | continua | 24,0 | continua | continua | 24,0 |
| Sistema de Resfriamento | continua | continua | 24,0 | continua | continua | 24,0 | continua | continua | 24,0 | continua | continua | 24,0 |
| Geração de vapor | continua | continua | 24,0 | continua | continua | 24,0 | continua | continua | 24,0 | continua | continua | 24,0 |
| Ensilagem | 0,1 | 89,0 | 6,7 | 0,1 | 117,0 | 8,8 | 0,1 | 30 | 4,0 | 0,1 | 154,0 | 11,6 |
| Armazenagem do etanol | continua | continua | 24,0 | continua | continua | 24,0 | continua | continua | 24,0 | continua | continua | 24,0 |
| Armazenagem do vinhaça | continua | continua | 24,0 | continua | continua | 24,0 | continua | continua | 24,0 | continua | continua | 24,0 |
| Descarte do vinhaça | 0,4 | 1 | 0,4 | 0,4 | 1 | 0,4 | 0,4 | 1 | 0,4 | 0,4 | 1 | 0,4 |

Tabela 4-3: Tempo de mão-de-obra gasto por dia em cada uma das atividades da produção de etanol.

| Atividade | <i>Cana</i> | | <i>Sorgo</i> | | <i>Mandioca</i> | | <i>Batata-doce</i> | |
|---------------------|--------------------|------------|---------------------|------------|------------------------|------------|---------------------------|--------------|
| | Tempo(h) | % | Tempo(h) | % | Tempo(h) | % | Tempo(h) | % |
| Transporte | 1,5 | 3,4 | 2,0 | 3,6 | 0,5 | 1,1 | 0,6 | 1,3 |
| Recepção | 3,0 | 7,0 | 3,0 | 5,5 | 7,8 | 18,0 | 9,3 | 20,1 |
| Moagem | 8,78 | 20,4 | 11,8 | 21,6 | 2,98 | 6,7 | 3,5 | 7,5 |
| Preparo do mosto | 1,0 | 2,3 | 1,0 | 1,8 | 3,9 | 9,0 | 4,5 | 9,7 |
| Hidrolise | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,5 | 1,1 | 0,5 | 1,1 |
| Fermentação | 1,5 | 3,5 | 0,5 | 0,9 | 0,5 | 1,1 | 0,5 | 1,1 |
| Destilação | 24,0 | 55,6 | 24,0 | 44,1 | 24,0 | 55,1 | 24,0 | 51,9 |
| Geração de vapor | 3,0 | 7,0 | 3,0 | 5,5 | 3,0 | 6,9 | 3,0 | 6,5 |
| Ensilagem | 6,7 | 0,0 | 8,8 | 0,0 | 4,0 | 0,0 | 11,6 | 0,0 |
| Descarte do vinhaça | 0,4 | 0,9 | 0,4 | 0,7 | 0,4 | 0,9 | 0,4 | 0,9 |
| SOMA | 44,60 | 100 | 56,3 | 100 | 43,6 | 100 | 46,3 | 124,3 |

Tabela 4-4: Consumo diário de energia elétrica em cada uma das atividades da produção de etanol a partir de cana e sorgo.

| Atividade | Motores | Capacidade (kW) ^a | Unidades | Cana | | | Sorgo | | |
|-------------------------|------------------------------------|------------------------------|----------|---------------------|-----------------------|------|---------------------|-----------------------|------|
| | | | | h.dia ⁻¹ | kWh.dia ⁻¹ | % | h.dia ⁻¹ | kWh.dia ⁻¹ | % |
| Recepção | Carreta ensiladeira | 2,21 | 1 | 8,8 | 19,4 | 6,8 | 11,8 | 26,0 | 5,9 |
| | Correia transportadora para moagem | 1,47 | 1 | 8,8 | 12,9 | 4,5 | 11,8 | 17,3 | 3,9 |
| Moagem | Moenda | 14,71 | 1 | 8,8 | 129,2 | 45,0 | 11,8 | 173,0 | 39,1 |
| | Correia transportadora de bagaço | 1,47 | 1 | 8,8 | 12,9 | 4,5 | 11,8 | 17,3 | 3,9 |
| Preparo do mosto | Bomba de caldo para dornas | 1,47 | 1 | 1,0 | 1,5 | 0,5 | 1,0 | 1,5 | 0,3 |
| | Agitador | 0,74 | 2 | 0,5 | 0,7 | 0,3 | 0,5 | 0,7 | 0,2 |
| Fermentação | Agitador | 0,74 | 2 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 |
| | Bomba- recirculação | 0,37 | 2 | 24,0 | 17,7 | 6,2 | 24,0 | 17,7 | 4,0 |
| | Bomba- vinho para reservatório | 0,74 | 1 | 3,0 | 2,2 | 0,8 | 3,0 | 2,2 | 0,5 |
| Destilação | Bomba- reservatório para coluna 1 | 1,47 | 1 | 24,0 | 35,3 | 12,3 | 24,0 | 35,3 | 8,0 |
| | Bomba- reciclo coluna 2 para 1 | 1,47 | 1 | 24,0 | 35,3 | 12,3 | 24,0 | 35,3 | 8,0 |
| Geração de vapor | Bomba- água para caldeira | 2,21 | 1 | 3,0 | 6,6 | 2,3 | 3,0 | 6,6 | 1,5 |
| Sistema de Resfriamento | Bomba- circulação de água | 0,37 | 1 | 24,0 | 8,8 | 3,1 | 24,0 | 8,8 | 2,0 |
| Armazenagem de etanol | Bomba- etanol para tanque | 0,74 | 1 | 3,0 | 2,2 | 0,8 | 3,0 | 2,2 | 0,5 |
| Ensilagem | Ensiladeira | 11 | 1 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 8,8 | 96,8 | 21,9 |
| Descarte vinhaça | Bomba- recalque de vinhaça | 5,52 | 1 | 0,4 | 2,2 | 0,8 | 0,4 | 2,2 | 0,5 |
| SOMA | | | | 148,7 | 286,9 | 100 | 162,7 | 442,9 | 100 |

^a Weschenfelder (2011)

Tabela 4-5: Consumo diário de energia elétrica em cada uma das atividades da produção de etanol a partir de mandioca e batata-doce.

| Atividade | Motores | Capacidade (kW) ^a | Unidades | Mandioca | | | Batata-doce | | |
|-------------------------|--|------------------------------|----------|---------------------|-----------------------|------|---------------------|-----------------------|------|
| | | | | h.dia ⁻¹ | kWh.dia ⁻¹ | % | h.dia ⁻¹ | kWh.dia ⁻¹ | % |
| Recepção | Equipamento para lavar e descascar | 2,57 | 1 | 2,9 | 7,6 | 4,0 | 3,45 | 9,0 | 6,2 |
| | Bomba de água de lavagem | 0,37 | 1 | 1,5 | 0,5 | 0,3 | 1,7 | 0,6 | 0,4 |
| | Correia transportadora para moagem | 1,47 | 1 | 2,9 | 4,3 | 2,3 | 3,5 | 5,1 | 3,5 |
| Moagem | Triturador | 5,52 | 1 | 2,9 | 16,2 | 8,7 | 3,5 | 19,2 | 13,2 |
| Preparo do mosto | Rosca sem fim para transporte do triturado | 1,47 | 1 | 5,9 | 8,6 | 4,6 | 7,0 | 10,2 | 7,0 |
| | Agitador | 0,74 | 2 | 0,5 | 0,7 | 0,4 | 0,5 | 0,7 | 0,5 |
| Hidrólise | Agitador | 0,74 | 2 | 2,0 | 2,9 | 1,6 | 2,0 | 2,9 | 2,0 |
| Fermentação | Agitador | 0,74 | 6 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 |
| | Bomba- recirculação | 0,37 | 6 | 24,0 | 53,0 | 28,4 | 24,0 | 53,0 | 36,4 |
| | Bomba- vinho para reservatório | 0,74 | 1 | 3,0 | 2,2 | 1,2 | 3,0 | 2,2 | 1,5 |
| Destilação | Bomba- reservatório para coluna 1 | 1,47 | 1 | 24,0 | 35,3 | 18,9 | 24,0 | 35,3 | 24,2 |
| | Bomba- reciclo coluna 2 para 1 | 1,47 | 1 | 24,0 | 35,3 | 18,9 | 24,0 | 35,3 | 24,2 |
| Geração de vapor | Bomba- Agua para caldeira | 2,21 | 1 | 3,0 | 6,6 | 3,5 | 3,0 | 6,6 | 4,5 |
| Sistema de Resfriamento | Bomba- circulação de água | 0,37 | 1 | 24,0 | 8,8 | 4,7 | 24,0 | 8,8 | 6,1 |
| Armazenagem de etanol | Bomba- Etanol para tanque | 0,74 | 1 | 3,0 | 2,2 | 1,2 | 3,0 | 2,2 | 1,5 |
| Ensilagem | Ensiladeira | 11,03 | 0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 |
| Descarte vinhaça | Bomba- recalque da vinhaça | 5,52 | 1 | 0,4 | 2,2 | 1,2 | 0,4 | 2,2 | 1,5 |
| SOMA | | | | 130,2 | 185,4 | 100 | 116,6 | 145,6 | 100 |

^a Weschenfelder (2011) e Fabrício (2011)

4.1.2 Energia elétrica

A Tabela 4.4 e a Tabela 4.5 apresentam a relação dos equipamentos e as respectivas potências instaladas. Com base no número de horas que cada motor opera diariamente, foi calculado o consumo diário de cada equipamento (kWh). Foi considerado um fator de carga padrão de 100% para todos os equipamentos. Os resultados para cada matéria-prima são apresentados nas mesmas tabelas.

4.1.3 Água

Os consumos diários por atividade podem ser comparados na Tabela 4.6. Os valores diários para moagem e preparo do mosto foram calculados segundo os balanços de massa apresentados no item 3.3. Para mandioca e batata-doce, também existe um consumo associado à lavagem das raízes e o aquecimento do mosto para hidrólise. Para lavagem, foi adotado o valor observado por Fabrício (2011): 0,3 litros por tonelada de raízes. Para hidrólise, foi estimada a qualidade de vapor necessária para aquecer duas dornas de 5.00 litros de 25°C até 50°C, que é a temperatura média indicada para o pré-tratamento descrito no item 3.2. Para a geração e vapor, foi tomada a quantidade de vapor necessária por tonelada de sorgo, reportada Weschenfelder (2011), e foi calculado o consumo diário. Assumiu-se, então, que esse consumo era igual para a destilação do vinho das demais matérias-primas. Como o sistema de resfriamento foi considerado um sistema fechado, não se contabilizou consumo de água.

Tabela 4-6: Consumo de água (m³) por dia por atividade.

| Atividade | Cana | Sorgo | Mandioca | Batata-doce |
|-------------------------|-------------|--------------|-----------------|--------------------|
| Recepção | | | 1,8 | 2,1 |
| Moagem | | | 2,5 | 2,9 |
| Preparo do mosto | 2,9 | | 3,6 | 2,9 |
| Hidrólise | | | 0,53 | 0,53 |
| Geração de vapor | 3,0 | 3,0 | 3,0 | 3,0 |
| Sistema de Resfriamento | | | | |

4.1.4 Enzimas, Nutrientes e Leveduras

Foram considerados os valores de nutrientes para suplementação do meio e de levedura segundo Weschenfelder (2011): 10 g de nutrientes e 10 g de levedura por 1.000 litros. Assim, o consumo diário de nutrientes e levedura é 100g para ambos. O baixo consumo de levedura está relacionado ao fato de os microrganismos serem reutilizados para várias bateladas. Para tanto, o vinho é deixado decantar para separar as leveduras que vão para o fundo da dorna e a

retirada é realizada aproximadamente 30 cm do fundo. Então, a nova batelada é preparada na dorna já contendo o pé-de-cuba.

Para a quantidade de enzima, foram adotados valores similares ao recomendado por um fabricante de enzima para hidrólise de amido granular. Como não existia recomendação especificamente para mandioca e batata-doce, foi considerada a proporção de 1,2 kg de enzimas para 1 t de matéria-prima (Genencor, 2009; 2010).

4.1.5 Lenha

Conforme descrito por Weschenfelder (2011), após atingir a pressão de trabalho, são consumidas 1,31 t de lenha por dia para gerar vapor para destilação. Considerando que 1 m³ de lenha equivale a 600 kg, são necessários 2,2 m³ por dia. Para mandioca e batata-doce, há um gasto adicional para a atividade de hidrólise. Proporcionalmente a quantidade de vapor empregada, foi calculado um consumo adicional de 0,22 m³ de lenha diários para se realizar a hidrólise.

4.1.6 Graxa, Óleo e Diesel

Foram adotados os consumos médios (L.h⁻¹) de óleo, graxa e diesel segundo Weschenfelder (2011). Então, foi calculado o consumo diário decorrente do número de horas em que os equipamentos foram utilizados (Tabela 4.2).

Tabela 4-7: Consumo óleo, graxa e diesel por dia por atividade.

| Atividade | L.h⁻¹ | Cana L.dia | Sorgo L.dia⁻¹ | Mandioca L.dia⁻¹ | Batata- doce L.dia⁻¹ |
|------------------------------|-------------------------|-----------------------|-------------------------------------|--|--|
| Transporte (trator) | | | | | |
| Óleo | 0,11 | 0,16 | 0,2 | 0,05 | 0,06 |
| Graxa | 0,01 | 0,01 | 0,02 | 0,0 | 0,0 |
| Diesel | 6 | 8,8 | 11,8 | 2,9 | 3,5 |
| Recepção (ensiladeira) | | | | | |
| Graxa | 0,01 | 0,1 | 0,1 | | |
| Moagem | | | | | |
| Óleo | 0,021 | 0,2 | 0,2 | 0,1 | 0,1 |
| Descarte da vinhaça (trator) | | | | | |
| Óleo | 0,11 | 0,04 | 0,04 | 0,04 | 0,04 |
| Graxa | 0,01 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 |
| Diesel | 6 | 2,3 | 2,3 | 2,4 | 2,4 |

4.1.7 Sacos para silagem

Os sacos de silagem têm capacidade de 90 kg (Weschenfelder, 2011). Então, sabendo-se o total de silagem de sorgo sacarino produzida por dia é possível calcular o número de sacos consumidos: 117.

4.2 Custos

Os custos envolvidos na produção agrícola de 1 hectare estão apresentados nas Tabelas 4.8 a 4.11. Tomando-se as produtividades adotadas (Tabela 3.2), são calculados os seguintes custos por tonelada de matéria-prima: 35,7 R\$.t⁻¹ e 22,3 R\$.t⁻¹ para 50 e 80 t.ha⁻¹ de cana, respectivamente, 15,1 R\$.t⁻¹ para sorgo, 110,8 R\$.t⁻¹ para mandioca e 62,2 R\$.t⁻¹ para batata-doce.

Os custos diários levantados para o processamento das matérias-primas podem ser visualizados nas Tabelas 4.12 a 4.15. Considerando os custos obtidos por atividade, a destilação juntamente com a geração vapor, cujos custos estão fortemente associados, somam aproximadamente 40% do custo total de processamento para todas as matérias-primas. Para cana-de-açúcar e sorgo, entre as demais atividades, as que mais impactam no custo final são moagem e ensilagem, quando aplicável. Ao mesmo tempo, no processamento de mandioca e batata-doce, deve-se destacar a hidrólise como grande geradora de custos. Esse fato está relacionado ao uso de enzimas que representam aproximadamente 30% do custo total do processamento para as matérias-primas amiláceas.

Avaliando os gastos por recurso, destaca-se o custo da mão de obra, representando mais de 40% do total para todas as biomassas. Esse resultado reafirma a importância de buscar um projeto de unidade barato, porém automatizado a fim de reduzir a necessidade de funcionários para operar a mesma. Tendo em mente que a destilação poderia ser totalmente automatizada, por exemplo, pode-se estimar uma redução de 2 funcionários. Assim, o gasto com mão de obra cairia 30%, gerando uma redução do custo final de pelo menos 12%.

Tabela 4-8: Custos para produção agrícola de sorgo sacarino por hectare.

| Ano | | 1 | Outros | | 1 | Outros |
|-----------------------------------|----------------------------|--------------------------|--------|------------------|-------------------------------------|-----------------|
| Insumos | Unidade | Unidade.ha ⁻¹ | | Valor Unit.(R\$) | Valor Total (R\$.ha ⁻¹) | |
| Mudas/sementes | kg | 8,0 | 8,0 | 11,63 | 93,03 | 93,03 |
| Calcário | t | 3,0 | 1,0 | 70,00 | 210,00 | 70,00 |
| Fertilizante de base | t | 0,4 | 0,4 | 1.042,72 | 417,09 | 417,09 |
| Ureia | t | 0,3 | 0,3 | 1.207,06 | 362,12 | 362,12 |
| Herbicida | L | 2,0 | 2,0 | 36,93 | 73,87 | 73,87 |
| Maquinário e mão de obra | Unidade | Unidade.ha ⁻¹ | | Valor Unit.(R\$) | Valor Total (R\$.ha ⁻¹) | |
| Aplicação de calcário/ dessecante | hora.máquina ⁻¹ | 1,5 | 0,3 | 49,30 | 73,95 | 14,79 |
| Tratamento da semente | homem.dia ⁻¹ | 0,02 | 0,02 | 35,04 | 0,70 | 0,70 |
| Semeadura + adubação | hora.máquina ⁻¹ | 0,8 | 0,80 | 49,30 | 39,44 | 39,44 |
| Aplicação de fertilizante | homem.dia ⁻¹ | 0,8 | 0,8 | 35,04 | 26,28 | 26,28 |
| Aplicação de herbicida | homem.dia ⁻¹ | 0,8 | 0,8 | 35,04 | 26,28 | 26,28 |
| Colheita | hora.máquina ⁻¹ | 0,6 | 0,6 | 98,60 | 59,16 | 59,16 |
| | | | | TOTAIS | 1.381,90 | 1.182,75 |

Tabela 4-9: Custos para produção agrícola de mandioca por hectare.

| Ano | | 1 | Outros | | 1 | Outros |
|----------------------------------|----------------------------|--------------------------|--------|------------------|-------------------------------------|----------------|
| Insumos | Unidade | Unidade.ha ⁻¹ | | Valor Unit.(R\$) | Valor Total (R\$.ha ⁻¹) | |
| Mudas/sementes | kg | 28 | 28 | 18,00 | 504,00 | 504,00 |
| Calcário | t | 3 | 1 | 70,00 | 210,00 | 70,00 |
| Fertilizante de base | t | 0,3 | 0,3 | 1.042,72 | 312,82 | 312,82 |
| Ureia | t | 0,1 | 0,1 | 1.207,06 | 120,71 | 120,71 |
| Formicida | L | 3 | 3 | 8,00 | 24,00 | 24,00 |
| Maquinário e mão de obra | Unidade | Unidade.ha ⁻¹ | | | Valor Total (R\$.ha ⁻¹) | |
| Aplicação de calcário/dessecante | hora.máquina ⁻¹ | 1,5 | 0,3 | 49,30 | 73,95 | 14,79 |
| Arar + rotativar | hora.máquina ⁻¹ | 2,5 | 2,5 | 49,30 | 123,25 | 123,25 |
| Plantio: preparo de manivas | homem.dia ⁻¹ | 2,0 | 2 | 35,04 | 70,08 | 70,08 |
| Plantio: sulcos/ adubação | hora.máquina ⁻¹ | 2,0 | 2 | 49,30 | 98,60 | 98,60 |
| Plantio: dist.+enterrio | homem.dia ⁻¹ | 3 | 3 | 35,04 | 105,12 | 105,12 |
| Aplicação de fertilizante | homem.dia ⁻¹ | 0,8 | 0,8 | 35,04 | 26,28 | 26,28 |
| Aplicação de formicida | homem.dia ⁻¹ | | | 35,04 | 0,00 | 0,00 |
| Capina 4X | homem.dia ⁻¹ | 32,0 | 32 | 35,04 | 840,94 | 840,94 |
| Colheita: poda | homem.dia ⁻¹ | 0,5 | 1 | 35,04 | 17,52 | 17,52 |
| Colheita: revolvimento | homem.dia ⁻¹ | 25 | 25 | 35,04 | 98,60 | 98,60 |
| Colheita: arranquio/catação | homem.dia ⁻¹ | 25 | 25 | 35,04 | 875,98 | 875,98 |
| | | | | TOTAIS | 3501,83 | 3302,67 |

Tabela 4-10: Custos para produção agrícola de cana-de-açúcar por hectare.

| Ano | | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 |
|-----------------------------------|-----------------------------|--------------------------|------|------|------|------|-------------------|--------------------------------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|
| Insumos | Unidade | Unidade.ha ⁻¹ | | | | | Valor Unit. (R\$) | Valor Total (R\$. ha ⁻¹) | | | | |
| Mudas/sementes | t | 10,0 | | | | | 70,00 | 700,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 |
| Calcário | t | 3,0 | 1,0 | 1,0 | 1,0 | 1,0 | 70,000 | 210,00 | 70,00 | 70,00 | 70,00 | 70,00 |
| Fertilizante de base | t | 0,4 | 0,2 | 0,2 | 0,2 | 0,2 | 1042,72 | 417,09 | 208,54 | 208,54 | 208,54 | 208,54 |
| Ureia | t | 0,2 | 0,2 | 0,2 | 0,2 | 0,2 | 1207,06 | 241,41 | 241,41 | 241,41 | 241,41 | 241,41 |
| Herbicida | L | 3,0 | 3,0 | 3,0 | 3,0 | 3,0 | 36,93 | 110,80 | 110,80 | 110,80 | 110,80 | 110,80 |
| Maquinário e mão de obra | Unidade | Unidade.ha ⁻¹ | | | | | Valor Unit. (R\$) | Valor Total (R\$. ha ⁻¹) | | | | |
| Aplicação de calcário/ dessecante | hora. máquina ⁻¹ | 1,5 | 0,2 | 0,2 | 0,2 | 0,2 | 49,30 | 73,95 | 9,86 | 9,86 | 9,86 | 9,86 |
| Aragem | hora. máquina ⁻¹ | 1,5 | | | | | 49,30 | 73,95 | | | | |
| Gradagem | hora. máquina ⁻¹ | 1,0 | | | | | 49,30 | 49,30 | | | | |
| Plantio: sulcos/ adubação | hora. máquina ⁻¹ | 2,0 | | | | | 49,30 | 98,60 | | | | |
| Plantio: prep./dist. de mudas | homem.dia ⁻¹ | 12,0 | | | | | 35,04 | 420,20 | | | | |
| Plantio: cobertura | hora. máquina ⁻¹ | 1,0 | | | | | 49,30 | 49,30 | | | | |
| Enlhecimento da palha | hora. máquina ⁻¹ | 0,0 | 1,5 | 1,5 | 1,5 | 1,5 | 49,30 | 0,00 | 73,95 | 73,95 | 73,95 | 73,95 |
| Tratamento da cana-soca | hora. máquina ⁻¹ | 0,0 | 0,4 | 0,4 | 0,4 | 0,4 | 49,30 | 0,00 | 19,72 | 19,72 | 19,72 | 19,72 |
| Aplicação de fertilizante | homem.dia ⁻¹ | 0,8 | 0,8 | 0,8 | 0,8 | 0,8 | 35,04 | 26,28 | 26,28 | 26,28 | 26,28 | 26,28 |
| Aplicação de herbicida | homem.dia ⁻¹ | 0,8 | 0,8 | 0,8 | 0,8 | 0,8 | 35,04 | 26,28 | 26,28 | 26,28 | 26,28 | 26,28 |
| Colheita: Corte ^a | homem.dia ⁻¹ | 24,2 | 22,0 | 20,0 | 18,0 | 16,2 | 35,04 | 847,95 | 770,87 | 700,79 | 630,71 | 567,64 |
| | | | | | | | TOTAIS | 3.345,37 | 1.557,71 | 1.488,63 | 1.418,55 | 1.355,48 |

^a Calculada dividindo a produtividade do ano por 2,5 t. homem⁻¹.dia⁻¹ (EMBRAPA, 2007)

Tabela 4-11: Custos para produção agrícola de batata-doce por hectare.

| Ano | | 1 | Outros | | 1 | Outros |
|----------------------------------|----------------------------|--------------------------|--------|-------------------|-------------------------------------|-----------------|
| Insumos | Unidade | Unidade.ha ⁻¹ | | Valor Unit. (R\$) | Valor Total (R\$.ha ⁻¹) | |
| Mudas/sementes | kg | 30 | 30 | 4,00 | 120,00 | 120,00 |
| Calcáreo | t | 3 | 1 | 70,00 | 210,00 | 70,00 |
| Fertilizante de base | t | 0,4 | 0,4 | 1042,72 | 417,09 | 417,09 |
| Uréia | t | 0,1 | 0,1 | 1207,06 | 120,71 | 120,71 |
| Fungicida | L | 1 | 1 | 52,01 | 52,01 | 52,01 |
| Máquinário e mão de obra | Unidade | Unidade.ha ⁻¹ | | | Valor Total (R\$.ha ⁻¹) | |
| Aplicação de calcário/dessecante | hora.máquina ⁻¹ | 1,5 | 0,3 | 49,30 | 73,95 | 14,79 |
| Arar + Rotativar | hora.máquina ⁻¹ | 2,5 | 2,5 | 49,30 | 123,25 | 123,25 |
| Enleiramento | hora.máquina ⁻¹ | 2,0 | 2 | 49,30 | 98,60 | 98,60 |
| Plantio: sulcos/ adubação | hora.máquina ⁻¹ | 2,0 | 2 | 49,30 | 98,60 | 98,60 |
| Plantio: dist.+enterrio | homem.dia ⁻¹ | 3 | 3 | 35,04 | 105,12 | 105,12 |
| Aplicação de fertilizante | homem.dia ⁻¹ | 0,8 | 0,8 | 35,04 | 26,28 | 26,28 |
| Aplicação de fungicida | homem.dia ⁻¹ | 3,0 | 3 | 35,04 | 105,12 | 105,12 |
| Capina 2X | homem.dia ⁻¹ | 16,0 | 16 | 35,04 | 420,47 | 420,47 |
| Amontoa 1X | homem.dia ⁻¹ | 2,0 | 2 | 35,04 | 70,08 | 70,08 |
| Colheita: revolvimento | hora.máquina ⁻¹ | 2 | 2 | 49,30 | 98,60 | 98,60 |
| Colheita: arranquio/catação | homem.dia ⁻¹ | 15 | 15 | 35,04 | 525,59 | 525,59 |
| | | | | TOTAIS | 2.665,44 | 2.466,29 |

Tabela 4-12: Custos diários para o processamento da cana-de-açúcar.

| Recursos | Mão-de-obra | Energia elétrica | Água | Nutrientes, Enzima e Levedura | Lenha | Graxa e Óleo | Óleo Diesel | Sacos | TOTAL por atividade | |
|--------------------------|-------------|------------------|-------|-------------------------------|-------|--------------|-------------|-------|---------------------|--------------|
| | | | | | | | | | R\$ | % |
| Atividades | R\$ | R\$ | R\$ | R\$ | R\$ | R\$ | R\$ | R\$ | R\$ | % |
| Transporte | 8,32 | - | - | - | - | 1,45 | 18,31 | - | 28,08 | 6,4 |
| Recepção | 17,06 | 8,61 | - | - | - | 0,88 | - | - | 26,55 | 6,0 |
| Moagem | 49,93 | 37,89 | - | - | - | 1,48 | - | - | 89,30 | 20,2 |
| Preparo do mosto | 5,69 | 0,59 | 5,25 | 1,20 | - | - | - | - | 12,72 | 2,9 |
| Hidrólise | - | - | - | - | - | - | - | - | - | 0,0 |
| Fermentação | 8,53 | 5,29 | - | 1,80 | - | - | - | - | 15,62 | 3,5 |
| Destilação | 136,46 | 18,83 | - | - | - | - | - | - | 155,29 | 35,2 |
| Geração de vapor | 17,06 | 1,76 | 5,49 | - | 76,42 | - | - | - | 100,73 | 22,8 |
| Resfriamento | - | 2,35 | - | - | - | - | - | - | 2,35 | 0,5 |
| Ensilagem | | | | | | | | | - | 0,0 |
| Armazenagem de etanol | - | 2,35 | - | - | - | - | - | - | 2,35 | 0,5 |
| Armazenagem de vinhaça | - | - | - | - | - | - | - | - | - | 0,0 |
| Descarte da vinhaça | 2,22 | 0,57 | - | - | - | 0,39 | 4,89 | - | 8,07 | 1,8 |
| TOTAL por recurso | 245,28 | 78,26 | 10,74 | 3,00 | 76,42 | 4,19 | 23,20 | 0,00 | 441,07 | TOTAL |
| % por recurso | 55,6 | 17,7 | 2,4 | 0,7 | 17,3 | 0,9 | 5,3 | 0,0 | | |

Tabela 4-13: Custos diários para o processamento do sorgo sacarino.

| Recursos | Mão-de-obra | Energia elétrica | Água | Nutrientes, Enzima e Levedura | Lenha | Graxa e Óleo | Óleo Diesel | Sacos | TOTAL | |
|--------------------------|-------------|------------------|------|----------------------------------|-------|--------------|-------------|--------|---------------|-----------------|
| | | | | | | | | | por atividade | % por atividade |
| Atividades | R\$ | R\$ | R\$ | R\$ | R\$ | R\$ | R\$ | R\$ | R\$ | % |
| Transporte | 10,10 | - | - | - | - | 1,94 | 24,53 | - | 36,57 | 6,0 |
| Recepção | 15,46 | 11,53 | - | - | - | 1,18 | - | - | 28,17 | 4,6 |
| Moagem | 60,62 | 50,74 | - | - | - | 1,98 | - | - | 113,34 | 18,6 |
| Preparo do mosto | 5,15 | 0,59 | - | 1,20 | - | - | - | - | 6,94 | 1,1 |
| Hidrólise | - | - | - | - | - | - | - | - | - | 0,0 |
| Fermentação | 2,58 | 5,29 | - | 1,80 | - | - | - | - | 9,67 | 1,6 |
| Destilação | 123,69 | 18,83 | - | - | - | - | - | - | 142,52 | 23,4 |
| Geração de vapor | 15,46 | 1,76 | 5,49 | - | 76,42 | - | - | - | 99,14 | 16,2 |
| Resfriamento | - | 2,35 | - | - | - | - | - | - | 2,35 | 0,4 |
| Ensilagem | 45,23 | 0,58 | - | - | - | - | - | 117,00 | 162,80 | 26,7 |
| Armazenagem de etanol | - | 2,35 | - | - | - | - | - | - | 2,35 | 0,4 |
| Armazenagem de vinhaça | - | - | - | - | - | - | - | - | - | 0,0 |
| Descarte da vinhaça | 0,39 | 0,58 | - | - | - | 0,39 | 4,91 | - | 6,26 | 1,0 |
| TOTAL por recurso | 278,69 | 94,61 | 5,49 | 3,00 | 76,42 | 5,48 | 29,43 | 117,00 | 610,11 | TOTAL |
| % por recurso | 45,7 | 15,5 | 0,9 | 0,5 | 12,5 | 0,9 | 4,8 | 19,2 | | |

Tabela 4-14: Custos diários para o processamento da mandioca.

| Recursos | Mão-de-obra | Energia elétrica | Água | Nutrientes, Enzima e Levedura | Lenha | Graxa e Óleo | Óleo Diesel | Sacos | TOTAL | |
|--------------------------|-------------|------------------|-------|----------------------------------|-------|--------------|-------------|-------|---------------|----------------|
| | | | | | | | | | por atividade | % or atividade |
| Atividades | R\$ | R\$ | R\$ | R\$ | R\$ | R\$ | R\$ | R\$ | R\$ | % |
| Transporte | 2,75 | - | - | - | - | 0,42 | 6,12 | - | 9,28 | 1,7 |
| Recepção | 44,03 | 3,31 | 3,19 | - | - | - | - | - | 50,52 | 9,2% |
| Moagem | 16,51 | 4,31 | 4,46 | - | - | 0,49 | - | - | 25,78 | 4,7 |
| Preparo do mosto | 22,14 | 2,50 | 6,58 | 1,20 | - | - | - | - | 32,42 | 5,9 |
| Hidrólise | 2,81 | 0,78 | 0,96 | 133,04 | 7,73 | - | - | - | 145,32 | 26,4 |
| Fermentação | 2,81 | 14,71 | - | 1,80 | - | - | - | - | 19,32 | 3,5 |
| Destilação | 135,11 | 18,83 | - | - | - | - | - | - | 153,93 | 28,0 |
| Geração de vapor | 16,89 | 1,76 | 5,49 | - | 76,42 | - | - | - | 100,56 | 18,3 |
| Resfriamento | - | 2,35 | - | - | - | - | - | - | 2,35 | 0,4 |
| Ensilagem | | | | | | | | | 0,00 | 0,0 |
| Armazenagem de etanol | - | 2,35 | - | - | - | - | - | - | 2,35 | 0,4 |
| Armazenagem de vinhaça | - | - | - | - | - | - | - | - | 0,00 | 0,0 |
| Descarte do vinhaça | 2,22 | 0,58 | - | - | - | 0,39 | 4,93 | - | 8,12 | 1,5 |
| TOTAL por recurso | 245,28 | 51,49 | 20,68 | 136,04 | 84,14 | 1,30 | 11,05 | 0,00 | 549,97 | TOTAL |
| % por recurso | 44,6 | 9,4 | 3,8 | 24,7 | 15,3 | 0,2 | 2,0 | 0,0 | | |

Tabela 4-15: Custos diários para o processamento da batata-doce.

| Recursos | Mão-de-obra | Energia elétrica | Água | Nutrientes, Enzima e Levedura | Lenha | Graxa e Óleo | Óleo Diesel | Sacos | TOTAL por atividade | |
|--------------------------|-------------|------------------|-------|----------------------------------|-------|--------------|-------------|-------|---------------------|--------------|
| | R\$ | R\$ | R\$ | R\$ | R\$ | R\$ | R\$ | R\$ | R\$ | % |
| Transporte | 3,08 | - | - | - | - | 0,57 | 7,26 | - | 10,91 | 1,9 |
| Recepção | 49,26 | 3,92 | 3,78 | - | - | - | - | - | 56,96 | 9,9 |
| Moagem | 18,47 | 5,12 | 5,29 | - | - | 0,58 | - | - | 29,47 | 5,1 |
| Preparo do mosto | 23,78 | 2,93 | 5,23 | 1,20 | - | - | - | - | 33,13 | 5,7 |
| Hidrólise | 2,65 | 0,78 | 0,96 | 157,88 | 7,73 | - | - | - | 170,01 | 29,4 |
| Fermentação | 2,65 | 14,71 | - | 1,80 | - | - | - | - | 19,16 | 3,3 |
| Destilação | 127,37 | 18,83 | - | - | - | - | - | - | 146,19 | 25,3 |
| Geração de vapor | 15,92 | 1,76 | 5,49 | - | 76,42 | - | - | - | 99,59 | 17,2 |
| Resfriamento | - | 2,35 | - | - | - | - | - | - | 2,35 | 0,4 |
| Ensilagem | | | | | | | | | 0,00 | 0,0 |
| Armazenagem de etanol | - | 2,35 | - | - | - | - | - | - | 2,35 | 0,4 |
| Armazenagem de vinhaça | - | - | - | - | - | - | - | - | 0,00 | 0,0 |
| Descarte da vinhaça | 2,09 | 0,58 | - | - | - | 0,39 | 4,93 | - | 7,99 | 1,4 |
| TOTAL por recurso | 245,28 | 53,34 | 20,75 | 160,88 | 84,14 | 1,55 | 12,19 | 0,00 | 578,13 | TOTAL |
| % por recurso | 42,4 | 9,2 | 3,6 | 27,8 | 14,6 | 0,3 | 2,1 | 0,0 | | |

Com os custos da produção agrícola e do processamento levantados e os respectivos balanços de massa diários, é possível calcular os custos em R\$.L⁻¹ para produção e etanol a partir de cada uma das matérias-primas avaliadas. Esses valores estão comparados na Tabela 4-16. Observa-se que a cana-de-açúcar possui o menor custo de processamento. Já o seu custo agrícola depende fortemente da produtividade adotada. Uma vez que custo por hectare não varia significativamente com a produtividade, um valor baixo implica em um custo alto por tonelada. O custo agrícola se mostrou importante por apresentar grande contribuição no custo final do etanol: entre 55% e 65% para cana, aproximadamente 43% para batata-doce e 53% para mandioca e sorgo. Assim, para produtividade de 80 t.ha⁻¹, o custo agrícola da cana foi o segundo menor, levando ao menor custo total por litro entre as matérias-primas estudadas. Ao mesmo tempo, para 50 t.ha⁻¹, o custo agrícola foi o maior, levando a um custo total por litro alto, idêntico ao preço adotado para venda.

Tabela 4-16: Comparação do custo por litro produzido de etanol.

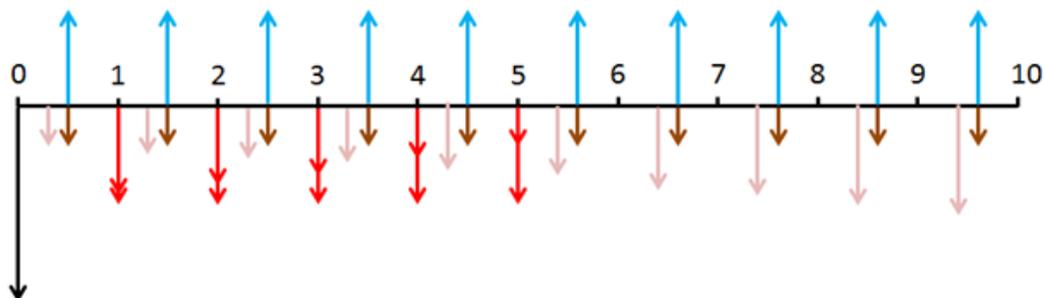
| | Cana 50 t.ha ⁻¹ | Cana 80 t.ha ⁻¹ | Sorgo | Mandioca | Batata-doce |
|--|----------------------------|----------------------------|-------|----------|-------------|
| Produção Agrícola (R\$.L ⁻¹) | 0,77 | 0,48 | 0,48 | 0,67 | 0,45 |
| Processamento (R\$.L ⁻¹) | 0,41 | 0,41 | 0,43 | 0,57 | 0,60 |
| TOTAL (R\$.L ⁻¹) | 1,18 | 0,89 | 0,92 | 1,24 | 1,05 |
| Fator de ociosidade (%) | 33 | 33 | 67 | 42 | 0 |

O sorgo sacarino demonstrou o segundo melhor desempenho em termos de custo, superior apenas a cana 80 t.ha^{-1} . O valor encontrado está de acordo com aquele reportado por de Lima *et al.* (2011). No entanto, deve-se lembrar de que esta cultura é colhida em apenas 4 meses ao longo do ano, resultando em uma ociosidade operacional de 67% (Tabela 4-16). O consórcio dessa com outras matérias-primas é que a torna interessante para produção de etanol.

O etanol produzido de mandioca e batata-doce apresentou custos de processamento em média 40% maiores que aos das outras matérias-primas devido à etapa de hidrólise do amido. Apesar disso, o etanol produzido a partir de mandioca atingiu um custo total similar ao da cana 50 t.ha^{-1} e o de batata-doce, um custo total menor que o de cana 50 t.ha^{-1} . Considerando o fator de ociosidade operacional para essas culturas, a batata-doce apresenta uma característica interessante, resultante do seu amplo período de colheita: 0% de ociosidade da planta de produção sem a utilização de consórcio com outras culturas. Na verdade, a mandioca também poderia gerar uma ociosidade nula, uma vez que pode ser armazenada diferentemente da cana e do sorgo, que devem ser processados até poucos dias após a colheita. Novamente a diferença significativa está no custo da produção agrícola. A mandioca, devido à forma de plantio e suas características fisiológicas (raízes maiores), demanda mais trabalho para o manejo e a colheita, encarecendo o seu cultivo quando comparado ao da batata-doce. Por isso, a viabilidade de produção de etanol a partir de mandioca depende ainda do desenvolvimento de cultivares que apresentem produtividades agrícolas maiores.

4.3 Viabilidade econômica

Um esquema explicativo do fluxo de caixa utilizado para calcular os indicadores econômicos está apresentado na Figura 4.1. As entradas de vendas de etanol e silagem estão representadas em azul e as saídas de custos variáveis de produção estão em marrom. O custo fixo associado à manutenção cresce 1% a cada ano e está representado em rosa. O capital de giro, que é custeado com capital próprio, é uma saída única em preto no ano zero, enquanto as parcelas de pagamento do financiamento do investimento inicial e os respectivos juros estão representados em vermelho. Os juros vão decrescendo ao longo dos cinco anos da amortização. Os fluxos de caixa para os cenários estudados se encontram no Apêndice II.



| Descrição | Ano | | | | | | | | | | |
|---|-------------|-------------|-------------|-------------|-------------|-------------|-------------|-------------|-------------|-------------|-------------|
| | sem silagem | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 |
| ENTRADAS (R\$) | | | | | | | | | | | |
| Capital Próprio | 60.000,00 | | | | | | | | | | |
| Financiamento | 610.640,00 | | | | | | | | | | |
| Venda etanol hidratado | | 183.101,70 | 183.101,70 | 183.101,70 | 183.101,70 | 183.101,70 | 183.101,70 | 183.101,70 | 183.101,70 | 183.101,70 | 183.101,70 |
| Custo evitado pela consumo de etanol | | 216.368,44 | 216.368,44 | 216.368,44 | 216.368,44 | 216.368,44 | 216.368,44 | 216.368,44 | 216.368,44 | 216.368,44 | 216.368,44 |
| Total das entradas (R\$) | 610.640,00 | 399.470,14 | 399.470,14 | 399.470,14 | 399.470,14 | 399.470,14 | 399.470,14 | 399.470,14 | 399.470,14 | 399.470,14 | 399.470,14 |
| SAÍDAS (R\$) | | | | | | | | | | | |
| Parcela do financiamento | | 122.128,00 | 122.128,00 | 122.128,00 | 122.128,00 | 122.128,00 | | | | | |
| Juros do Financiamento | | 48.851,20 | 39.080,96 | 29.310,72 | 19.540,48 | 9.770,24 | | | | | |
| Custos de produção para venda | | 188.644,82 | 188.644,82 | 188.644,82 | 188.644,82 | 188.644,82 | 188.644,82 | 188.644,82 | 188.644,82 | 188.644,82 | 188.644,82 |
| Custos de produção para consumo próprio | | 125.763,21 | 125.763,21 | 125.763,21 | 125.763,21 | 125.763,21 | 125.763,21 | 125.763,21 | 125.763,21 | 125.763,21 | 125.763,21 |
| Manutenção | | 6.106,40 | 12.212,80 | 18.319,20 | 24.425,60 | 30.532,00 | 36.638,40 | 42.744,80 | 48.851,20 | 54.957,60 | 61.064,00 |
| Total das saídas (R\$) | 610.640,00 | 491.493,64 | 487.829,80 | 484.165,96 | 480.502,12 | 476.838,28 | 351.046,44 | 357.152,84 | 363.259,24 | 369.365,64 | 375.472,04 |
| LUCRO (R\$) | | | | | | | | | | | |
| Depreciação | | 48.450,00 | 48.450,00 | 48.450,00 | 48.450,00 | 48.450,00 | 48.450,00 | 48.450,00 | 48.450,00 | 48.450,00 | 48.450,00 |
| Lucro Tributável | | -231.078,72 | -227.414,88 | -223.751,04 | -220.087,20 | -216.423,36 | -90.631,52 | -96.737,92 | -102.844,32 | -108.950,72 | -115.057,12 |
| Impostos | | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 |
| IR | | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 |
| Lucro líquido (R\$) | | -182.628,72 | -178.964,88 | -175.301,04 | -171.637,20 | -167.973,36 | -42.181,52 | -48.287,92 | -54.394,32 | -60.500,72 | -66.607,12 |
| Custo evitado pela consumo de etanol | | 90.605,23 | 90.605,23 | 90.605,23 | 90.605,23 | 90.605,23 | 90.605,23 | 90.605,23 | 90.605,23 | 90.605,23 | 90.605,23 |
| Fluxo de caixa (R\$) | -60.000,00 | -92.023,49 | -88.359,65 | -84.695,81 | -81.031,97 | -77.368,13 | 48.423,71 | 42.317,31 | 36.210,91 | 30.104,51 | 23.998,11 |
| Fluxo de Caixa acumulado (R\$) | -60.000,00 | -152.023,49 | -240.383,15 | -325.078,96 | -406.110,94 | -483.479,07 | -435.055,37 | -392.738,06 | -356.527,16 | -326.422,65 | -302.424,55 |

Figura 4.1: Esquema explicativo do cálculo do fluxo de caixa.

Os resultados da análise de sensibilidade para *VPL* e *TIR* em função do percentual da produção destinada ao consumo próprio para o cenário base a (produtividade da cana 50 t.ha⁻¹) e o cenário base b (produtividade da cana 80 t.ha⁻¹) estão apresentados na Figura 4.2. Quando mais de 40% do etanol produzido é usado na própria propriedade, o cenário base80 começa a ser viável: *VPL* maior que zero e *TIR* maior que a taxa Selic. Para o cenário base50, esse percentual deve ser maior que 80% para o projeto ser viável. É importante ressaltar que ambos os cenários bases, mesmo aquele com maior produtividade agrícola, são inviáveis se toda a produção for destinada para venda a terceiros. Esse resultado está relacionado à ociosidade operacional de 4 meses dos projetos que empregam apenas cana-de-açúcar, evidenciando a necessidade de utilizar o consórcio de culturas a fim de reduzir essa ociosidade.

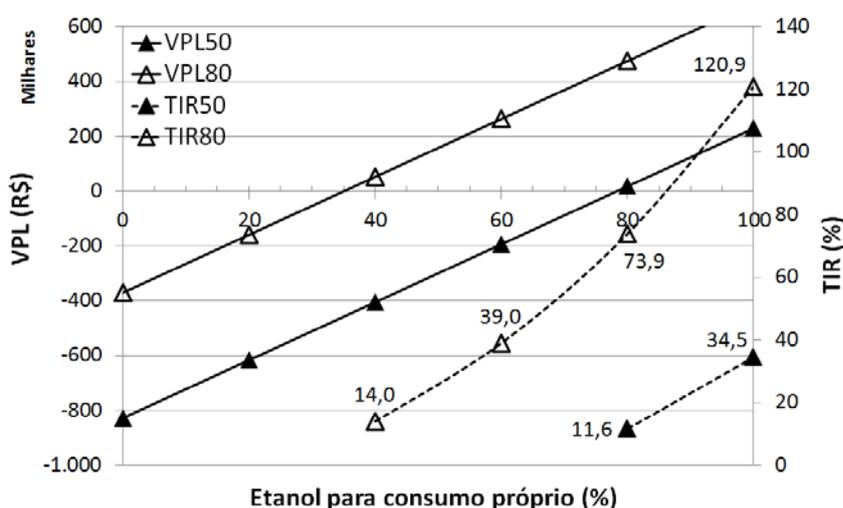


Figura 4.2: Influência da proporção de consumo próprio de etanol sobre o VPL para o cenário base RS.

Os resultados de *VPL*, *TIR* e *Payback* para os cenários de combinação de culturas, considerando que 100% do etanol é vendido a terceiros, podem ser comparados na Tabela 4.18. Os cenários de 1a e 2 se mostraram inviáveis, enquanto os cenários 1b e 3 apresentaram *VPL* positivo e valor de *TIR* acima da taxa Selic, sendo o 1b aquele que apresentou melhor desempenho. Também se avaliou a influência da proporção de etanol destinada ao consumo próprio sobre a viabilidade desses cenários. Os resultados para *VPL* estão apresentados no gráfico (A) da Figura 4.3 e para *TIR* no gráfico (B). Por essa figura, pode-se verificar que a partir de um percentual 10% de etanol destinado a consumo próprio, todos os cenários de combinação de culturas (1 a 3) exibem *VPL* positivo. Então, pode-se afirmar que os cenários em que há consórcio de culturas apresentaram desempenhos significativamente melhores que os que a utilizaram cana-de-açúcar isoladamente (cenário base a e cenário base b).

Tabela 4-17: VPL, TIR e Payback para 100% de comercialização do etanol.

| | Cenário 1a (S+C50) | Cenário 1b (S+C80) | Cenário 2 (S+M) | Cenário 3 (S+B) |
|----------------|-----------------------|-----------------------|--------------------|--------------------|
| Hectares | 149 | 110 | 101 | 83 |
| VPL (Mil R\$) | -84.865,04 | 269.285,84 | -91.635,17 | 35.861,15 |
| TIR (%) | | 46,9 | | 13,4 |
| Payback (anos) | | 3,7 | | 7,2 |

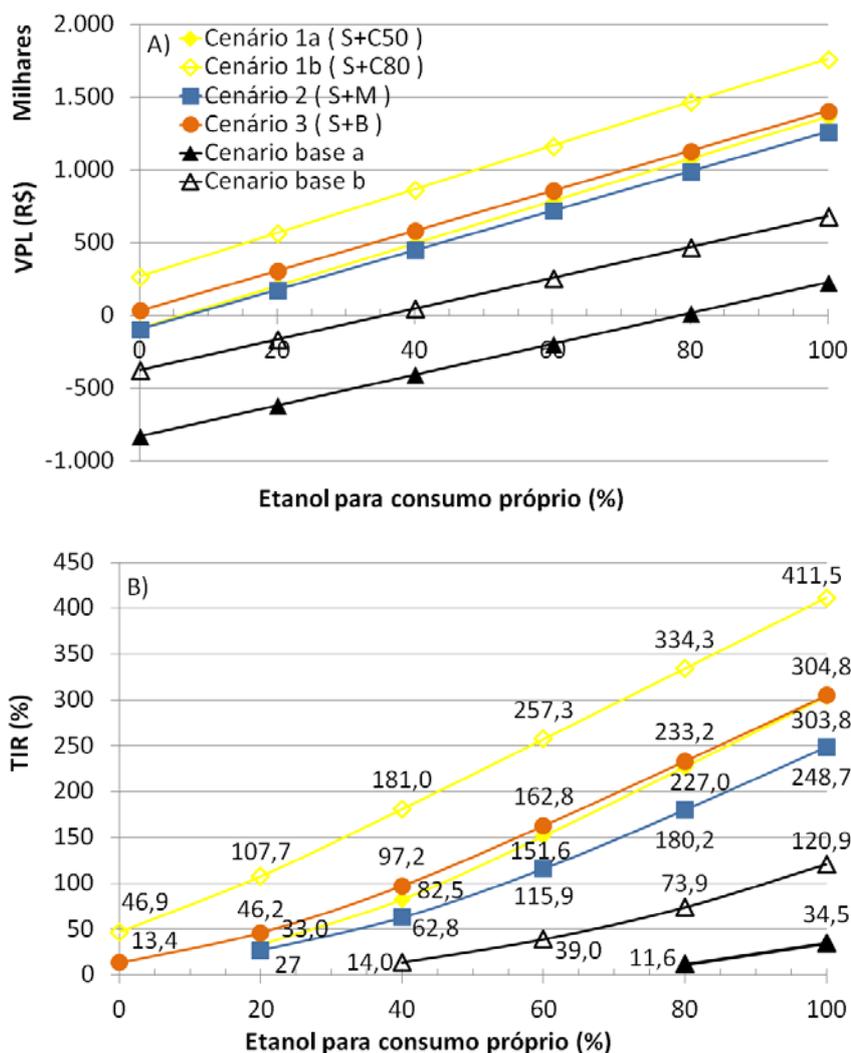


Figura 4.3: Influência do percentual de consumo próprio de etanol sobre o VPL (A) e a TIR (B) para os cenários 1 a 4.

Entre os cenários com consórcio de culturas, pode-se dizer que a combinação das culturas sorgo e cana-de-açúcar (cenário 1b) leva ao cenário mais promissor para produção de etanol no RS em regiões que atinjam uma produtividade de 80 t.ha⁻¹. Como já comentado no item 1.1, as áreas consideradas altamente aptas à cultura de cana-de-açúcar pelo zoneamento agroecológico do MAPA (Brasil, 2009) somam apenas 1,5% das terras atualmente cultivadas no RS. Para as demais regiões, onde a produtividade tenda a não ultrapassar 50 t.ha⁻¹ (cenário

1a), a combinação das culturas sorgo e batata-doce (cenário 3) se mostrou a mais indicada para produção de etanol entres os cenários avaliados.

Adicionalmente foram comparados na Figura 4.4 um cenário empregando apenas batata-doce (cenário 4) e os cenário bases. Pela figura, pode-se dizer que, em cenários que utilizem apenas uma matéria-prima no RS, é preferível a utilização de batata-doce e não de cana-de-açúcar. É interessante observar que, apesar da diferença no custo final do etanol, comparando o cenário 4 com o cenário base80, ser de 0,16 R\$.L⁻¹ (15%), os indicadores econômicos se mostram semelhantes. Tal resultado está relacionado ao fato de o cenário 4 levar a uma ociosidade operacional nula, enquanto, no cenário base b, a unidade permanece 4 meses parada. Assim, pode-se dizer que a utilização isolada da cultura batata-doce para produção de etanol está para o RS como aquela empregando apenas cana-de-açúcar está para as regiões tradicionalmente produtoras de etanol (Sudeste e Nordeste). Analogamente a produção combinada de açúcar e etanol que é muito adotada nessas regiões, pode-se também, para o cenário que emprega apenas batata-doce, combinar a venda da raiz *in natura* com o processamento para produção de etanol.

Entretanto, conclui-se que, para a unidade estudada e a realidade agrícola do estado do RS, as combinações de sorgo com cana (80 t.ha⁻¹) e sorgo com batata-doce apresentaram os melhores potenciais entre os cenários avaliados. Tomando-se a primeira combinação, a unidade produtiva estudada atinge capacidade anual de 349 mil litros. Então, para suprir a demanda anual de 275 milhões de litros de EHC, deveriam ser construídas 789 unidades que ocupariam aproximadamente 87 mil hectares. Essa área corresponde a aproximadamente de 1% do total da área atualmente cultivada no RS. Se quiséssemos suprir completamente a demanda de combustíveis para veículos leves (EHC e gasolina) e a de etanol hidratada para produção de plástico verde, a produção deveria atingir 3 bilhões de litros por ano. Para tanto, seriam necessários 991 mil hectares cultivados, que representariam aproximadamente 12% da área cultivada. Já para segunda combinação, a unidade produtiva estudada atinge capacidade anual de 337 mil litros. Então, para suprir a demanda anual de EHC, deveriam ser construídas 816 unidades, ocupando aproximadamente 68,5 mil hectares que corresponderiam a menos de 1% do total da área atualmente cultivada no RS. Se quiséssemos suprir completamente a demanda, seriam necessários 796 mil hectares cultivados, que representariam aproximadamente 11% da área cultivada.

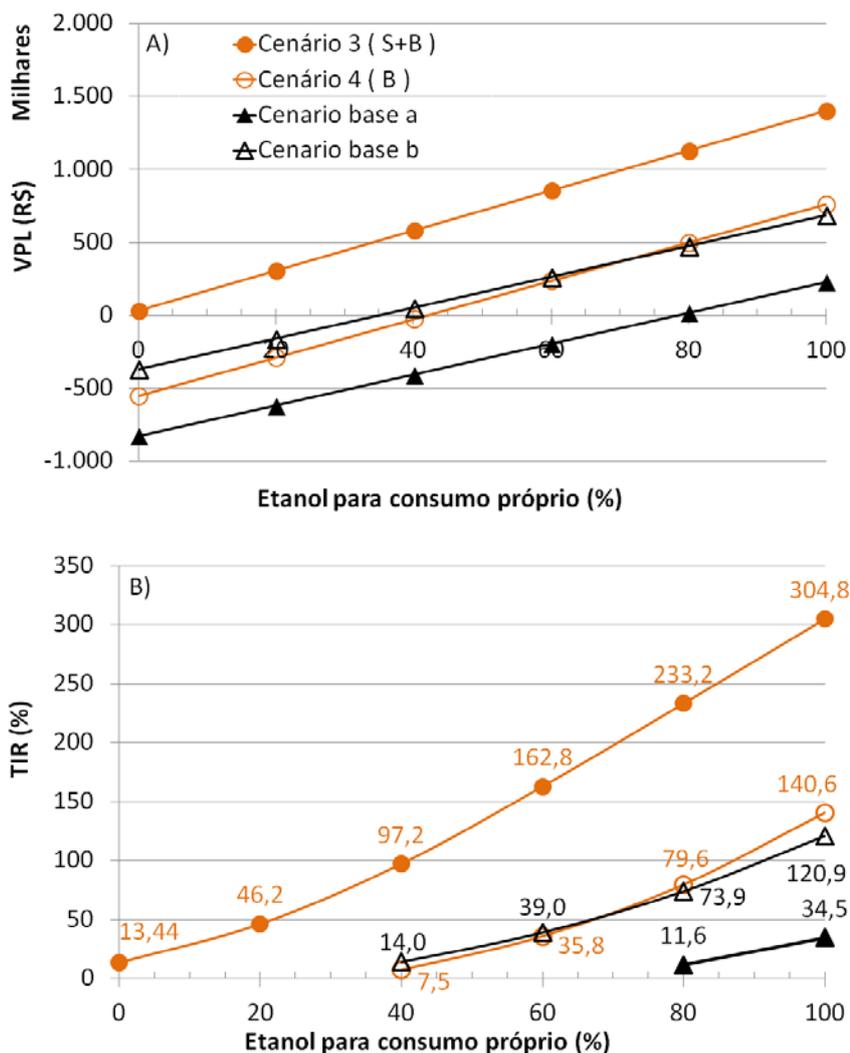


Figura 4.4: Influência do percentual de consumo próprio de etanol sobre o VPL (A) e a TIR (B) para os cenário 4 e os cenários base.

Deve-se fazer a ressalva que esses resultados estão associados às considerações adotadas ao longo desta avaliação. Nesse contexto, a produção a partir do sorgo é muito similar a que emprega cana, sendo, então, ambas as soluções conhecidas e dominadas. Em contraponto, a produção a partir de batata-doce foi pouco estudada e a aplicação da hidrólise de amido granular nunca foi testada em grande escala no Brasil até hoje. No presente trabalho, foi considerada uma conversão 85% do amido presente na batata-doce em açúcares em hidrólise a frio, utilizando 1,2 kg de enzima por tonelada de matéria-prima, e fermentação com eficiência de 90%, produzindo 9,2 % (v.v⁻¹) de etanol em 72 horas. Com essas premissas, obteve-se rendimento de 138,7 L.t⁻¹ de batata-doce. Na próxima parte dessa dissertação, portanto, será iniciado o estudo de viabilidade técnica da fermentação de hidrolisado de batata-doce para produção de etanol, ou seja, será verificado se esses níveis de rendimento poderão ser alcançados de fato através do tratamento enzimático a frio utilizando batata-doce na forma fresca.

PARTE 2: Viabilidade Técnica – Estudos Iniciais

5 Materiais e Métodos

5.1 Matéria-prima

A batata-doce utilizada neste trabalho foi a cultivar BRS Cuia que pode ser vista na Figura 5.1. As amostras foram cedidas pela EMBRAPA Clima Temperado. Para conservação e armazenagem, as batatas-doces foram congeladas (-6°C a -12°C). Previamente ao congelamento, foram descascadas, cortadas em fatias de diferentes tamanhos e pesadas.



Figura 5.1: Batata-doce BRS Cuia.
Fonte: Castro e Becker (2011)

5.1.1 Caracterização da batata-doce BRS Cuia

Foram realizadas análises bromatológicas de cinzas, fibra bruta, proteína bruta e extrato etéreo (lipídios) de acordo com os métodos da *Association of Official Agricultural Chemists* (AOAC). Essas determinações foram feitas pelo Laboratório de Nutrição Animal (LNA) do Departamento de Zootecnia da Universidade Federal do Rio Grande do Sul.

A umidade da matéria-prima foi determinada por peso seco a 105°C segundo método 012/IV do Instituto Adolfo Lutz (IAL) (2005). Essa análise foi realizada em triplicata utilizando fatias de aproximadamente 10g cada. As frações de açúcares e amido foram determinadas segundo procedimentos baseados nos métodos 039/IV e 043/IV também do IAL (2005). Para essas determinações, amostras em triplicata de aproximadamente 15g foram trituradas. Os açúcares das amostras foram extraídos com álcool 70% à quente e, então, o resíduo sólido do amido e a

solução de açúcares foram separados por filtração. Na solução filtrada contendo os açúcares, foi adicionado 1 mL de HCl P.A. e esta foi, então, hidrolisada em autoclave a 1 atm por 30 minutos. Já o amido foi diluído em água destilada e submetido a duas hidrólises subsequentes: uma básica com NaOH 10M a 1atm por 60 minutos e outra ácida pela adição de 5 mL de HCl P.A. a 1 atm por 2 horas. Para quantificação dos açúcares redutores presentes nas duas frações, foi empregada cromatografia líquida de alta eficiência (CLAE). Os procedimentos detalhados podem ser encontrados no Apêndice II.

5.2 Hidrólise enzimática de amido granular

Para a hidrólise de amido granular (a frio), foi empregado uma mistura comercial de α -amilase de *Aspergillus kawachi* expressa em *Trichoderma reesei* e glucoamilase de *Trichoderma reesei* produzida pela empresa Genencor (Palo Alto, California) e chamada *Stargen™ 002*. A atividade mínima reportada pelo fabricante é de 570 GAU.g⁻¹ e a massa específica de 1,13-1,16 g. mL⁻¹. Uma unidade de atividade de glucoamilase (GAU) é definida pelo fabricante como a quantidade de enzima que libera 1 g de glicose a partir de amido solúvel nas condições do teste de atividade (Genencor, 2009).

Os experimentos para escolha da melhor combinação de concentração de substrato e proporção enzima (GAU. kg batata-doce⁻¹) foram realizados em incubadora refrigerada tipo *shaker* com agitação orbital (Cientec, CT-712RN) a 150 rpm e 32°C em frascos erlenmeyers de 250 mL fechados com buchas de algodão hidrófobo. Foi utilizada solução tampão de ácido acético e acetato de sódio 0,66 M para manter o pH de 4,5 ao longo das hidrólises. As porções de batata-doce foram trituradas na presença do tampão em triturador tipo *mixer* (Fun Kitchen, ABD-586, 60Hz) utilizando 15 pulsos. Como sugerido pelo fabricante da *Stargen™ 002*, foi realizado um pré-tratamento no qual as suspensões foram deixadas em banho térmico a 62°C por 1 hora previamente a adição da mistura de enzimas (Genencor, 2010). Após esse pré-tratamento, as hidrólises foram conduzidas por 62 horas, sendo retiradas amostras de forma asséptica em 1, 20, 44 e 62 horas. As concentrações de açúcares foram quantificadas por cromatografia líquida de alta eficiência (CLAE).

Na tentativa de conduzir os experimentos de forma estéril, todo material e solução tampão foram autoclavados (121°C, 1 atm, 30 minutos) previamente ao uso, as porções de batata-doce foram deixadas em hipoclorito de sódio 2,0 -2,5% (m.m⁻¹) (água sanitária) por 15 minutos antes da preparação das suspensões e foi adicionado o antibiótico tetraciclina na concentração de 150 mg.L⁻¹. As suspensões foram preparadas em capela de fluxo laminar utilizando radiação ultravioleta (UV) para esterilizar o material que não era autoclavável. Imagens do material e equipamento utilizados podem ser vista na Figura 5.2.

5.2.1 Planejamento experimental

Para avaliar a influência da concentração de substrato e da proporção de enzima sobre a hidrólise do amido, foi empregado um planejamento composto central com dois fatores. As faixas de concentrações de batata (x_1) e de proporção de enzima (GAU.g batata-doce⁻¹) (x_2) estudadas nesse trabalho foram, respectivamente, entre 50 e 241 g.L⁻¹ e entre 45 e 157 GAU.g batata-doce⁻¹. Os valores utilizados estão apresentados na Tabela 5-1.

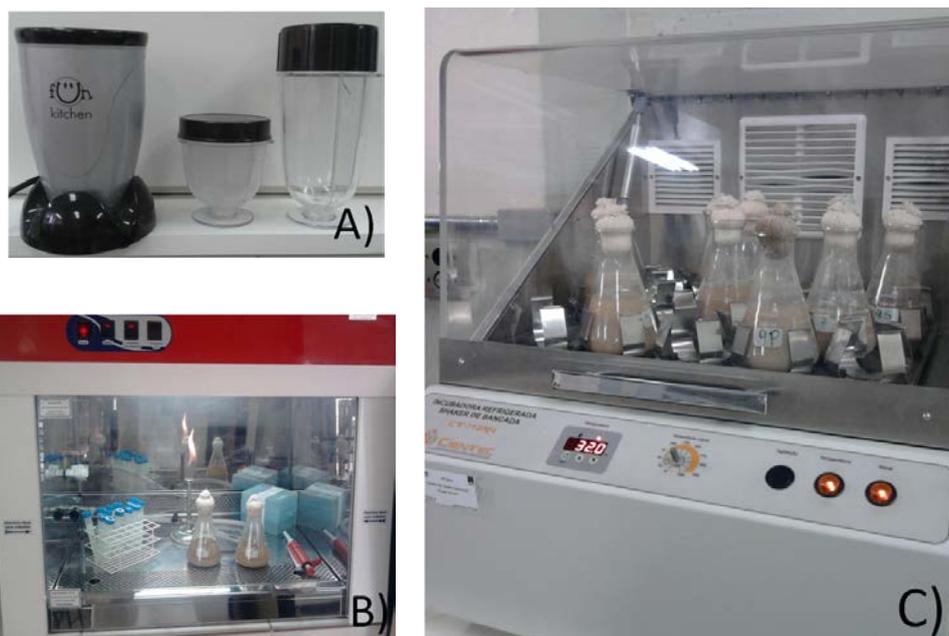


Figura 5.2: (A) Mixer, (B) Capela de fluxo laminar e (C) incubadora tipo *shaker*.

Tabela 5-1: Matriz do planejamento experimental.

| Pontos | x_1 | C_{sub} (g.L ⁻¹) | x_2 | Proporção (GAU.g batata-doce ⁻¹) ^a | Bloco |
|--------|-------|-----------------------------------|-------|--|-------|
| P-1 | -1 | 100 | -1 | 45 | 1 |
| P-2 | 1 | 200 | -1 | 45 | 2 |
| P-3 | -1 | 100 | 1 | 125 | 3 |
| P-4 | 1 | 200 | 1 | 125 | 2 |
| P-5 | -1,41 | 59 | 0 | 85 | 2 |
| P-6 | 1,41 | 241 | 0 | 85 | 2 |
| P-7 | 0 | 150 | -1,41 | 12,2 | 2 |
| P-8 | 0 | 150 | 1,41 | 157,8 | 2 |
| P-9 | 0 | 150 | 0 | 85 | 2 |
| P-10 | 0 | 150 | 0 | 85 | 2 |
| P-11 | 0 | 150 | 0 | 85 | 3 |
| P-12 | 0 | 150 | 0 | 85 | 3 |

^a g de massa seca de batata-doce

A variável de resposta escolhida para comparar o desempenho dos pontos do planejamento foi a produtividade de glicose na primeira hora de hidrólise (Q_{g1h}) calculada pela Equações 5.1.

$$Q_g = \frac{C_{glicose,t} - C_{glicose,t=0}}{t} \quad (5.1)$$

onde Q_g é a produtividade de glicose ($\text{g.L}^{-1}.\text{h}^{-1}$), $C_{glicose,t}$ é a concentração de glicose (g.L^{-1}) para o tempo em que se calcula a produtividade, $C_{glicose,t=0}$ é a concentração de glicose (g.L^{-1}) no início do experimento devido a fração de açúcares presente na batata-doce e t o tempo em horas.

Os resultados também serão comparados pela conversão de amido em glicose (X_{amido}) calculada segundo a Equação 5.2.

$$X_{amido} = \frac{\frac{162}{180}(m_{glicose,t} - m_{glicose,t=0})}{m_{amido}} \quad (5.2)$$

onde X_{amido} é a conversão ($\text{g}^{-1}.\text{g de amido}^{-1}$), $m_{glicose,t}$ é a massa de glicose (g) para o tempo em que se calcula a conversão, $m_{glicose,t=0}$ é a massa de glicose (g) no início do experimento, m_{amido} é a massa de amido (g) no início do experimento, que pode ser calculada pela massa de batata-doce utilizada e a composição da mesma. Deve-se lembrar que para cada n mols de glicose formada, são necessários um mol de amido e n mols de água, como pode ser observado na Equação 5.3. Dessa forma, a massa de glicose formada não é proveniente apenas do amido, uma vez que uma parcela é oriunda da água incorporada. Aplica-se o fator multiplicativo $\frac{162}{180}$ na massa de glicose formada para levar isso em conta.



Para análise dos resultados foi utilizada a metodologia de superfície de resposta através do software Statistica versão 7.0 (Statsoft Inc., Tulsa, OK, USA).

5.2.2 Pré-tratamento

Para o ponto escolhido com base no planejamento experimental, foram estudadas diferentes opções pré-tratamento. Primeiramente foi avaliada a necessidade do pré-tratamento, realizando um experimento em duplicata análogo aos descritos anteriormente, porém sem o pré-aquecimento a 62°C por 1 hora antes do início da hidrólise.

Posteriormente, compararam-se pré-aquecimentos a 32°C , 42°C , 52°C e 62°C na primeira hora de hidrólise (já em presença da mistura de enzimas). Esses experimentos foram realizados em duplicata em banho metabólico (Dubnoff, TE053) com agitação recíprocante. Para monitorar a liberação de glicose,

amostras foram retiradas de forma asséptica a cada 20 minutos e foram analisadas por CLAE.

5.3 Hidrólise e fermentação simultâneas

Escolhidas as condições de hidrólise enzimática (concentração de substrato, a proporção de enzima e o pré-tratamento), foram, então, conduzidos experimentos nos quais a hidrólise e a fermentação ocorriam de forma simultânea. O microrganismo empregado para fermentação foi a levedura *Saccharomyces cerevisiae* cepa CAT-1 na forma seca gentilmente doada pela LNF de Bento Gonçalves. Essa cepa foi selecionada pela Fermentec e pela ESALQ a partir de processos industriais de produção de etanol (Fermentec, 2007). A CAT-1 tem como principais características a resistência ao processo de reciclo de sólidos e a concentrações de etanol de até 15% (v.v⁻¹), baixa formação de espuma e elevado rendimento fermentativo (LNF, 2012). Tanto nos experimentos em *shaker*, como no biorreator, a levedura seca foi adicionada diretamente ao meio de cultivo (suspensão de batata-doce triturada).

5.3.1 Influência da suplementação do meio e do controle de pH

Com o objetivo de estudar a influência da suplementação do meio e do controle de pH sobre a produção de etanol, foram realizados experimentos em incubadora tipo *shaker* com agitação orbital em frascos erlenmeyers de 250 mL tampados com buchas de algodão hidrófobo. Para tanto, empregou-se procedimento análogo ao descrito na seção 5.2. O diferencial foi a adição de levedura na concentração de 7 g.L⁻¹ após o término do pré-tratamento selecionado. Então, os frascos foram levados ao *shaker* a 150 rpm e 32°C. Os experimentos de hidrólise e fermentação simultâneas foram conduzidos por 96 horas, sendo retiradas amostras de forma asséptica em 0, 24, 48, 72 e 96 horas. As concentrações de açúcares residuais e, glicerol e etanol foram determinadas por CLAE.

Para avaliar a suplementação do meio, foi utilizado como micronutriente o fertilizante Nitrofos KL na concentração de 0,2 g.L⁻¹. Os seus principais constituintes estão listados na Tabela 5-2. Para simular o controle de pH, foi utilizada solução tampão de ácido cítrico e citrato de sódio 53 mM para manter o pH de 4,5 ao longo das hidrólises. Os quatro tratamentos realizados nessa etapa estão listados na Tabela 5-3. Cada um deles foi conduzido em duplicata.

Tabela 5-2: Composição do Nitrofos KL baseada na ficha de informações de segurança de produtos químicos (FISPQ) da Quimatec.

| Composição | % (m.m ⁻¹) |
|-------------------------------|------------------------|
| N _{total} | 2,8 |
| MgSO ₄ | 3,4 |
| MnSO ₄ | 0,55 |
| ZnSO ₄ | 0,55 |
| P ₂ O ₅ | 20 |

Tabela 5-3: Experimentos para estudo da suplementação do meio e do controle de pH.

| Experimento | Meio | Suplemento |
|-------------|----------------------|--------------------------------------|
| F-1 | Água destilada | Nitrofos KL (0,2 g.L ⁻¹) |
| F-2 | Água destilada | - |
| F-3 | Tampão ácido cítrico | Nitrofos KL (0,2 g.L ⁻¹) |
| F-4 | Tampão ácido cítrico | - |

A eficiência das fermentações foi calculada pela razão do rendimento real ($Y_{E/S}$) obtido na fermentação no tempo de 96 horas pelo rendimento teórico calculado pela estequiometria da Equação 5.3 (0,51 g.g⁻¹). Para o cálculo do rendimento real, foi necessário determinar os ART residuais após as 96 horas para que estes fossem subtraídos dos ART iniciais. Para isso, os meios fermentados foram hidrolisados (5 mL de HCl P.A. a 1 atm por 2 horas). Os ART iniciais foram calculados com base nos resultados da caracterização da batata-doce. Assim foi possível calcular $Y_{E/S}$ e a eficiência segundo as Equações 5.4 e 5.5.

$$Y_{\frac{E}{S}} = \frac{m_{\text{etanol}}}{m_{\text{ART},t=0} - m_{\text{ART},t=f}} \quad (5.4)$$

onde $Y_{E/S}$ é o rendimento real da fermentação (g etanol. g AR⁻¹), $m_{\text{ART},t}$ é a massa (g⁻¹) de ART residuais para o tempo em que se calcula o rendimento, $m_{\text{ART},t=0}$ é a massa (g⁻¹) de ART no início do experimento calculada pela multiplicação da massa de batata-doce utilizada pela soma das frações de amido e açúcares determinados na etapa de caracterização.

$$\text{Eficiência (\%)} = \frac{Y_{\frac{E}{S}}}{0,51} \quad (5.5)$$

5.3.2 Teste em biorreator

O experimento que apresentou melhor desempenho, segundo a avaliação do item 5.3.1, foi reproduzido em biorreator (1,25 L de volume útil). O teste foi conduzido em duplicata na planta montada no GIMSCOP, a qual foi integralmente projetada e montada por bolsistas de iniciação científica e de mestrado. Como

pode ser visualizado na Figura 5.3, a unidade é constituída pelo biorreator (A), tanque de armazenamento de ácido ou base para controle de pH (B), tanque de armazenamento de substrato (C) e de produto (D) (para realização de bateladas-alimentadas ou processos contínuos), banho para controle de temperatura (E), tanque extra (F), medidor de pH (G), medidor de Oxigênio Dissolvido (H), Inversor de frequência (I) para ajuste da velocidade de agitação, aquecedor (J) e bomba submersa para o banho de controle de temperatura (K), bombas peristálticas pequenas (L) ou grandes (M) e balança eletrônica (N). A interface com o usuário (Figura 5.4) que permite gravação de dados de operação da unidade e configuração de controles de pH e temperatura foi desenvolvida em Elipse também no laboratório.

Nesses testes, tanto o pré-tratamento como a hidrólise e fermentação simultâneas foram conduzidos de forma semi-estéril. Antes de cada batelada, o biorreator foi previamente lavado e foi adotado um procedimento de sanitização momentos antes do início dos experimentos baseado naquele descrito por Gris (Gris, 2011). O biorreator foi preenchido com água destilada e foi adicionado $1,5 \text{ mL} \cdot \text{L}^{-1}$ de hipoclorito de sódio 2,0 -2,5% (água sanitária). Após 1 hora, adicionou-se 2 mL de solução de tiosulfato de sódio $50 \text{ g} \cdot \text{L}^{-1}$ para neutralização do cloro residual. Após 30 minutos, o conteúdo líquido do biorreator foi descartado. A água destilada utilizada na preparação do meio de cultivo foi autoclavada e a porção de batata-doce deixada por 15 minutos em hipoclorito de sódio 2,0 -2,5% (água sanitária). Depois da trituração da batata-doce e transferência do meio de cultivo para o biorreator, foi adicionado o antibiótico tetraciclina foi adicionado na concentração de $150 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$.

O meio de cultivo foi preparado com água destilada, micronutrientes na concentração de $0,2 \text{ g} \cdot \text{L}^{-1}$ e batata-doce triturada. Antes de iniciar os experimentos, o pH do meio foi ajustado a 4,5 com HCl 10M. Durante toda a batelada, o pH foi controlado pela adição de base NaOH 0,1M. Após o pré-tratamento, a água do banho térmico foi trocada para possibilitar o resfriamento do sistema. Quando a temperatura de 32°C foi atingida, foi adicionada a levedura na concentração de $7 \text{ g} \cdot \text{L}^{-1}$. Agitação foi utilizada durante todo o experimento e foi fixada em 600 rpm, pois foi a velocidade que possibilitou a suspensão completa dos sólidos. Cada batelada foi conduzida por 120 horas.

5.4 Tratamento das amostras

A atividade enzimática das amostras retiradas nos experimentos mencionados nas subseções 5.2 e 5.3 deve ser interrompida. A desativação foi realizada colocando as mesmas em banho-maria a 100°C por 5 minutos e, em seguida, congelando-as segundo procedimento baseado no utilizado por Adams *et al.* (2011). As amostras das hidrólises e fermentações simultâneas (item 5.3) foram

diretamente congeladas. Nesse caso, ao não se utilizar a etapa do banho a 100°C, buscou-se evitar perdas de etanol. Para analisá-las, essas amostras foram descongeladas, centrifugadas (Cientec, CT-5000R) a 4°C e 5.000 rpm por 20 minutos e, então, os sobrenadantes recolhidos. Esses foram filtrados em membrana filtrante com poro de tamanho 0,22 µm.

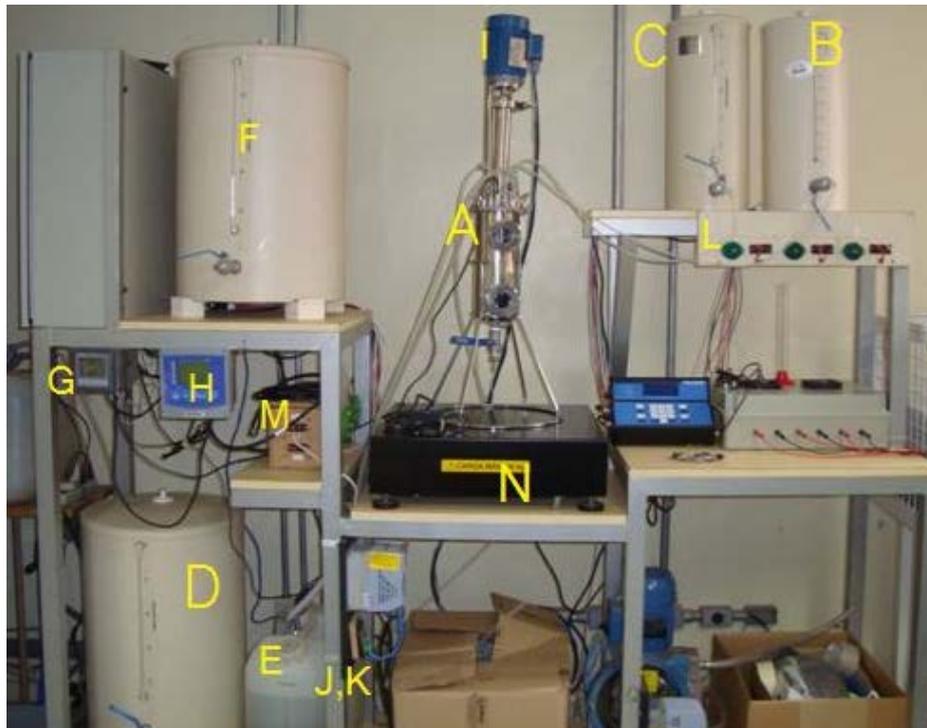


Figura 5.3: Unidade com biorreator do GIMSCOP utilizada neste trabalho.

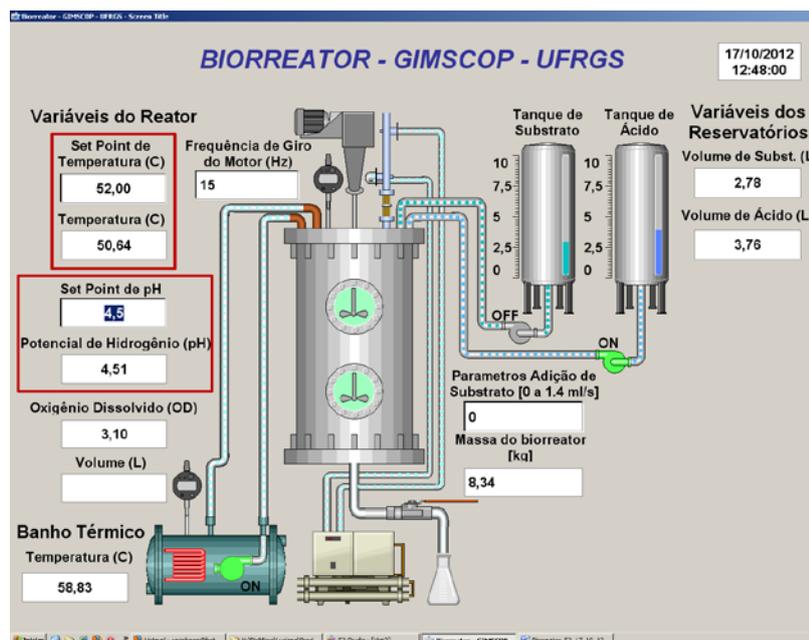


Figura 5.4: Interface com o usuário da unidade com biorreator do GIMSCOP.

5.5 Métodos analíticos

Os açúcares (glicose e frutose), o glicerol e o etanol foram quantificados por cromatografia líquida de alta eficiência (CLAE), usando um equipamento Perkin Elmer (série 200) com coluna Rezex-RHM (300 mm x 7,8 mm) e detector de índice de refração. Foi utilizada, como fase móvel, água padrão HPLC, à temperatura de 80°C e vazão de 0,6 mL.min⁻¹. O cromatógrafo é acoplado a um computador com o software TotalChrom 3.0, que realiza a integração das áreas dos picos.

5.6 Análise estatística

A análise de variância (ANOVA) foi realizada para testar a significância dos parâmetros do modelo ajustado para dos dados do planejamento e dos efeitos da suplementação do meio e do controle de pH sobre a eficiência da fermentação. Para tanto, usou-se como referência o coeficiente p do teste de hipótese com intervalo de confiança de 95%. Sendo assim, para valores de p inferiores a 0,05, a hipótese nula é rejeitada e a variável é considerada estatisticamente significativa. Caso contrário, é considerada não significativa (Montgomery, 2001).

O coeficiente de determinação (R^2) também foi empregado para medir o percentual da variância dos dados experimentais que pode ser explicada pelo modelo ajustado. Finalmente, a significância da regressão frente ao erro foi determinada pelo teste F com intervalo de confiança de 95%.

Através da metodologia de superfície de resposta, foi avaliada a influência dos fatores (concentração de batata-doce e proporção de enzima) temperatura e da concentração de ácido sobre a produtividade de glicose na primeira hora.

Para verificar a normalidade dos dados experimentais, foi utilizado o teste de teste de Shapiro-Wilk. Esse é um teste de hipótese, no qual a hipótese nula, nesse afirma que os dados seguem uma distribuição normal. Então, para coeficientes superiores a 0,05, aceita-se a hipótese nula e a consideração de que os dados são normais é adequada (Sá, 2003).

6 Resultados

6.1 Caracterização da batata-doce

Os resultados da caracterização da cultivar de batata-doce BRS Cuia, que foi empregada em todos os experimentos deste estudo, estão apresentados na Tabela 6.1. Pode-se observar que a cultivar de batata-doce utilizada apresenta 40% de massa seca, sendo aproximadamente 28,7% carboidratos, entre açúcares e amido. Esses valores são um pouco superiores aos citados na revisão bibliográfica (item 2.3.4), mas estão de acordo com os reportados por Pavlak *et al.* (2011) para a cultivar Duda. Ao somarem-se os constituintes da massa seca, verifica-se que 8,43% dessa não foi determinada. Uma parte pequena desse valor está associada aos outros constituintes da massa seca, como vitaminas, e o restante aos erros oriundos dos métodos experimentais. Para posteriores cálculos de X_{amido} e *Eficiência* de fermentação, serão considerados os percentuais de amido e açúcares apresentados aqui.

Tabela 6-1: Composição da batata-doce BRS Cuia.

| | Composição (% b.u.) |
|------------|---------------------|
| Umidade | 59,88± 0,13 |
| Massa Seca | 40,12± 0,13 |
| Amido | 25,57± 2,10 |
| Açúcares | 3,12±0,63 |
| Cinzas | 1,25 |
| Proteínas | 1,04 |
| Fibras | 0,63 |
| Lipídios | 0,08 |

Um percentual maior de massa seca se torna uma vantagem quando se estima o potencial em $L.t^{-1}$. Com a BRS Cuia, considerando a conversão completa do amido em açúcares e o rendimento teórico para fermentação, pode-se atingir uma produção de $185 L.t^{-1}$ de etanol. Segundo Castro e Becker (2011), a produtividade média dessa cultivar é $40 t.ha^{-1}$, então, é possível produzir $7.400 L.ha^{-1}$. Com base nesses valores, pode-se dizer que a cultivar estudada demonstra potencial para produção de etanol comparável ao da cana-de-açúcar no estado de São Paulo, que normalmente se situa entre 6.000 e $7.000 L.ha^{-1}$ (BNDES e CGEE, 2008; Pavlak *et al.*, 2011).

6.2 Hidrólise enzimática de amido granular

Na Figura 6.1, estão exibidas as curvas de evolução da concentração de glicose ao longo das 62 horas de hidrólise para todos os pontos do planejamento. Pode-se observar uma forte diminuição na taxa de formação de glicose após as primeiras 20 horas. Esse comportamento está de acordo com os resultados obtidos por Adams *et al.* (2011) e Li *et al.* (2012), utilizando *Stargen™ 002* para hidrolisar amido de milho. A evolução da conversão de amido em glicose (X_{amido}) pode ser visualizada na Figura 6.2. Nas primeiras 20 horas, X_{amido} ficou na faixa entre 60% e 80%. Esse valores são maiores que os obtidos por Uthumporn *et al.* (2012) para diferentes tipos de amido (15%-60%) e por Shariffa *et al.* (2009) para amido batata-doce (aproximadamente 30%). Já Li *et al.* (2012) reportaram percentuais semelhantes aos atingidos nesse trabalho, porém para amido de milho e triticale.

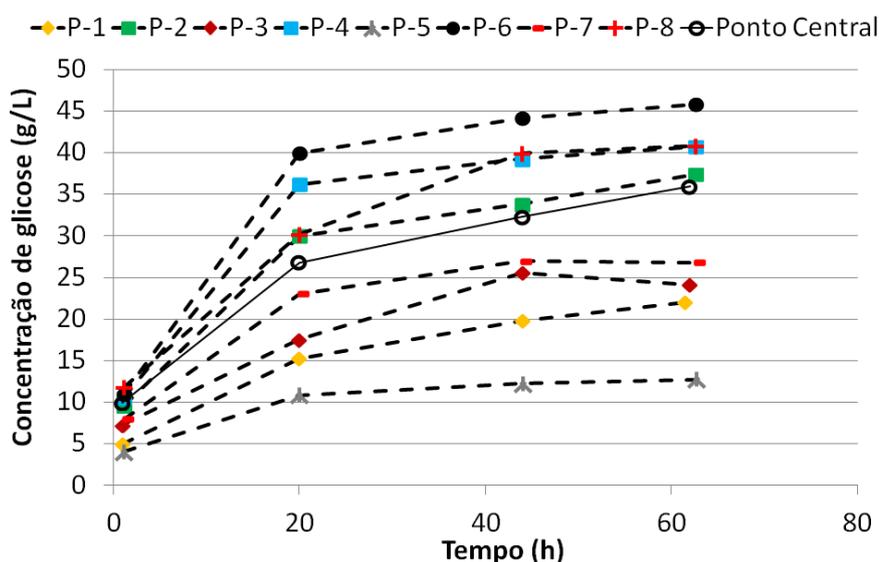


Figura 6.1: Concentração de glicose ao longo dos experimentos.

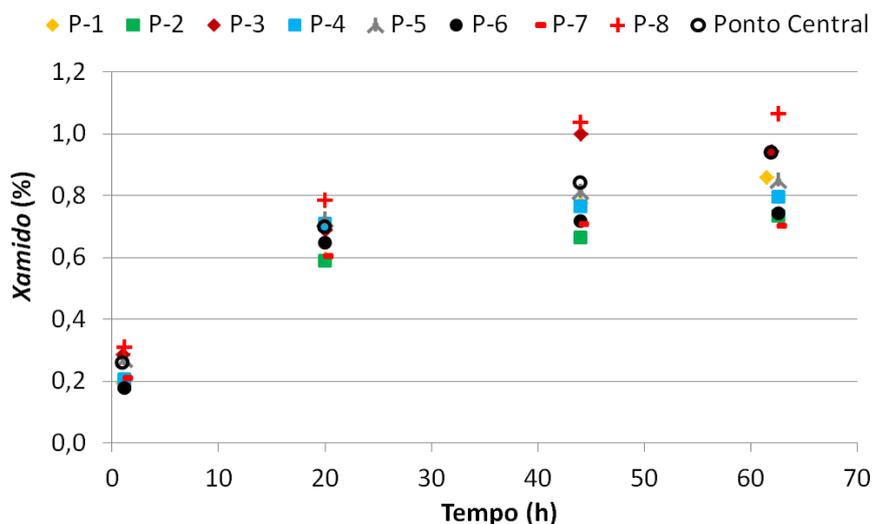


Figura 6.2: Conversão de amido em glicose (X_{amido}) ao longo dos experimentos.

Os resultados para a produtividade de glicose na primeira hora de hidrólise (Q_{g1h}) dos pontos do planejamento composto central estão expostos na Tabela 6-2. Ao realizar a análise da variância (ANOVA) para os dados do planejamento usando Q_{g1h} como variável de resposta, obtém-se os resultados apresentados na Tabela 6-3. Os parâmetros que se mostram estatisticamente significativos ($p < 0,05$) foram o termo linear e quadrático do fator concentração de batata-doce e o termo linear do fator proporção de enzima. A variância associada aos blocos e a falta de ajuste não se mostram significativas. O modelo de segunda ordem completo, que foi ajustado utilizando todos os parâmetros, apresentou coeficiente de determinação (R^2) igual a 94,75%. Já o modelo reduzido, que foi ajustado apenas com os parâmetros significativos, apresentou R^2 igual a 93,80%. Com base nesses valores, pode-se dizer que o modelo representa bem os dados experimentais. Então, foi aplicado o teste F para verificar a significância do modelo frente ao erro. O F calculado (18,143) foi superior ao tabelado (4,39), logo o modelo se mostrou representativo.

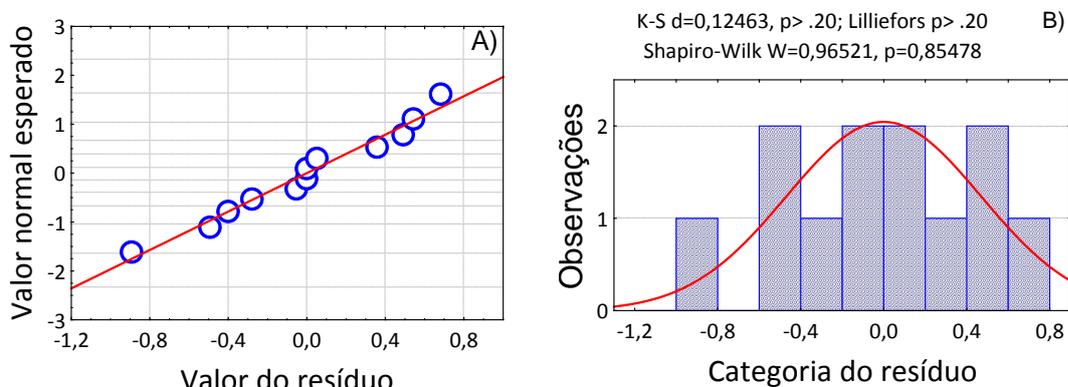
A partir dos resíduos, calculados pela diferença entre os valores reais e os estimados pelo modelo, verificou-se a normalidade dos dados. Essa verificação é importante, pois o teste de hipótese (p) e o teste F assumem que os dados experimentais apresentam uma distribuição normal. O gráfico (A) da Figura 6.3 permite uma avaliação visual, enquanto o gráfico (B) mostra uma análise quantitativa para confirmar a hipótese de normalidade. Para esse fim, é usado o teste de Shapiro-Wilk, que cujo coeficiente foi maior que 0,05, indicando que os dados experimentais seguem uma distribuição normal.

Tabela 6-2: Resultados para o planejamento experimental composto central.

| Pontos | Csub (g.L ⁻¹) | Proporção (GAU.g batata-doce ⁻¹) ^a | Q_{g1h} (g.L ⁻¹ .h ⁻¹) |
|--------|------------------------------|--|--|
| P-1 | 100 | 45 | 5,0 |
| P-2 | 200 | 45 | 8,3 |
| P-3 | 100 | 125 | 7,3 |
| P-4 | 200 | 125 | 9,0 |
| P-5 | 59 | 85 | 3,5 |
| P-6 | 241 | 85 | 9,4 |
| P-7 | 150 | 12,2 | 6,8 |
| P-8 | 150 | 157,8 | 10,1 |
| P-9 | 150 | 85 | 8,8 |
| P-10 | 150 | 85 | 9,2 |
| P-11 | 150 | 85 | 9,9 |
| P-12 | 150 | 85 | 8,9 |

Tabela 6-3: ANOVA para Q_g .

| Fonte de variação | Soma dos quadrados | Graus de liberdade | Quadrado médio | F tabelado | F calculado | p |
|---|--------------------|--------------------|----------------|--|-------------|-----------------|
| Modelo Completo | | | | | | |
| Blocos | 0,24842 | 2 | 0,12421 | | 0,45617 | 0,686733 |
| Csub (g.L⁻¹) (L) | 18,74903 | 1 | 18,74903 | | 68,85761 | 0,014214 |
| Csub (g.L⁻¹) (Q) | 7,61176 | 1 | 7,61176 | | 27,95490 | 0,033960 |
| Enzima(L) | 5,15002 | 1 | 5,15002 | | 18,91394 | 0,049016 |
| Enzima(Q) | 0,40733 | 1 | 0,40733 | | 1,49598 | 0,345849 |
| Csub x Enzima (L) | 0,08239 | 1 | 0,08239 | | 0,30257 | 0,637501 |
| Falta de ajuste | 1,86843 | 2 | 0,93422 | | 3,43100 | 0,225683 |
| Erro puro | 0,54457 | 2 | 0,27229 | | | |
| Total | 45,93426 | 11 | | | | |
| Regressão | 43,521260 | 7 | 6,217323 | 6,09 | 10,306 | |
| Ajuste | | | | %Variação explicada (R ²) = 94,75% | | |
| Modelo Reduzido (somente termos significativos) | | | | | | |
| Falta de ajuste | 2,30505 | 4 | 0,57626 | | 2,11638 | 0,345687 |
| Erro puro | 0,54457 | 2 | 0,27229 | | | |
| Total | 45,93426 | 11 | | | | |
| Regressão | 43,08464 | 5 | 8,61693 | 4,39 | 18,143 | |
| Ajuste | | | | %Variação explicada (R ²) = 93,80% | | |

Figura 6.3: Verificação da normalidade dos resíduos do modelo para Q_g .

A superfície de resposta e as curvas de níveis para influência da concentração de batata-doce e proporção de enzima sobre a Q_{g1h} podem ser visualizadas, respectivamente, pelos gráficos (A) e (B) da Figura 6.4. Pelo gráfico (A) se observa o efeito linear da proporção de enzima e os efeitos linear e quadrático da concentração de batata-doce sobre Q_{g1h} . Essas observações estão de acordo com as influências dessas variáveis sobre a cinética enzimática tipicamente relatadas na literatura (Borzani *et al.*, 2001). A diferença significativa foi o fato de não ter sido atingido um patamar para a concentração de substrato, no qual a produtividade se mantivesse constante mesmo com o seu aumento conforme discutido no item 2.2.2 da revisão bibliográfica. É provável que esse fato esteja relacionado à natureza do substrato. O comportamento esperado é normalmente

descrito para substratos solúveis, enquanto no sistema estudado o substrato se encontra em fase sólida. Essa característica de reação, ocorrendo em interface sólido-líquido, sabidamente limita a transferência de massa (Vidal *et al.*, 2009).

As curvas de nível do gráfico (B) permitem uma melhor comparação dos pontos do planejamento. Como pode ser observado pelo gráfico e pela Tabela 6.2, a maior Q_{g1h} foi obtida na condição experimental P-8: 150 g.L de batata-doce e 157,8 GAU.g batata-doce⁻¹. Entretanto, a escolha da melhor condição operação também passa pela minimização do consumo de enzimas. Por isso, primeiramente, limitou-se a escolha à região que apresentou Q_{g1h} maiores que 8: P-2, P-4, P-8, P-10 e ponto central. Entre eles, considerou-se que o ponto P-2 (200 g.L⁻¹ de batata-doce e 45 GAU.g de batata-doce⁻¹) apresentou o melhor compromisso entre alta Q_{g1h} e baixo consumo de enzimas. Por isso, essa condição será fixada para as próximas avaliações.

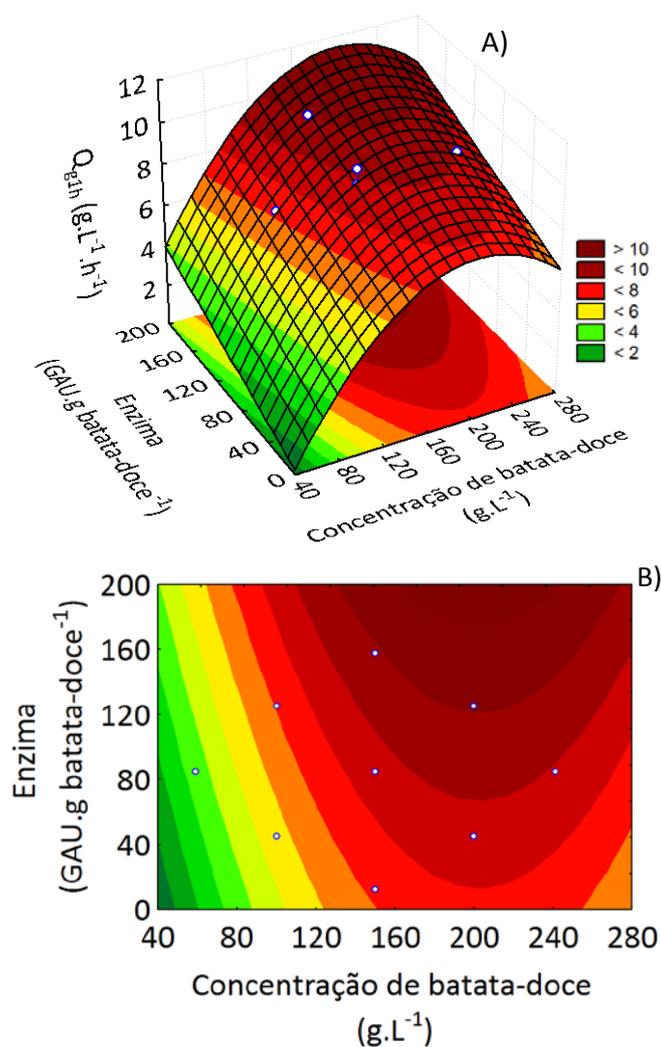


Figura 6.4: Superfície de resposta (A) e curvas de níveis (B) para o modelo de segunda ordem ajustado para Q_{g1h} .

A condição escolhida leva a utilização de 5,4 mL de *Stargen™ 002* por litro de meio de cultivo e aproximadamente 30 g por kg de batata-doce. Essa quantidade está bem acima dos valores utilizados em estudos que empregam a hidrólise convencional para produção de etanol a partir de batata-doce (Cao *et al.*, 2011; Pavlak *et al.*, 2011; Zhang *et al.*, 2011). Considerando a prévia comparação entre a hidrólise a frio e a convencional (item 2.2.3), essa era uma consequência esperada quando foi decidido pela utilização da hidrólise do amido granular. Esse volume de enzima está próximo aos recentemente reportados por Uthumporn *et al.* (2012), Shariffa *et al.* (2009) e Li *et al.* (2012) que também utilizaram *Stargen™*. Entretanto, esses trabalhos empregaram soluções com concentrações maiores de sólidos: entre 250 e 300 g.L⁻¹ de massa seca. A concentração de batata-doce escolhida equivale, em base seca, a 80,2 g.L⁻¹ e concentrações maiores levariam a piora no desempenho da hidrólise, segundo o modelo oriundo do planejamento experimental. Essa diferença considerável na concentração de sólidos pode estar relacionada ao processamento dado a matéria-prima antes da hidrólise. Enquanto no presente trabalho foi utilizada batata-doce úmida triturada, os estudos citados fizeram uso de amido na forma isolada.

Ao utilizar concentrações menores de massa seca, limita-se a concentração de açúcares redutores (AR) disponíveis para fermentação e, logo, a produção de etanol. Para a condição escolhida, seria possível atingir no máximo 63,8 g.L⁻¹ AR para X_{amido} igual a 100% e, então, 32,5 g.L⁻¹ de etanol para eficiência de fermentação de 100%. Nesse caso, não só o consumo de enzima ficou acima daquele sugerido pela Genencor (1,2 g.kg⁻¹), como também a concentração de etanol ficou abaixo dos 72,6 g.L⁻¹ (9,2 v.v⁻¹), que foram os valores tomados como base na avaliação de viabilidade econômica. As sugestões para superar essas limitações serão discutidas posteriormente na seção de desafios futuros para os próximos trabalhos. Nesse trabalho, a condição escolhida será fixada para as avaliações seguintes.

6.2.1 Pré-tratamento

Para a condição escolhida, foi avaliada a necessidade do pré-tratamento (1 hora a 62°C sem enzima). Os resultados para concentração de glicose e Q_g podem ser comparados na Figura 6.5, na qual os desvios padrões (σ) estão exibidos na forma de rótulos para melhor visualização. A hidrólise conduzida sem pré-tratamento apresentou aproximadamente metade da formação de glicose que a que foi submetida ao aquecimento inicial. Esse efeito também foi observado nos trabalhos de Uthumporn *et al.* (2012) e Shariffa *et al.* (2009). Segundo esses autores, a melhora em experimentos que empregam pré-tratamento térmico pode ser devido à gelatinização de uma parte do amido que facilitaria a ação das enzimas ou ao inchamento que provocaria expansão dos canais internos dos grânulos que facilitariam o acesso das enzimas.

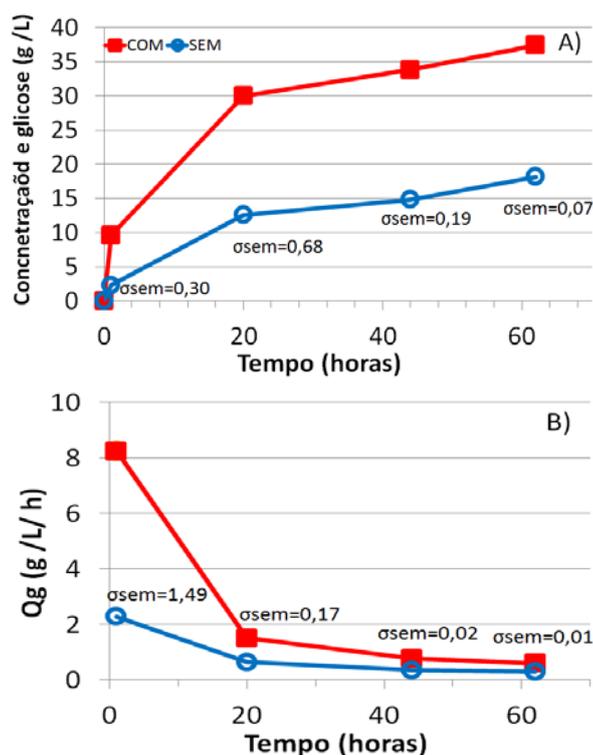


Figura 6.5: Concentração de glicose e Q_g para hidrólise com e sem pré-tratamento.

Uma vez que o pré-tratamento térmico se mostrou necessário para um melhor desempenho da hidrólise de amido granular, estudou-se o pré-aquecimento por uma hora já em presença da mistura de enzimas. Foram realizados experimentos em quatro temperaturas: 32°C, 42°C, 52°C e 62°C. A evolução da concentração de glicose e Q_g ao longo de uma hora estão expostas na Figura 6.6 (A) e (B), respectivamente, nas quais os desvios padrões (σ) também estão exibidos na forma de rótulos para melhor visualização. Até a temperatura de 52°C, é percebido um efeito positivo sobre a formação de glicose. Posteriormente, aumenta-se de 52°C para 62°C, no entanto, observa-se uma diminuição concentração de glicose após uma hora. Esse comportamento está de acordo com o esperado. A reação de formação de produto é influenciada positivamente pela temperatura, normalmente obedecendo à cinética de Arrhenius. Ao mesmo tempo que a reação de desativação da enzima também tende a acelerar com o aumento de temperatura (Borzani *et al.*, 2001). Nesse caso, a temperatura de 52°C foi a que, combinando esses dois efeitos, levou a maior produtividade.

Comparando, então, o pré-tratamento a 62°C sem adição das enzimas e a 52°C em presença das enzimas, o último apresentou maior concentração de glicose ao final da uma hora de pré-aquecimento. Enquanto o primeiro apresentou produtividade de 8,25 g.L⁻¹.h⁻¹, o último atingiu 14,29 g.L⁻¹.h⁻¹. Por isso, esse foi adotado nos experimentos posteriores.

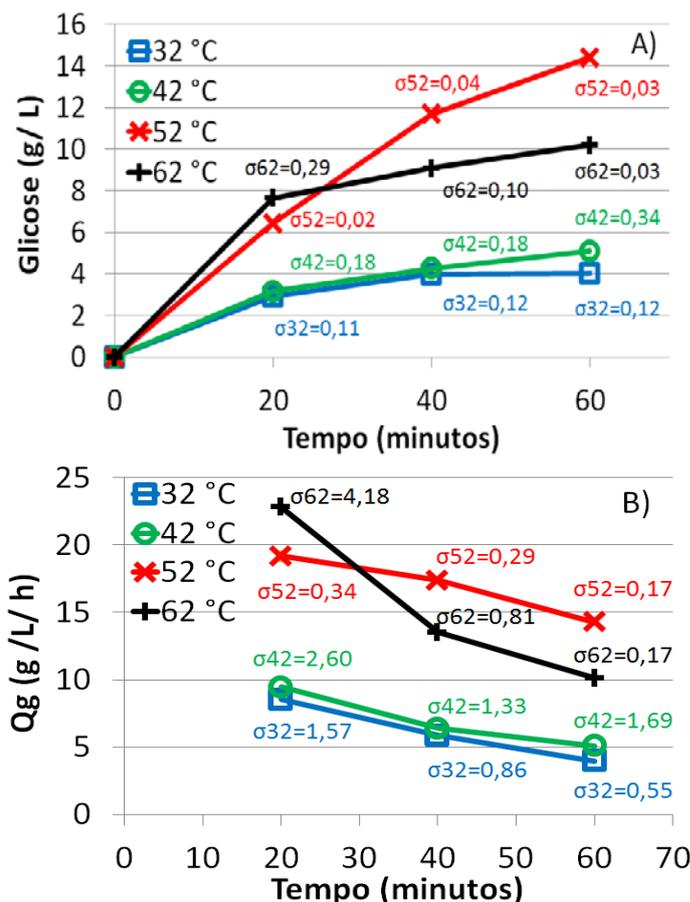


Figura 6.6: Comparação da concentração de glicose e Q_g para diferentes temperaturas.

6.3 Fermentação

Depois de definido o melhor pré-tratamento e escolhidas as condições e concentração de substrato e proporção de enzima, foram realizadas fermentações para estudar o efeito do controle de pH e da suplementação do meio. Na Figura 6.7, encontram-se as curvas para produção de etanol para os quatro tratamentos estudados. Primeiramente, é interessante observar que, para todos os tratamentos, a produção de etanol se completa em aproximadamente 48 horas, estando já estável em 72 horas. Essa observação é importante pois, para os cálculos da análise de viabilidade econômica, foram consideradas 72 horas. Entretanto, as concentrações de etanol estão significativamente abaixo daquelas consideradas. Esse fato está associado à limitação de concentração de substrato discutida no item anterior. Considerando os diferentes tratamentos, é visível que o controle do pH apresentou efeito positivo sobre a produção etanol. Ao mesmo tempo, a suplementação de mostrou benéfica no início das fermentações, mas a partir de 48 horas o efeito não foi mais observado.

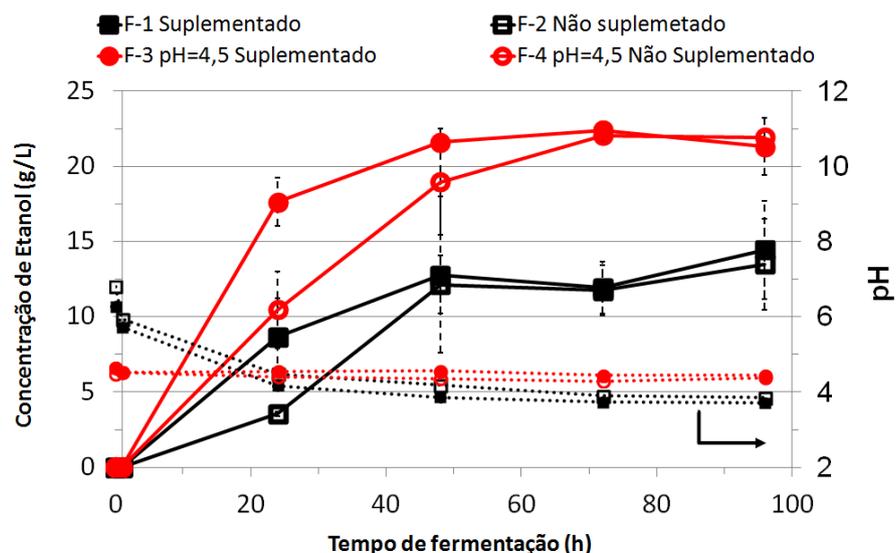


Figura 6.7: Concentrações de etanol e pH ao longo dos quatro tratamentos .

As eficiências de fermentação estão apresentadas na Tabela 6.4. Pode-se observar que os tratamentos com controle de pH apresentaram eficiências maiores que os sem controle. Esses valores estão próximos aos 83% publicados por Bialas *et al.* (2010), porém ainda bem inferiores aos 94% reportados por Wang *et al.* (2007). Essa comparação evidencia a possibilidade de melhorar a eficiência da etapa fermentativa.

Tabela 6-4: Eficiência das fermentações para os quadro tratamentos avaliados.

| Experimento | $Y_{E/S}$ | Eficiência da fermentação (%) |
|---------------------------|------------|-------------------------------|
| F-1 (Água +Nitrofos KL) | 0,271±0,07 | 53,0±13,7 |
| F-2 (Água) | 0,290±0,04 | 56,7±7,7 |
| F-3 (Tampão +Nitrofos KL) | 0,402±0,04 | 78,7±8,1 |
| F-4 (Tampão) | 0,397±0,00 | 77,6±0,5 |

Para confirmar a significância das variáveis do tratamento, foi calculada a ANOVA. Segundo os resultados apresentados na Tabela 6.5, apenas o pH teve influência significativa ($p < 0,05$). De Souza (2006), também chegou a essa conclusão ao estudar a fortificação de hidrolisado de batata-doce para produção de etanol. A conversão de amido média para os tratamentos com controle de pH foi 89,5%.

Tabela 6-5: ANOVA para Eficiência da fermentação.

| Fonte de variação | Soma dos quadrados | Graus de liberdade | Quadrado médio | F calculado | p |
|-------------------|--------------------|--------------------|----------------|-------------|-----------------|
| Média | 3,536196 | 1 | 3,536196 | 543,7952 | 0,000003 |
| pH | 0,109104 | 1 | 0,109104 | 16,7780 | 0,009391 |
| Suplementação | 0,000350 | 1 | 0,000350 | 0,0539 | 0,825636 |
| Erro | 0,032514 | 5 | 0,006503 | | |

6.3.1 Teste em biorreator

Apesar dos resultados discutidos no item anterior, o teste em biorreator foi realizado com suplementação do meio. Além disso, uma vez que a unidade possui sistema de controle de pH, este foi realizado através dosagem de solução de NaOH e não com a utilização de solução tampão. Essa modificação aproxima os testes do processo utilizado em grande escala, uma vez que a utilização de grandes volumes de solução tampão é normalmente inviável.

A média das concentrações de substrato, produtos e os seu desvios obtidas na duplicata do teste podem ser observadas na Figura 6.8. Pode-se dizer, por esses dados, que o teste semiestéril reproduziu bem os resultados obtidos em *shaker* em ambiente estéril. A produção foi mais intensa nas primeiras 24 horas, estando praticamente finalizada em 72 horas. A concentração de etanol obtido ($19,9 \text{ g.L}^{-1}$) foi aproximadamente 8% menor que a atingida em *shaker* ($21,6 \text{ g.L}^{-1}$). Um percentual dessa diferença pode estar relacionado a diluição decorrente da adição de base para realizar o controle de pH. Os volumes adicionados foram 147 mL e 163 mL para a duplicata 1 e 2, respectivamente. Sendo 1,25 L o volume de meio utilizado, os volumes de base correspondem a mais de 10%.

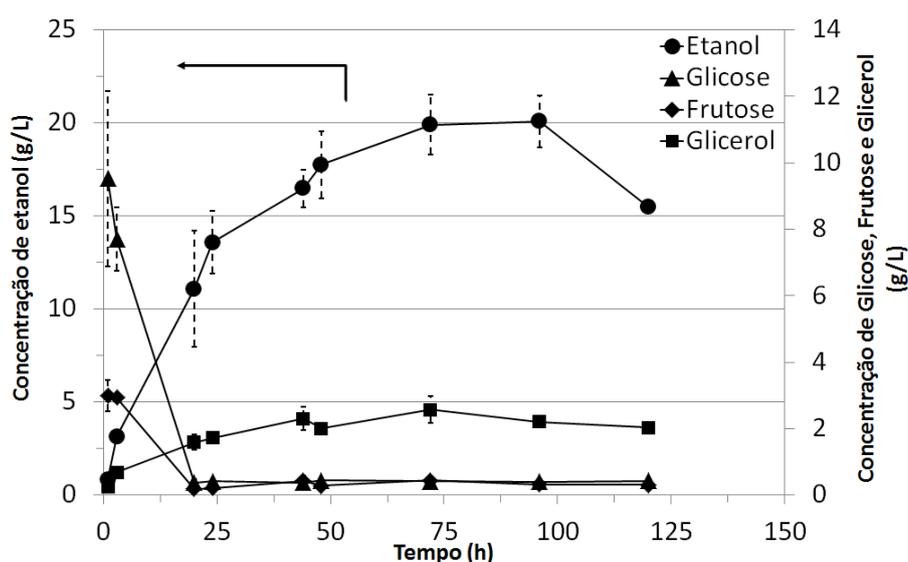


Figura 6.8: Concentrações de substrato e produtos ao longo da fermentação.

6.4 Comparação entre o desempenho teórico e o experimental

A fim de comparar a produção de etanol de batata-doce baseada nos resultados experimentais obtidos até o momento com aqueles teóricos propostos na análise econômica, calculou-se novo balanço de massa e custo de produção por litro com os dados médios apresentados nesse capítulo para experimentos em *shaker* com controle de pH. Considerou-se que a batata-doce apresenta 28,7% de carboidratos, entre amido e açúcares, a conversão de amido

na hidrólise é 89,5%, a eficiência de fermentação 78,2% e o etanol atingiu uma concentração de 21,6 g.L⁻¹ (2,7% v.v⁻¹) no vinho.

Fazendo um novo balanço de massa, obtêm-se as proporções apresentadas na Tabela 6.6. Pode-se observar que a produção de vinhaça foi muito maior em decorrência da menor concentração de etanol no mosto fermentado. Ao mesmo tempo, apesar da eficiência de fermentação ter sido menor que a teórica (90%), o rendimento em litros de etanol por tonelada e o potencial por hectare foi 5% maior. Esse fato está associado a maior conversão de amido atingida e aos maiores teores de massa seca e carboidratos da cultivar empregada na parte experimental em comparação àqueles mencionados na revisão bibliográfica, cujos valores foram usados na análise econômica.

Tabela 6-6: Comparação dos rendimentos teóricos e experimentais.

| | Teórico | Experimental | Variação (%) |
|---|----------------|---------------------|---------------------|
| Produção de etanol (L. t ⁻¹) | 138,7 | 145,1 | 5% |
| Vinhaça L. L ⁻¹ etanol | 13,3 | 43,7 | 230% |
| Produção de etanol (L.ha ⁻¹) ^c | 5548 | 5804 | 5% |

O novo custo calculado foi de 5,61 R\$.L⁻¹, 436% maior que o custo inicialmente estimado que foi de 1,05 R\$.L⁻¹. A Figura 6.9 permite comparar o aumento no custo da matéria-prima e do processamento (Gráfico A) e das duas atividades do processamento que apresentaram os maiores gastos (Gráfico B). O custo associado à matéria-prima se manteve quase constante, uma vez que o rendimento em L.t⁻¹ foi semelhante. Entretanto, o custo de processamento cresceu 765%, considerando os resultados experimentais obtidos na parte II deste trabalho.

Analisando mais detalhadamente o custo de processamento, as atividades de geração de vapor e hidrólise (consumo de enzimas) apresentaram os maiores gastos. Essa apresentou inquestionavelmente o maior aumento de custo (2417%). Essa variação é consequência da proporção de enzima (GAU.g de batata-doce⁻¹) resultante dos experimentos ter sido aproximadamente 25 vezes maior que a considerada na análise econômica. O custo com a geração de vapor foi 227% maior e está associado a concentração de etanol obtida experimentalmente ter sido 3,3 vezes menor que a teórica.

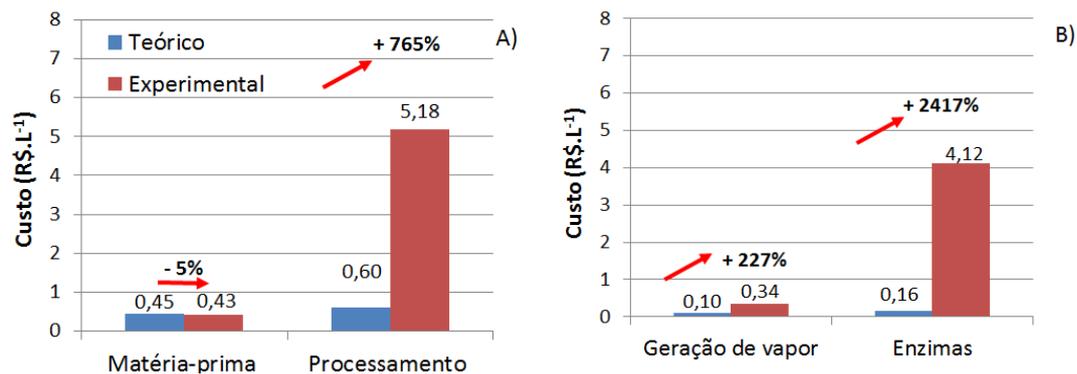


Figura 6.9: Comparação entre os custos associados ao modelo teórico e os resultados experimentais.

Esses resultados evidenciam que o processo de produção de etanol a partir de batata-doce deve ser melhorado para que atinja os patamares de viabilidade considerados na primeira parte desse trabalho. Essa melhora passa principalmente por desenvolvimentos na etapa da hidrólise enzimática que levem ao menor consumo de enzima e maiores concentrações de substrato. No próximo capítulo são apresentadas algumas sugestões visando melhorar essa etapa crítica do processo.

7 Considerações Finais

7.1 Conclusões

A análise de viabilidade econômica da produção de etanol em microusinas no estado do Rio Grande do Sul mostrou que a utilização de cana-de-açúcar sem um consórcio com outra cultura é inviável. Essa situação somente é revertida se 40% ou 80% da produção, dos cenários com produtividade de 80 e 50 t.ha⁻¹ respectivamente, fosse destinada para consumo próprio. Já todos os cenários com combinação de culturas se mostraram viáveis com a comercialização de até 90% da produção. Entre eles, os cenários que combinaram sorgo com cana e sorgo com batata-doce foram os únicos que se mostraram viáveis quando toda a produção era destinada a venda para terceiros. Assim, conclui-se que, para a unidade estudada e a realidade agrícola do estado do RS, a combinação de sorgo sacarino e cana-de-açúcar apresenta o melhor potencial entre os cenários avaliados quando produtividades médias de cana próximas a 80 t.ha⁻¹ podem ser alcançadas. Para regiões onde esses valores não são atingidos, o consórcio de sorgo sacarino e batata-doce se torna a melhor opção.

Quando foi estudada a viabilidade técnica da produção de etanol de batata-doce, usou-se a cultivar BRS Cuia. Os resultados da sua caracterização verificaram teor de ART de 30%. Para rendimentos de 100% na hidrólise do amido e fermentação, esses valores possibilitam um potencial de produção de 185 L.t⁻¹ de etanol e 7.400 L. ha⁻¹, considerando a produtividade média de 40 t.ha⁻¹. Assim, pode-se concluir que a cultivar estudada se mostrou adequada para produção de etanol, sendo seu potencial comparável ao da cana-de-açúcar no estado de São Paulo, que normalmente se situa entre 6.000 e 7.000 L. ha⁻¹ (BNDES e CGEE, 2008; Pavlak, Abreu-Lima *et al.*, 2011).

No estudo da hidrólise a frio do amido de batata-doce utilizando a mistura de enzimas *Stargen™ 002*, a metodologia da superfície de resposta indicou a condição 200 g.L⁻¹ de batata-doce e 45 GAU.g de batata-doce⁻¹ como a que apresentou o melhor compromisso entre alta taxa de formação de glicose e baixo consumo de enzimas. Na mesma direção, o pré-tratamento durante uma hora que levou a maior concentração de glicose foi na temperatura de 52°C na presença da mistura de enzimas.

O estudo da hidrólise e fermentação simultâneas mostrou que a suplementação do meio não apresenta influência significativa, enquanto o controle de pH aumentou em aproximadamente 40% a produção de etanol. Para experimentos com controle de pH, foram atingidas concentrações de 22,4 g.L⁻¹ (2,8% v.v⁻¹) de etanol. Os testes reproduzidos em biorreator apresentaram

resultados semelhantes aos anteriores mesmo sendo realizados em ambiente semiestéril, que se aproxima da condição industrial.

Como conclusão dos estudos preliminares da produção de etanol de batata-doce, pode-se afirmar que a hidrólise a frio de batata-doce fresca ainda não alcançou as condições consideradas na análise viabilidade econômica. Para melhorar o desempenho do processo e torná-lo viável, faz-se necessário reduzir em 25 vezes a proporção de enzimas e aumentar em 3,3 vezes a concentração de substrato, que, por consequência, possibilitará maiores concentrações de etanol ao final da fermentação. As sugestões listadas na próxima seção mostram um caminho a ser seguido nessa direção.

7.2 Sugestões para Trabalhos Futuros

Como sugestão para trabalhos futuros, propõe-se estudar inicialmente a secagem da batata-doce, sendo interessante avaliar diferentes graus e formas de secagem. Depois de seca a batata-doce não será mais triturada e sim moída. Então, associado a esse estudo, sugere-se avaliar a influência da granulometria da matéria-prima sobre o desempenho da hidrólise.

Propõe-se também avaliar a possibilidade de utilizar as batatas-doces com casca a fim de eliminar a etapa em que se descascam as mesmas.

Também seria interessante avaliar o benefício da adição de outras enzimas como celulasas, pectinases, entre outras, que venham a auxiliar no processo de hidrólise.

Sugere-se realizar novo planejamento experimental empregando batata-doce seca e moída, buscando uma condição que concilie alta taxa de produção de glicose, alta concentração de substrato e baixa consumo de enzimas.

Na condução da hidrólise e fermentação simultâneas, seria interessante avaliar a influência de não adicionar antibiótico e também de não autoclavar o meio de cultivo.

Com relação à hidrólise enzimática a frio sugere-se comparar os resultados obtidos neste trabalho com: (i) outras enzimas comerciais desenvolvidas para este tipo de processo; (ii) extratos enzimáticos não purificados; e, (iii) o processo convencional em duas etapas, no qual a amido é completamente gelatinizado a temperaturas próximas a 100°C.

Referências

ADAMS, J. et al. Scanning Electron Microscopy and Fermentation Studies on Selected Known Maize Starch Mutants Using STARGEN™ Enzyme Blends. **BioEnergy Research**, p. 1-11, 2011.

AES. Tarifas e Taxas. 2012. Disponível em: < http://www.aessul.com.br/grandesclientes/site/content/informacoes/tarifas_e_taxas.aspx >. Acesso em: agosto de 2012.

AMORIM, H. et al. Scientific challenges of bioethanol production in Brazil. **Applied Microbiology and Biotechnology**, v. 91, n. 5, p. 1267-1275, 2011.

AMORIM, H. V. D.; LEÃO, R. M. **Fermentação Alcoolica: Ciência e Tecnologia**. 1ª ed. Piracicaba: Fermentec Publicações Editora e Comercio de Livros Ltda, 2005.

ANANDAN, S. et al. Feeding value of sweet sorghum bagasse and leaf residues after juice extraction for bio-ethanol production fed to sheep as complete rations in diverse physical forms. **Animal Feed Science and Technology**, v. 175, n. 3-4, p. 131-136, 2012.

ANP - Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis. Sistema de levantamento de preços (SLP). 2012. Disponível em: < <http://www.anp.gov.br/preco/> >. Acesso em: agosto de 2012.

AZEVEDO, E. B. D. et al. Silagem da parte aérea de cultivares de mandioca. **Ciência Rural**, v. 36, p. 1902-1908, 2006.

BALLS, A. K.; SCHWIMMER, S. Digestion of raw starch. **Journal of Biological Chemistry** v. 156, n. 2, p. 203-210, 1944.

BARCELOS, C. A. et al. Ethanol production from sorghum grains [*Sorghum bicolor* (L.) Moench]: evaluation of the enzymatic hydrolysis and the hydrolysate fermentability. **Brazilian Journal of Chemical Engineering**, v. 28, p. 597-604, 2011.

BASSO, L. C. et al. Yeast selection for fuel ethanol production in Brazil. **FEMS Yeast Research**, v. 8, n. 7, p. 1155-1163, 2008.

BB - Banco do Brasil. Crédito empresarial para agronegócio. 2012. Disponível em: < <http://www.bb.com.br/portalbb/page100,107,10827,9,1,1,2.bb?> >

[codigoNoticia=19359&codigoMenu=11629](#) >. Acesso em: outubro de 2012.

BC - Banco Central (Brasil). Histórico das taxas de juros. 2012. Disponível em: < <http://www.bcb.gov.br/Pec/Copom/Port/taxaSelic.asp#notas> >. Acesso em: outubro de 2012.

BIAŁAS, W.; SZYMANOWSKA, D.; GRAJEK, W. Fuel ethanol production from granular corn starch using *Saccharomyces cerevisiae* in a long term repeated SSF process with full stillage recycling. **Bioresource Technology**, v. 101, n. 9, p. 3126-3131, 2010.

BNDES - Banco Nacional do Desenvolvimento; CGEE - Centro de Gestão e Estudos Estratégicos. **Bioetanol de cana-de-açúcar: energia para o desenvolvimento sustentável**. Rio de Janeiro-RJ, Brasil: BNDES, 2008.

BORGES, F. C. **Proposta de um Modelo Conceitual de Biorrefinaria com Estrutura Descentralizada**. 2010. 121 Dissertação (Mestrado). Departamento de Engenharia Química, Universidade Federal do Rio Grande do Sul, 2010.

BORNIA, A. C. **Análise Gerencial de Custos: Aplicação em Empresas Modernas**. Porto Alegre-RS, Brasil: BOOKMAN, 2002.

BORZANI, W. et al. **Biotecnologia industrial - Fundamentos**. Edgard Blücher, 2001.

BRASKEM. Plástico verde. 2011. Disponível em: < <http://www.braskem.com.br/plasticoverde/> >. Acesso em: janeiro de 2012.

BRATZ, G. Produção e Uso de Etanol e Derivados de Cana-de-açúcar. Simpósio Estadual de Agroenergia, 2010, Capão do Leão - RS, Brasil.

BUTLER, M. et al. **Comprehensive Biotechnology**. Elsevier Limited, Oxford, 2011.

CABELLO, C. **Produção de Álcool da Mandioca**. Botucatu-SP, Brasil 2005.

CAMACHO, I. A. O. **Caracterização dos resíduos do processamento de mandioca para produção de bio-etanol e sua utilização na alimentação de aves**. 2009. Dissertação (Mestrado). Faculdade de Ciências Agrônômicas, Universidade Estadual Paulista "Júlio de Mesquita Filho", Botucatu-SP, Brazil. 2009.

CAO, Y. et al. Simultaneous saccharification and fermentation of sweet potato powder for the production of ethanol under conditions of very high gravity. **Frontiers of Chemical Science and Engineering**, v. 5, n. 3, p. 318-324, 2011.

CARDOZO E SOUZA, A. F. B. **Avaliação do processo de hidrólise e fermentativo de biomassa de batata-doce [*Ipomoea batatas* (L.) Lam] por meio de células imobilizadas para produção de etanol**. 2005. 80 Dissertação (Mestrado). Ciências do Ambiente, Universidade Federal do Tocantins (UFT), Palmas-TO, Brasil. 2005.

CARIOCA, J. O. B.; ARORA, H. L.; KHAN, A. S. Technological and socio-economic aspects of cassava-based autonomous minidistilleries in Brazil. **Biomass**, v. 1, n. 2, p. 99-114, 1981.

CASTRO, A.; CASTILHO, L.; FREIRE, D. An overview on advances of amylases production and their use in the production of bioethanol by conventional and non-conventional processes. **Biomass Conversion and Biorefinery**, v. 1, n. 4, p. 245-255, 2011.

CASTRO, L. A. S. D. Instruções para Plantio de Mudanças de Batata-doce com Alta Sanidade. Pelotas-RS, Brasil, p. 19, 2010. Disponível em: < <http://www.infoteca.cnptia.embrapa.br/handle/doc/886049> >.

CASTRO, L. A. S. D.; BECKER, A. Batata-doce BRS Cuia. 2011. Disponível em: < <http://www.infoteca.cnptia.embrapa.br/bitstream/doc/915801/1/BRSCuiaCastroSuita.pdf> >.

CASTRO, L. A. S. D. et al. Acessos de batata-doce do banco ativo de germoplasma da Embrapa Clima Temperado, com potencial de produção de biocombustível. Pelotas-RS, Brasil, 2008. Disponível em: < http://www.cpact.embrapa.br/publicacoes/download/documentos/documento_258.pdf >.

CEPEA/ESALQ. Indicador Semanal Etanol Hidratado CEPEA/ESALQ. 2012. Disponível em: < <http://www.cepea.esalq.usp.br/etanol/> >. Acesso em: maio de 2012.

CESARE, M. A. D.; DE BITTENCOURT JÚNIOR, P. I. H. **Potencial dos extratos liofilizados de folhas de batata doce de polpa roxa (*Ipomoea batatas*) no tratamento metabólico da obesidade**. FINOVA. Porto Alegre-RS, Brasil: UFRGS 2012.

CGEE - Centro de Gestão e Estudos Estratégicos. **Bioetanol combustível: uma oportunidade para o Brasil** Brasília-DF, Brasil: Centro de Gestão e Estudos Estratégicos, 2009.

CHANDEL, A. K. et al. Sugarcane bagasse and leaves: foreseeable biomass of biofuel and bio-products. **Journal of Chemical Technology & Biotechnology**, v. 87, n. 1, p. 11-20, 2012.

CHIELLE, Z. G. **Entrevista em visita a FEPAGRO 2011**.

CINELLI, B. A. et al. **Hidrólise do Amido Granular de Resíduo Agroindustrial: Um Bioprocesso Dentro do Contexto de Biorrefinaria**. XIX Congresso Brasileira de Engenharia Química. Buzios-RJ, Brasil: 5373-5382 p. 2012.

COLLARES, R. M. **Otimização do Processo de Hidrólise da Mandioca “In Natura” com o Uso de Enzimas Amilolíticas e Pectinolíticas**. 2011. Dissertação (Mestrado). Engenharia de Processos, Universidade Federal de Santa Maria (UFSM), Santa Maria-RS, Brasil. 2011.

CONAB - Companhia Nacional de Abastecimento. Preços praticado na aquisição de produto da agricultura familiar (PAA). 2012. Disponível em: < <http://consultaweb.conab.gov.br/consultas/consultaprecopaa.do?method=abrirConsulta> >. Acesso em: agosto de 2012.

CORSAN - Companhia Riograndense de Saneamento. Sistema Tarifário. 2010. Disponível em: < <http://www3.corsan.com.br/informacoes/tarifas.htm> >. Acesso em: janeiro de 2012.

CRAGO, C. L. et al. Competitiveness of Brazilian sugarcane ethanol compared to US corn ethanol. **Energy Policy**, v. 38, n. 11, p. 7404-7415, 11// 2010.

DA CUNHA-PEREIRA, F. et al. Conversion of sugars present in rice hull hydrolysates into ethanol by *Spathaspora arborariae*, *Saccharomyces cerevisiae*, and their co-fermentations. **Bioresource Technology**, v. 102, n. 5, p. 4218-4225, 2011.

DIAS, M. O. D. 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. Dissertação (Mestrado). Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas (UNICAMP), Campinas-SP, Brasil. 2008.

DIAS, M. O. S. et al. Second generation ethanol in Brazil: Can it compete with electricity production? **Bioresource Technology**, v. 102, n. 19, p. 8964-8971, 2011.

DIAS, M. O. S. et al. Evaluation of process configurations for second generation integrated with first generation bioethanol production from sugarcane. **Fuel Processing Technology**, n. 0, 2012.

ELIASSON, A. C. **Starch in Food: Structure, function and applications**. Taylor & Francis, 2004.

EMBRAPA. Sistemas de Produção: Cultivo da mandioca na região centro sul do Brasil. 2003. ISSN 1678-8796. Disponível em: < http://sistemasdeproducao.cnptia.embrapa.br/FontesHTML/Mandioca/mandioca_centrosul/index.html >. Acesso em: maio de 2012.

_____. Agência de informação EMBRAPA: Cana-de-açúcar. 2007. Disponível em: < <http://www.agencia.cnptia.embrapa.br/gestor/cana-de-acucar/Abertura.html> >. Acesso em: maio de 2012.

_____. Sistemas de produção: Batata-doce (*Ipomoea batatas*). 2008. ISSN 1678-880X. Disponível em: < http://sistemasdeproducao.cnptia.embrapa.br/FontesHTML/Batata-doce/Batata-doce_ipomoea_batatas/apresentacao.html >. Acesso em: maio de 2012.

_____. Sistema de Produção de Sorgo. 2011a. ISSN 1679-012X. Disponível em: < http://sistemasdeproducao.cnptia.embrapa.br/FontesHTML/Sorgo/CultivodoSorgo_7ed/index.htm >. Acesso em: março de 2012.

_____. **Sorgo sacarino: tecnologia agrônômica e industrial para alimentos e energia** Agroenergia em Revista. Brasília-DF, Brasil: Embrapa Agroenergia 2011b.

FABRICIO, A. M. **Determinação dos Custos de Produção do Etanol a partir da Mandioca (*Manihot esculenta Crantz*) pelo Método de Custeio Baseado em Atividades (ABC)**. 2011. 137 Dissertação (Mestrado). Engenharia de Produção, Universidade Federal de Santa Maria (UFSM), Santa Maria-RS, Brasil. 2011.

FAO - *Food and Agriculture Organization of the United Nations*. FAOSTAT. 2012. Disponível em: < <http://faostat.fao.org/site/567/default.aspx#ancor> >. Acesso em: março de 2012.

FEPAGRO - Fundação Estadual de Pesquisa Agropecuária. **Cultivares de Sorgo**. FEPAGRO 2007.

FEPAGRO; EMATER/RS. **Indicações Técnicas para o Cultivo do Milho e do Sorgo no Rio Grande do Sul - Safras 2011/2012 e 2012/2013**. 1ª. Ijuí-RS, Brasil: FEPAGRO, 2011.

FERMENTEC. Revelado o código genético da CAT1: Avanços nas pesquisas sobre o genoma das leveduras revelam novas descobertas., 2007. Disponível em: < <http://www.fermentec.com.br/pt/fermentecnews/completos/Fermentec%20News%2002%20-%202007.pdf> >. Acesso em: outubro de 2012.

GENENCOR. **Development of Improved Enzymes for the Bio-refinery**. 5th European Symposium on Enzymes in Grain Processing. Norwich , Reino Unido 2008.

_____. **STARGEN™ 002: Granular Starch Hydrolyzing Enzyme for Ethanol Production** 2009.

_____. **Granular Starch Hydrolysis (GSHE) for Conversion of Grains to Ethanol** Near-term Opportunities for Biorefineries Symposium. Champaign -IL, EUA 2010.

GRIS, L. R. S. **Produção da microalga Nannochloropsis oculata em fotobiorreator airlift**. 2011. Dissertação (Mestrado). Departamento de Engenharia Química, Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre-RS, Brasil. 2011.

GUPTA, R. et al. Microbial α -amylases: a biotechnological perspective. **Process Biochemistry**, v. 38, n. 11, p. 1599-1616, 2003.

HETTINGA, W. G. et al. Understanding the reductions in US corn ethanol production costs: An experience curve approach. **Energy Policy**, v. 37, n. 1, p. 190-203, 2009.

IAL - INSTITUTO ADOLFO LUTZ. **Métodos físico-químicos para análise de alimentos**. Ministério da Saúde, 2005.

IBGE - INSTITUTO BRASILEIRO DE GEOGRAFIA E ESTATÍSTICA. **Censo agropecuário 2006: Resultados preliminares**. Rio de Janeiro -RJ, Brasil: 2007.

_____. Sistema IBGE de Recuperação Automática -SIDRA. 2012. Disponível em: < <http://www.sidra.ibge.gov.br/bda/default.asp> >. Acesso em: janeiro de 2012.

IRGA - Instituto Rio Grandense do Arroz; SECRETARIA ESTADUAL DA AGRICULTURA PECUÁRIA AGRONEGÓCIO. **Relatório do Alinhamento Estratégico da Cadeia Produtiva do Arroz do RS**. Porto Alegre-RS, Brasil. 2011

JÚNIOR, A. G. R. **Análise da viabilidade econômica da produção de bio-etanol em microdestilarias**. XVI Congresso Brasileiro de Custos. Fortaleza-CE, Brasil 2009.

KIM, M. et al. Utilization of whole sweet sorghum containing juice, leaves, and bagasse for bio-ethanol production. **Food Science and Biotechnology**, v. 21, n. 4, p. 1075-1080, 2012.

LEE, J. Biological conversion of lignocellulosic biomass to ethanol. **Journal of Biotechnology**, v. 56, n. 1, p. 1-24, 1997.

LI, J.; VASANTHAN, T.; BRESSLER, D. C. Improved cold starch hydrolysis with urea addition and heat treatment at subgelatinization temperature. **Carbohydrate Polymers**, v. 87, n. 2, p. 1649-1656, 2012.

LI, S.-Z.; CHAN-HALBRENDT, C. Ethanol production in (the) People's Republic of China: Potential and technologies. **Applied Energy**, v. 86, Supplement 1, n. 0, p. S162-S169, 2009.

LIMA, A. M. D.; DOS SANTOS, D. T.; GARCIA, J. C. **Viabilidade econômica e arranjos produtivos Agroenergia em Revista: EMBRAPA Agroenergia** 2011.

LIN, Y.; TANAKA, S. Ethanol fermentation from biomass resources: current state and prospects. **Applied Microbiology and Biotechnology**, v. 69, n. 6, p. 627-642, 2006.

LNF. Levedura selecionada CAT-1. 2012. Disponível em: < http://www.lnf.com.br/downloads/lnf_cat1.pdf >. Acesso em: outubro de 2012.

MACEDO, I. C.; SEABRA, J. E. A.; SILVA, J. E. A. R. Green house gases emissions in the production and use of ethanol from sugarcane in Brazil: The 2005/2006 averages and a prediction for 2020. **Biomass and Bioenergy**, v. 32, n. 7, p. 582-595, 2008.

MACHADO, F. S. et al. Qualidade da silagem de híbridos de sorgo em diferentes estádios de maturação. **Arquivo Brasileiro de Medicina Veterinária e Zootecnia**, v. 64, p. 711-720, 2012.

MAGALHÃES, K. A. B. **Análise da sustentabilidade da cadeia produtiva de etanol de batata-doce no município de Palmas**. 2007. (Mestrado). Ciências do Ambiente, Universidade Federal do Tocantins (UFT), Palmas-TO, Brasil. 2007.

BRASIL. Ministério da agricultura, pecuária e abastecimento. **Zoneamento agroecológico da cana-de-açúcar**. Rio de Janeiro-RJ, Brasil: Embrapa Solos 2009.

BRASIL. Ministério do Desenvolvimento Agrário. **Plano Safra da Agricultura Familiar 2012/2013**. AGRÁRIO, M. D. D. 2012.

MENON, V.; RAO, M. Trends in bioconversion of lignocellulose: Biofuels, platform chemicals & biorefinery concept. **Progress in Energy and Combustion Science**, v. 38, n. 4, p. 522-550, 8// 2012.

MONTGOMERY, D. C. **Design and Analysis of Experiments**. John Wiley & Sons, 2001.

MORALES, C. F. G. et al. **Avaliação de Cultivares e Seleções de Mandioca (*Manihot esculenta Crantz*), no Município de Rio Pardo, Rio Grande do Sul, 2008-2009** XIII Congresso Brasileiro de Mandioca. Botucatu-SP, Brasil 2009.

MUELLER, S. 2008 National dry mill corn ethanol survey. **Biotechnol Lett**, v. 32, n. 9, p. 1261-4, Sep 2010.

NASCIMENTO, W. G. D. et al. Valor alimentício das silagens de milho e de sorgo e sua influência no desempenho de vacas leiteiras. **Revista Brasileira de Zootecnia**, v. 37, p. 896-904, 2008.

NETO, Á. C. G. et al. **Aptidões de genótipos de batata-doce para consumo humano, produção de etanol e alimentação animal**. Pesquisa agropecuária brasileira. Brasília-DF, Brasil. 46: 1513-1520 p. 2011.

NUWAMANYA, E. et al. Bio-Ethanol Production from Non-Food Parts of Cassava (*Manihot esculenta Crantz*). **AMBIO: A Journal of the Human Environment**, v. 41, n. 3, p. 262-270, 2012.

ORTEGA, E.; WATANABE, M.; CAVALETT, O. A Produção de Etanol em Micro e Mini-destilarias. 2006.

PACCA, S.; MOREIRA, J. R. Historical carbon budget of the brazilian ethanol program. **Energy Policy**, v. 37, n. 11, p. 4863-4873, 2009.

PAVLAK, M. C. D. M. et al. Estudo da fermentação do hidrolisado de batata-doce utilizando diferentes linhagens de *Saccharomyces cerevisiae*. **Química Nova**, v. 34, p. 82-86, 2011.

RATTANACHOMSRI, U. et al. Simultaneous non-thermal saccharification of cassava pulp by multi-enzyme activity and ethanol fermentation by *Candida tropicalis*. **Journal of Bioscience and Bioengineering**, v. 107, n. 5, p. 488-493, 2009.

RAY, R. C.; TOMLINS, K. I. **Sweet Potato: Post Harvest Aspects in Food, Feed and Industry**. NOVA SCIENCE PUB, 2009.

RENDLEMAN, C. M.; SHAPOURI, H. **New Technologies in Ethanol Production**. United States Department of Agriculture 2007.

RF. **Instrução Normativa SRF nº 162, de 31 de dezembro de 1998** 1998.

RFA - *Renewable Fuels Association*. World Fuel Ethanol Production. 2009. Disponível em: < <http://ethanolrfa.org/pages/World-Fuel-Ethanol-Production> >. Acesso em: agosto de 2012.

RIZATO, M.; FELIPE, F. I. **Potencial Econômico da Produção de Álcool de Mandioca no Norte do Brasil**. Raízes E Amidos Tropicais. 5: 1 p. 2009.

ROBERTSON, G. H. et al. Native or Raw Starch Digestion: A Key Step in Energy Efficient Biorefining of Grain. **Journal of Agricultural and Food Chemistry**, v. 54, n. 2, p. 353-365, 2005.

ROCHA, T. D. S.; CARNEIRO, A. P. D. A.; FRANCO, C. M. L. Effect of enzymatic hydrolysis on some physicochemical properties of root and tuber granular starches. **Ciência e Tecnologia de Alimentos**, v. 30, p. 544-551, 2010.

ROCKENBACH, I. H. et al. **Manual de coeficientes de mão-de-obra e mecanização em atividades agropecuárias e de aquicultura de Santa Catarina**. Florianópolis-SC, Brasil: Empresa de Pesquisa Agropecuária e Extensão Rural de Santa Catarina S. A (Epagri), 2005.

RUIZ, M. I. et al. Enzymatic hydrolysis of cassava starch for production of bioethanol with a colombian wild yeast strain. **Journal of the Brazilian Chemical Society**, v. 22, p. 2337-2343, 2011.

SÁ, J. P. M. D. **Applied Statistics: Using SPSS, Statistica and Matlab**. Springer Verlag, 2003.

SAHA, B. C.; UEDA, S. Alcoholic fermentation of raw sweet potato by a nonconventional method using *Endomycopsis fibuligera* glucoamylase preparation. **Biotechnology and Bioengineering**, v. 25, n. 4, p. 1181-1186, 1983.

SALLA, D. A. et al. Análise energética de sistemas de produção de etanol de mandioca (*Manihot esculenta Crantz*). **Revista Brasileira de Engenharia Agrícola e Ambiental**, v. 14, p. 444-448, 2010.

SÁNCHEZ, Ó. J.; CARDONA, C. A. Trends in biotechnological production of fuel ethanol from different feedstocks. **Bioresource Technology**, v. 99, n. 13, p. 5270-5295, 2008.

SCHIRMER-MICHEL, Â. C. et al. Production of ethanol from soybean hull hydrolysate by osmotolerant *Candida guilliermondii* NRRL Y-2075. **Bioresource Technology**, v. 99, n. 8, p. 2898-2904, 2008.

SEABRA, J. E. A. et al. A techno-economic evaluation of the effects of centralized cellulosic ethanol and co-products refinery options with sugarcane mill clustering. **Biomass and Bioenergy**, v. 34, n. 8, p. 1065-1078, 2010.

SEPLAG - Secretaria de Planejamento, Gestão e Participação Cidadã. Atlas socioeconômico do Rio Grande do Sul. 2011. Disponível em: < <http://www.scp.rs.gov.br/atlas/default.asp> >. Acesso em: outubro de 2012.

SHANAVAS, S. et al. Process optimization for bioethanol production from cassava starch using novel eco-friendly enzymes. **Biomass and Bioenergy**, v. 35, n. 2, p. 901-909, 2011.

SHARIFFA, Y. N. et al. Enzymatic hydrolysis of granular native and mildly heat-treated tapioca and sweet potato starches at sub-gelatinization temperature. **Food Hydrocolloids**, v. 23, n. 2, p. 434-440, 2009.

SOCOL, C. R. et al. Bioethanol from lignocelluloses: Status and perspectives in Brazil. **Bioresource Technology**, v. 101, n. 13, p. 4820-4825, 2010.

SOUZA, F. R. D. **Estabelecimento de um processo fermentativo utilizando células livres, a partir de clones de batata-doce [*Ipomoea batatas (L.) Lam*] selecionadas para as condições de Palmas- TO**. 2006. 85 Dissertação (Mestrado). Ciências do Ambiente, Universidade Federal do Tocantins, Palmas-TO, Brasil. 2006.

SRICHUWONG, S. et al. Simultaneous saccharification and fermentation (SSF) of very high gravity (VHG) potato mash for the production of ethanol. **Biomass and Bioenergy**, v. 33, n. 5, p. 890-898, 2009.

SRICHUWONG, S. et al. Sweet potato having a low temperature-gelatinizing starch as a promising feedstock for bioethanol production. **Biomass and Bioenergy**, v. 39, n. 0, p. 120-127, 2012.

SRIROTH, K. et al. The promise of a technology revolution in cassava bioethanol: From Thai practice to the world practice. **Fuel**, v. 89, n. 7, p. 1333-1338, 2010.

TEIXEIRA, C. G.; JARDINE, J. G.; BEISMAN, D. A. Utilização do sorgo sacarino como matéria-prima complementar à cana-de-açúcar para obtenção de etanol em microdestilaria. **Ciência e Tecnologia de Alimentos**, v. 17, p. 248-251, 1997.

TEO, C. R. P. A. et al. Obtenção e caracterização físico-química de concentrado protéico de folhas de mandioca. **Revista Brasileira de Engenharia Agrícola e Ambiental**, v. 14, p. 993-999, 2010.

THAMMARUTWASIK, P.; KOKA, Y.; UEDA, S. Alcoholic fermentation of sorghum without cooking. **Biotechnology and Bioengineering**, v. 28, n. 7, p. 1122-1125, 1986.

UNICA. **Produção e uso do etanol combustível no Brasil**. São Paulo-SP, Brasil: 2007.

_____. UnicaData. 2012. Disponível em: < <http://www.unica.com.br/> >. Acesso em: maio de 2012.

UTHUMPORN, U.; SHARIFFA, Y.; KARIM, A. Hydrolysis of Native and Heat-Treated Starches at Sub-Gelatinization Temperature Using Granular Starch Hydrolyzing Enzyme. **Applied Biochemistry and Biotechnology**, v. 166, n. 5, p. 1167-1182, 2012.

UTHUMPORN, U.; Zaidul, I. S. M.; KARIM, A. A. Hydrolysis of granular starch at sub-gelatinization temperature using a mixture of amylolytic enzymes. **Food and Bioproducts Processing**, v. 88, n. 1, p. 47-54, 2010.

VIANA, P. T. et al. Fracionamento de carboidratos e de proteína das silagens de diferentes forrageiras. **Revista Brasileira de Zootecnia**, v. 41, p. 292-297, 2012.

VIDAL, B. C. et al. Kinetics of Granular Starch Hydrolysis in Corn Dry-Grind Process. **Starch - Stärke**, v. 61, n. 8, p. 448-456, 2009.

VINEMA. Biorrefinarias do Sul. 2011. Disponível em: < <http://www.vinema.com.br/> >. Acesso em: setembro de 2012.

VOET, D.; VOET, J. G. **Bioquímica**. Panamericana, 2006.

WALDRON, K. **Bioalcohol Production: Biochemical Conversion of Lignocellulosic Biomass**. CRC Press, 2010.

WANG, L.-S.; GE, X.-Y.; ZHANG, W.-G. Improvement of ethanol yield from raw corn flour by *Rhizopus sp.* **World Journal of Microbiology and Biotechnology**, v. 23, n. 4, p. 461-465, 2007.

WANG, L.; LUO, Z.; SHAHBAZI, A. Optimization of simultaneous saccharification and fermentation for the production of ethanol from sweet sorghum (*Sorghum bicolor*) bagasse using response surface methodology. **Industrial Crops and Products**, v. 42, n. 0, p. 280-291, 2013.

WANG, P. et al. **Comparison of enzymatic (E-mill) and conventional dry-grind corn processes using a granular starch hydrolyzing enzyme**. Cereal chemistry. 82 2005.

WESCHENFELDER, S. C. **Aplicação do Custeio Baseado em Atividades na Determinação do Custo de Produção de Etanol a partir Do Sorgo Sacarino em Pequena Unidade de Produção**. 2011. Dissertação (Mestrado). Engenharia de Produção, Universidade Federal de Santa Maria, Santa Maria - RS, Brasil. 2011.

YU, J. et al. Biorefinery of sweet sorghum stem. **Biotechnology Advances**, v. 30, n. 4, p. 811-816, 2012.

ZAMORA, B.; SALVADOR, C. **Cultivares de batata-doce são lançadas**. Linha Aberta. Pelotas-RS, Brasil: EMBRAPA Clima Temperado. 745 2011.

ZHANG, L. et al. Application of simultaneous saccharification and fermentation (SSF) from viscosity reducing of raw sweet potato for bioethanol production at laboratory, pilot and industrial scales. **Bioresource Technology**, v. 102, n. 6, p. 4573-4579, 2011.

ZISKA, L. H. et al. An evaluation of cassava, sweet potato and field corn as potential carbohydrate sources for bioethanol production in Alabama and Maryland. **Biomass and Bioenergy**, v. 33, n. 11, p. 1503-1508, 2009.

Apêndice

Apêndice I – Fluxos de caixa

A fim de mostrar os cálculos realizados e os valores encontrados, foi incluído um fluxo de caixa por cenário avaliado.

| | | Ano | | | | | | | | | |
|---|-------------------|--------------------|--------------------|--------------------|--------------------|--------------------|--------------------|-------------------|-------------------|-------------------|-------------------|
| Descrição | sem silagem | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 |
| ENTRADAS (R\$) | | | | | | | | | | | |
| Capital Próprio | 60.000,00 | | | | | | | | | | |
| Financiamento | 610.640,00 | | | | | | | | | | |
| Venda etanol hidratado | | 60.501,26 | 60.501,26 | 60.501,26 | 60.501,26 | 60.501,26 | 60.501,26 | 60.501,26 | 60.501,26 | 60.501,26 | 60.501,26 |
| Custo evitado pela consumo de etanol | | 379.218,84 | 379.218,84 | 379.218,84 | 379.218,84 | 379.218,84 | 379.218,84 | 379.218,84 | 379.218,84 | 379.218,84 | 379.218,84 |
| Total das entradas (R\$) | 610.640,00 | 439.720,10 | 439.720,10 | 439.720,10 | 439.720,10 | 439.720,10 | 439.720,10 | 439.720,10 | 439.720,10 | 439.720,10 | 439.720,10 |
| SAÍDAS (R\$) | | | | | | | | | | | |
| Parcela do financiamento | | 122.128,00 | 122.128,00 | 122.128,00 | 122.128,00 | 122.128,00 | | | | | |
| Juros do Financiamento | | 48.851,20 | 39.080,96 | 29.310,72 | 19.540,48 | 9.770,24 | | | | | |
| Custos de produção para venda | | 60.749,29 | 60.749,29 | 60.749,29 | 60.749,29 | 60.749,29 | 60.749,29 | 60.749,29 | 60.749,29 | 60.749,29 | 60.749,29 |
| Custos de produção para consumo próprio | | 242.997,17 | 242.997,17 | 242.997,17 | 242.997,17 | 242.997,17 | 242.997,17 | 242.997,17 | 242.997,17 | 242.997,17 | 242.997,17 |
| Manutenção | | 6.106,40 | 12.212,80 | 18.319,20 | 24.425,60 | 30.532,00 | 36.638,40 | 42.744,80 | 48.851,20 | 54.957,60 | 61.064,00 |
| Total das saídas (R\$) | 610.640,00 | 480.832,07 | 477.168,23 | 473.504,39 | 469.840,55 | 466.176,71 | 340.384,87 | 346.491,27 | 352.597,67 | 358.704,07 | 364.810,47 |
| LUCRO (R\$) | | | | | | | | | | | |
| Depreciação | | 48.450,00 | 48.450,00 | 48.450,00 | 48.450,00 | 48.450,00 | 48.450,00 | 48.450,00 | 48.450,00 | 48.450,00 | 48.450,00 |
| Lucro Tributável | | -225.783,63 | -222.119,79 | -218.455,95 | -214.792,11 | -211.128,27 | -85.336,43 | -91.442,83 | -97.549,23 | -103.655,63 | -109.762,03 |
| Impostos | | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 |
| IR | | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 |
| Lucro líquido (R\$) | | -177.333,63 | -173.669,79 | -170.005,95 | -166.342,11 | -162.678,27 | -36.886,43 | -42.992,83 | -49.099,23 | -55.205,63 | -61.312,03 |
| Custo evitado pela consumo de etanol | | 136.221,66 | 136.221,66 | 136.221,66 | 136.221,66 | 136.221,66 | 136.221,66 | 136.221,66 | 136.221,66 | 136.221,66 | 136.221,66 |
| Fluxo de caixa (R\$) | -60.000,00 | -41.111,97 | -37.448,13 | -33.784,29 | -30.120,45 | -26.456,61 | 99.335,23 | 93.228,83 | 87.122,43 | 81.016,03 | 74.909,63 |
| Fluxo de Caixa acumulado (R\$) | -60.000,00 | -101.111,97 | -138.560,09 | -172.344,38 | -202.464,82 | -228.921,43 | -129.586,19 | -36.357,36 | 50.765,07 | 131.781,11 | 206.690,74 |

Figura I.1: Fluxo de caixa para cenário base a quando 80% do etanol é destinado para consumo próprio.

| Investimento | 610.640 | | | | | | | | | | |
|---|-------------------|-------------------|-------------------|-------------------|-------------------|-------------------|-------------------|-------------------|---------------------|---------------------|---------------------|
| % Etanol para consumo próprio | 60% | | | | | | | | | | |
| | | Ano | | | | | | | | | |
| Descrição | sem silagem | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 |
| ENTRADAS (R\$) | | | | | | | | | | | |
| Capital Próprio | 60.000,00 | | | | | | | | | | |
| Financiamento | 610.640,00 | | | | | | | | | | |
| Venda etanol hidratado | | 164.057,63 | 164.057,63 | 164.057,63 | 164.057,63 | 164.057,63 | 164.057,63 | 164.057,63 | 164.057,63 | 164.057,63 | 164.057,63 |
| Venda de silagem de sorgo sacarino | | 114.600,19 | 114.600,19 | 114.600,19 | 114.600,19 | 114.600,19 | 114.600,19 | 114.600,19 | 114.600,19 | 114.600,19 | 114.600,19 |
| Custo evitado pela consumo de etanol | | 385.614,34 | 385.614,34 | 385.614,34 | 385.614,34 | 385.614,34 | 385.614,34 | 385.614,34 | 385.614,34 | 385.614,34 | 385.614,34 |
| Total das entradas (R\$) | 610.640,00 | 664.272,16 | 664.272,16 | 664.272,16 |
| SAÍDAS (R\$) | | | | | | | | | | | |
| Parcela do financiamento | | 122.128,00 | 122.128,00 | 122.128,00 | 122.128,00 | 122.128,00 | | | | | |
| Juros do Financiamento | | 48.851,20 | 39.080,96 | 29.310,72 | 19.540,48 | 9.770,24 | | | | | |
| Custos de produção para venda | | 151.767,24 | 151.767,24 | 151.767,24 | 151.767,24 | 151.767,24 | 151.767,24 | 151.767,24 | 151.767,24 | 151.767,24 | 151.767,24 |
| Custos de produção de silagem | | 19.536,28 | 19.536,28 | 24.639,87 | 24.639,87 | 24.639,87 | 24.639,87 | 24.639,87 | 24.639,87 | 24.639,87 | 24.639,87 |
| Custos de produção para consumo próprio | | 227.650,86 | 227.650,86 | 227.650,86 | 227.650,86 | 227.650,86 | 227.650,86 | 227.650,86 | 227.650,86 | 227.650,86 | 227.650,86 |
| Manutenção | | 6.106,40 | 12.212,80 | 18.319,20 | 24.425,60 | 30.532,00 | 36.638,40 | 42.744,80 | 48.851,20 | 54.957,60 | 61.064,00 |
| Total das saídas (R\$) | 610.640,00 | 576.039,98 | 572.376,14 | 573.815,89 | 570.152,05 | 566.488,21 | 440.696,37 | 446.802,77 | 452.909,17 | 459.015,57 | 465.121,97 |
| LUCRO (R\$) | | | | | | | | | | | |
| Depreciação | | 48.450,00 | 48.450,00 | 48.450,00 | 48.450,00 | 48.450,00 | 48.450,00 | 48.450,00 | 48.450,00 | 48.450,00 | 48.450,00 |
| Lucro Tributável | | -118.181,29 | -114.517,45 | -115.957,21 | -112.293,37 | -108.629,53 | 17.162,31 | 11.055,91 | 4.949,51 | -1.156,89 | -7.263,29 |
| Impostos | | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 |
| IR | | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 2.574,35 | 1.658,39 | 742,43 | 0,00 | 0,00 |
| Lucro líquido (R\$) | | -69.731,29 | -66.067,45 | -67.507,21 | -63.843,37 | -60.179,53 | 63.037,97 | 57.847,53 | 52.657,09 | 47.293,11 | 41.186,71 |
| Custo evitado pela consumo de etanol | | 157.963,48 | 157.963,48 | 157.963,48 | 157.963,48 | 157.963,48 | 157.963,48 | 157.963,48 | 157.963,48 | 157.963,48 | 157.963,48 |
| Fluxo de caixa (R\$) | -60.000,00 | 88.232,18 | 91.896,02 | 90.456,27 | 94.120,11 | 97.783,95 | 218.427,10 | 214.152,62 | 209.878,14 | 205.256,59 | 199.150,19 |
| Fluxo de Caixa acumulado (R\$) | -60.000,00 | 28.232,18 | 120.128,21 | 210.584,48 | 304.704,59 | 402.488,54 | 620.915,64 | 835.068,25 | 1.044.946,39 | 1.250.202,98 | 1.449.353,17 |

Figura I.2: Fluxo de caixa para cenário 1a (S + C50) quando 60% do etanol é destinado para consumo próprio.

| | |
|-------------------------------|---------|
| Investimento | 653.040 |
| % Etanol para consumo próprio | 60% |

| Descrição | sem silagem | Ano | | | | | | | | | | |
|---|-------------------|-------------------|-------------------|-------------------|-------------------|-------------------|-------------------|-------------------|-------------------|---------------------|---------------------|-------------------|
| | | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 | |
| ENTRADAS (R\$) | | | | | | | | | | | | |
| Capital Próprio | 60.000,00 | | | | | | | | | | | |
| Financiamento | 653.040,00 | | | | | | | | | | | |
| Venda etanol hidratado | | 153.594,44 | 153.594,44 | 153.594,44 | 153.594,44 | 153.594,44 | 153.594,44 | 153.594,44 | 153.594,44 | 153.594,44 | 153.594,44 | 153.594,44 |
| Venda de silagem de sorgo sacarino | | 114.600,19 | 114.600,19 | 114.600,19 | 114.600,19 | 114.600,19 | 114.600,19 | 114.600,19 | 114.600,19 | 114.600,19 | 114.600,19 | 114.600,19 |
| Custo evitado pela consumo de etanol | | 361.020,80 | 361.020,80 | 361.020,80 | 361.020,80 | 361.020,80 | 361.020,80 | 361.020,80 | 361.020,80 | 361.020,80 | 361.020,80 | 361.020,80 |
| Total das entradas (R\$) | 653.040,00 | 629.215,44 | 629.215,44 | 629.215,44 |
| SAÍDAS (R\$) | | | | | | | | | | | | |
| Parcela do financiamento | | 130.608,00 | 130.608,00 | 130.608,00 | 130.608,00 | 130.608,00 | | | | | | |
| Juros do Financiamento | | 52.243,20 | 41.794,56 | 31.345,92 | 20.897,28 | 10.448,64 | | | | | | |
| Custos de produção para venda | | 146.224,67 | 146.224,67 | 146.224,67 | 146.224,67 | 146.224,67 | 146.224,67 | 146.224,67 | 146.224,67 | 146.224,67 | 146.224,67 | 146.224,67 |
| Custos de produção de silagem | | 19.536,28 | 19.536,28 | 24.639,87 | 24.639,87 | 24.639,87 | 24.639,87 | 24.639,87 | 24.639,87 | 24.639,87 | 24.639,87 | 24.639,87 |
| Custos de produção para consumo próprio | | 219.337,00 | 219.337,00 | 219.337,00 | 219.337,00 | 219.337,00 | 219.337,00 | 219.337,00 | 219.337,00 | 219.337,00 | 219.337,00 | 219.337,00 |
| Manutenção | | 6.530,40 | 13.060,80 | 19.591,20 | 26.121,60 | 32.652,00 | 39.182,40 | 45.712,80 | 52.243,20 | 58.773,60 | 65.304,00 | |
| Total das saídas (R\$) | 653.040,00 | 574.479,54 | 570.561,30 | 571.746,66 | 567.828,42 | 563.910,18 | 429.383,94 | 435.914,34 | 442.444,74 | 448.975,14 | 455.505,54 | |
| LUCRO (R\$) | | | | | | | | | | | | |
| Depreciação | | 52.690,00 | 52.690,00 | 52.690,00 | 52.690,00 | 52.690,00 | 52.690,00 | 52.690,00 | 52.690,00 | 52.690,00 | 52.690,00 | 52.690,00 |
| Lucro Tributável | | -139.637,91 | -116.183,39 | -112.265,15 | -108.346,91 | -104.428,67 | 30.097,57 | 23.567,17 | 17.036,77 | 10.506,37 | 3.975,97 | |
| Impostos | | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | |
| IR | | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 4.514,64 | 3.535,08 | 2.555,52 | 1.575,96 | 596,40 | |
| Lucro líquido (R\$) | | -86.947,91 | -63.493,39 | -59.575,15 | -55.656,91 | -51.738,67 | 78.272,93 | 72.722,09 | 67.171,25 | 61.620,41 | 56.069,57 | |
| Custo evitado pela consumo de etanol | | 141.683,80 | 141.683,80 | 141.683,80 | 141.683,80 | 141.683,80 | 141.683,80 | 141.683,80 | 141.683,80 | 141.683,80 | 141.683,80 | 141.683,80 |
| Fluxo de caixa (R\$) | -60.000,00 | 54.735,89 | 78.190,41 | 82.108,65 | 86.026,89 | 89.945,13 | 215.442,10 | 210.870,82 | 206.299,54 | 201.728,26 | 197.156,98 | |
| Fluxo de Caixa acumulado (R\$) | -60.000,00 | -5.264,11 | 72.926,30 | 155.034,96 | 241.061,85 | 331.006,98 | 546.449,08 | 757.319,90 | 963.619,44 | 1.165.347,70 | 1.362.504,68 | |

Figura I.3: Fluxo de caixa para cenário 2 (S+M) quando 60% do etanol é destinado para consumo próprio.

| Investimento | 653.040 | | | | | | | | | | |
|---|-------------------|-------------------|-------------------|-------------------|-------------------|-------------------|-------------------|-------------------|---------------------|---------------------|---------------------|
| % Etanol para consumo próprio | 60% | | | | | | | | | | |
| | | Ano | | | | | | | | | |
| Descrição | sem silagem | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 |
| ENTRADAS (R\$) | | | | | | | | | | | |
| Capital Próprio | 60.000,00 | | | | | | | | | | |
| Financiamento | 653.040,00 | | | | | | | | | | |
| Venda etanol hidratado | | 153.596,46 | 153.596,46 | 153.596,46 | 153.596,46 | 153.596,46 | 153.596,46 | 153.596,46 | 153.596,46 | 153.596,46 | 153.596,46 |
| Venda de silagem de sorgo sacarino | | 114.600,19 | 114.600,19 | 114.600,19 | 114.600,19 | 114.600,19 | 114.600,19 | 114.600,19 | 114.600,19 | 114.600,19 | 114.600,19 |
| Custo evitado pela consumo de etanol | | 361.025,56 | 361.025,56 | 361.025,56 | 361.025,56 | 361.025,56 | 361.025,56 | 361.025,56 | 361.025,56 | 361.025,56 | 361.025,56 |
| Total das entradas (R\$) | 653.040,00 | 629.222,22 | 629.222,22 | 629.222,22 |
| SAÍDAS (R\$) | | | | | | | | | | | |
| Parcela do financiamento | | 130.608,00 | 130.608,00 | 130.608,00 | 130.608,00 | 130.608,00 | | | | | |
| Juros do Financiamento | | 52.243,20 | 41.794,56 | 31.345,92 | 20.897,28 | 10.448,64 | | | | | |
| Custos de produção para venda | | 138.178,98 | 138.178,98 | 138.178,98 | 138.178,98 | 138.178,98 | 138.178,98 | 138.178,98 | 138.178,98 | 138.178,98 | 138.178,98 |
| Custos de produção para consumo próprio | | 207.268,47 | 207.268,47 | 207.268,47 | 207.268,47 | 207.268,47 | 207.268,47 | 207.268,47 | 207.268,47 | 207.268,47 | 207.268,47 |
| Manutenção | | 6.530,40 | 13.060,80 | 19.591,20 | 26.121,60 | 32.652,00 | 39.182,40 | 45.712,80 | 52.243,20 | 58.773,60 | 65.304,00 |
| Total das saídas (R\$) | 653.040,00 | 534.829,05 | 530.910,81 | 526.992,57 | 523.074,33 | 519.156,09 | 384.629,85 | 391.160,25 | 397.690,65 | 404.221,05 | 410.751,45 |
| LUCRO (R\$) | | | | | | | | | | | |
| Depreciação | | 52.690,00 | 52.690,00 | 52.690,00 | 52.690,00 | 52.690,00 | 52.690,00 | 52.690,00 | 52.690,00 | 52.690,00 | 52.690,00 |
| Lucro Tributável | | -112.053,92 | -108.135,68 | -104.217,44 | -100.299,20 | -96.380,96 | 38.145,28 | 31.614,88 | 25.084,48 | 18.554,08 | 12.023,68 |
| Impostos | | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 |
| IR | | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 5.721,79 | 4.742,23 | 3.762,67 | 2.783,11 | 1.803,55 |
| Lucro líquido (R\$) | | -59.363,92 | -55.445,68 | -51.527,44 | -47.609,20 | -43.690,96 | 85.113,49 | 79.562,65 | 74.011,81 | 68.460,97 | 62.910,13 |
| Custo evitado pela consumo de etanol | | 153.757,09 | 153.757,09 | 153.757,09 | 153.757,09 | 153.757,09 | 153.757,09 | 153.757,09 | 153.757,09 | 153.757,09 | 153.757,09 |
| Fluxo de caixa (R\$) | -60.000,00 | 94.393,17 | 98.311,41 | 102.229,65 | 106.147,89 | 110.066,13 | 233.148,79 | 228.577,51 | 224.006,23 | 219.434,95 | 214.863,67 |
| Fluxo de Caixa acumulado (R\$) | -60.000,00 | 34.393,17 | 132.704,58 | 234.934,23 | 341.082,12 | 451.148,25 | 684.297,03 | 912.874,54 | 1.136.880,76 | 1.356.315,71 | 1.571.179,38 |
| Fluxo de Caixa acumulado (R\$) | -60.000,00 | -5.264,11 | 72.926,30 | 155.034,96 | 241.061,85 | 331.006,98 | 546.449,08 | 757.319,90 | 963.619,44 | 1.165.347,70 | 1.362.504,68 |

Figura I.4: Fluxo de caixa para cenário 3 (S+B) quando 60% do etanol é destinado para consumo próprio.

| | |
|-------------------------------|---------|
| Investimento | 597.840 |
| % Etanol para consumo próprio | 60% |

| Descrição | sem silagem | Ano | | | | | | | | | | |
|---|-------------------|--------------------|--------------------|--------------------|--------------------|--------------------|-------------------|-------------------|-------------------|---------------------|---------------------|-------------------|
| | | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 | |
| ENTRADAS (R\$) | | | | | | | | | | | | |
| Capital Próprio | 60.000,00 | | | | | | | | | | | |
| Financiamento | 597.840,00 | | | | | | | | | | | |
| Venda etanol hidratado | | 149.939,49 | 149.939,49 | 149.939,49 | 149.939,49 | 149.939,49 | 149.939,49 | 149.939,49 | 149.939,49 | 149.939,49 | 149.939,49 | 149.939,49 |
| Venda de silagem de sorgo sacarino | | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 |
| Custo evitado pela consumo de etanol | | 352.429,92 | 352.429,92 | 352.429,92 | 352.429,92 | 352.429,92 | 352.429,92 | 352.429,92 | 352.429,92 | 352.429,92 | 352.429,92 | 352.429,92 |
| Total das entradas (R\$) | 597.840,00 | 502.369,41 | 502.369,41 | 502.369,41 | 502.369,41 | 502.369,41 | 502.369,41 | 502.369,41 | 502.369,41 | 502.369,41 | 502.369,41 | 502.369,41 |
| SAÍDAS (R\$) | | | | | | | | | | | | |
| Parcela do financiamento | | 119.568,00 | 119.568,00 | 119.568,00 | 119.568,00 | 119.568,00 | | | | | | |
| Juros do Financiamento | | 47.827,20 | 38.261,76 | 28.696,32 | 19.130,88 | 9.565,44 | | | | | | |
| Custos de produção para venda | | 133.427,63 | 133.427,63 | 133.427,63 | 133.427,63 | 133.427,63 | 133.427,63 | 133.427,63 | 133.427,63 | 133.427,63 | 133.427,63 | 133.427,63 |
| Custos de produção para consumo próprio | | 200.141,44 | 200.141,44 | 200.141,44 | 200.141,44 | 200.141,44 | 200.141,44 | 200.141,44 | 200.141,44 | 200.141,44 | 200.141,44 | 200.141,44 |
| Manutenção | | 5.978,40 | 11.956,80 | 17.935,20 | 23.913,60 | 29.892,00 | 35.870,40 | 41.848,80 | 47.827,20 | 53.805,60 | 59.784,00 | |
| Total das saídas (R\$) | 597.840,00 | 506.942,67 | 503.355,63 | 499.768,59 | 496.181,55 | 492.594,51 | 369.439,47 | 375.417,87 | 381.396,27 | 387.374,67 | 393.353,07 | |
| LUCRO (R\$) | | | | | | | | | | | | |
| Depreciação | | 47.570,00 | 47.570,00 | 47.570,00 | 47.570,00 | 47.570,00 | 47.570,00 | 47.570,00 | 47.570,00 | 47.570,00 | 47.570,00 | 47.570,00 |
| Lucro Tributável | | -204.431,73 | -200.844,69 | -197.257,65 | -193.670,61 | -190.083,57 | -66.928,53 | -72.906,93 | -78.885,33 | -84.863,73 | -90.842,13 | |
| Impostos | | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 |
| IR | | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 |
| Lucro líquido (R\$) | | -156.861,73 | -153.274,69 | -149.687,65 | -146.100,61 | -142.513,57 | -19.358,53 | -25.336,93 | -31.315,33 | -37.293,73 | -43.272,13 | |
| Custo evitado pela consumo de etanol | | 152.288,48 | 152.288,48 | 152.288,48 | 152.288,48 | 152.288,48 | 152.288,48 | 152.288,48 | 152.288,48 | 152.288,48 | 152.288,48 | 152.288,48 |
| Fluxo de caixa (R\$) | -60.000,00 | -4.573,26 | -986,22 | 2.600,82 | 6.187,86 | 9.774,90 | 132.929,94 | 126.951,54 | 120.973,14 | 114.994,74 | 109.016,34 | |
| Fluxo de Caixa acumulado (R\$) | -60.000,00 | -64.573,26 | -65.559,48 | -62.958,65 | -56.770,79 | -46.995,89 | 85.934,05 | 212.885,59 | 333.858,74 | 448.853,48 | 557.869,82 | |
| Fluxo de Caixa acumulado (R\$) | -60.000,00 | -5.264,11 | 72.926,30 | 155.034,96 | 241.061,85 | 331.006,98 | 546.449,08 | 757.319,90 | 963.619,44 | 1.165.347,70 | 1.362.504,68 | |

Figura I.5: Fluxo de caixa para cenário 4 (B) quando 60% do etanol é destinado para consumo próprio.

| | |
|-------------------------------|---------|
| Investimento | 610.640 |
| % Etanol para consumo próprio | 60% |

| Descrição | sem silagem | Ano | | | | | | | | | |
|---|-------------|-------------|-------------|-------------|-------------|-------------|------------|------------|------------|--------------|--------------|
| | | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 |
| ENTRADAS (R\$) | | | | | | | | | | | |
| Capital Próprio | 60.000,00 | | | | | | | | | | |
| Financiamento | 610.640,00 | | | | | | | | | | |
| Venda etanol hidratado | | 121.002,53 | 121.002,53 | 121.002,53 | 121.002,53 | 121.002,53 | 121.002,53 | 121.002,53 | 121.002,53 | 121.002,53 | 121.002,53 |
| Custo evitado pela consumo de etanol | | 284.414,13 | 284.414,13 | 284.414,13 | 284.414,13 | 284.414,13 | 284.414,13 | 284.414,13 | 284.414,13 | 284.414,13 | 284.414,13 |
| Total das entradas (R\$) | 610.640,00 | 405.416,65 | 405.416,65 | 405.416,65 | 405.416,65 | 405.416,65 | 405.416,65 | 405.416,65 | 405.416,65 | 405.416,65 | 405.416,65 |
| SAÍDAS (R\$) | | | | | | | | | | | |
| Parcela do financiamento | | 122.128,00 | 122.128,00 | 122.128,00 | 122.128,00 | 122.128,00 | | | | | |
| Juros do Financiamento | | 48.851,20 | 39.080,96 | 29.310,72 | 19.540,48 | 9.770,24 | | | | | |
| Custos de produção para venda | | 81.920,88 | 81.920,88 | 81.920,88 | 81.920,88 | 81.920,88 | 81.920,88 | 81.920,88 | 81.920,88 | 81.920,88 | 81.920,88 |
| Custos de produção para consumo próprio | | 122.881,32 | 122.881,32 | 122.881,32 | 122.881,32 | 122.881,32 | 122.881,32 | 122.881,32 | 122.881,32 | 122.881,32 | 122.881,32 |
| Manutenção | | 6.106,40 | 12.212,80 | 18.319,20 | 24.425,60 | 30.532,00 | 36.638,40 | 42.744,80 | 48.851,20 | 54.957,60 | 61.064,00 |
| Total das saídas (R\$) | 610.640,00 | 381.887,79 | 378.223,95 | 374.560,11 | 370.896,27 | 367.232,43 | 241.440,59 | 247.546,99 | 253.653,39 | 259.759,79 | 265.866,19 |
| LUCRO (R\$) | | | | | | | | | | | |
| Depreciação | | 48.450,00 | 48.450,00 | 48.450,00 | 48.450,00 | 48.450,00 | 48.450,00 | 48.450,00 | 48.450,00 | 48.450,00 | 48.450,00 |
| Lucro Tributável | | -186.453,95 | -182.790,11 | -179.126,27 | -175.462,43 | -171.798,59 | -46.006,75 | -52.113,15 | -58.219,55 | -64.325,95 | -70.432,35 |
| Impostos | | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 |
| IR | | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 |
| Lucro líquido (R\$) | | -138.003,95 | -134.340,11 | -130.676,27 | -127.012,43 | -123.348,59 | 2.443,25 | -3.663,15 | -9.769,55 | -15.875,95 | -21.982,35 |
| Custo evitado pela consumo de etanol | | 161.532,81 | 161.532,81 | 161.532,81 | 161.532,81 | 161.532,81 | 161.532,81 | 161.532,81 | 161.532,81 | 161.532,81 | 161.532,81 |
| Fluxo de caixa (R\$) | | | | | | | | | | | |
| Fluxo de Caixa acumulado (R\$) | -60.000,00 | 23.528,86 | 27.192,70 | 30.856,54 | 34.520,38 | 38.184,22 | 163.976,06 | 157.869,66 | 151.763,26 | 145.656,86 | 139.550,46 |
| Fluxo de Caixa acumulado (R\$) | -60.000,00 | -36.471,14 | -9.278,44 | 21.578,10 | 56.098,48 | 94.282,71 | 258.258,77 | 416.128,43 | 567.891,69 | 713.548,55 | 853.099,01 |
| Fluxo de Caixa acumulado (R\$) | -60.000,00 | -64.573,26 | -65.559,48 | -62.958,65 | -56.770,79 | -46.995,89 | 85.934,05 | 212.885,59 | 333.858,74 | 448.853,48 | 557.869,82 |
| Fluxo de Caixa acumulado (R\$) | -60.000,00 | -5.264,11 | 72.926,30 | 155.034,96 | 241.061,85 | 331.006,98 | 546.449,08 | 757.319,90 | 963.619,44 | 1.165.347,70 | 1.362.504,68 |

Figura I.6: Fluxo de caixa para cenário base considerando a produtividade de SP (C) quando 60% do etanol é destinado para consumo próprio.

Apêndice II – Procedimentos Experimentais

Peso Seco por secagem direta em estufa a 105°C

Materias:

Descascador

1 cápsula de porcelana com tampa

Dessecador

Balança analítica

Estufa

Pesar os recipientes de alumínio/porcelana com tampa;

Pesar 2-10g de batata-doce lavadas e descascadas;

Secar sem tampa em estufa a 105°C por 3h;

Remover os recipientes da estufa, tampá-los e deixá-los esfriar em dessecador;

Pesar o conjunto;

Repetir o procedimento até o peso da amostra estabilizar.

Bibliografia:

012/IV Perda por dessecação (umidade) – Secagem direta em estufa a 105°C

Instituto Adolfo Lutz (São Paulo). Métodos físico-químicos para análise de alimentos

/coordenadores Odair Zenebon, Neus Sadocco Pascuet e Paulo Tiglea -- São Paulo:

Instituto Adolfo Lutz, 2008

Souza, Fabiano Rodrigues de. Estabelecimento de um processo fermentativo utilizando células livres, a partir de clones de batata-doce selecionadas para as condições de Palmas – TO, 2006. Dissertação (Mestrado em Ciências do Ambiente), Universidade Federal do Tocantins.

Determinação dos Açúcares Redutores e Amido em Batata-doce

*Com base na literatura, sabe-se que a batata-doce apresenta baixo teor de lipídeos (<5 %) e proteínas (<5%), não são sugeridas etapas para remoção dos mesmos.

Amido

Reagentes:

Etanol 70%

Etanol 95%

Carbonato de cálcio

HCl P.A.

NaOH 10% e 40%

Materias:

1 cápsula de porcelana

1 Duran de 250mL

1 Duran de 1 L

1 Balão volumétrico de 500 mL

1 Proveta de 100mL

1 Pipeta Paster

1 Pipeta 5 mL

Funis

Filtro

Autoclave e banho-maria

pHmêtro

1. Ligue o banho-maria a 83°C;
2. Pese 5 g da amostra (15g para batata-doce fresca) em uma cápsula de porcelana;
3. Tritura o material com 50mL de álcool a 70%
4. Transfira o material triturado para um frasco Duran de 250mL, com o auxílio de +- 50mL de álcool a 70% ;
5. Adicione 0,5 g de carbonato de cálcio e agite;
6. Aqueça em banho-maria a (83-87)°C por 1 hora, com tampa fracamente rosqueada para condensar os vapores;
7. Esfrie e adicione 50 mL de álcool 95%
8. Filtre em filtro seco;
9. Lave o resíduo com +- 50mL de álcool a 70%;
- 10. Reúna as soluções de lavagem ao filtrado em um Duran de 500 mL=> Determinação de Açúcares;**
11. Transfira o resíduo juntamente com o papel de filtro para um frasco Duran de 1L mL com auxílio de um funil e 150 mL de água.;
12. Adicione 5 gotas de solução de hidróxido de sódio a 10%;
13. Aqueça em autoclave a 1 atm por 1 hora;
DICA: Deixe a autoclave pressurizada resfriar lentamente, abrindo-a apenas após a pressão ter atingido a ambiente. Assim, as reações de Maillard são minimizadas.
14. Esfrie e adicione 5 mL de ácido clorídrico (a solução deverá ficar fortemente ácida);
15. Aqueça em autoclave a 1 atm por mais 2 horas;
DICA: Deixe a autoclave pressurizada resfriar lentamente, abrindo-a apenas após a pressão ter atingido a ambiente. Assim, as reações de Maillard são minimizadas.

OBSERVAÇÃO: Este tempo de hidrólise é superior aquele originalmente sugerido pelo método 043/IV e foi determinado com base nos seguintes resultados.

| | Tempo | Amido (g/g massa seca) | | |
|-------------------|-------|------------------------|--------------|---------------|
| Cuia in natura 7 | 45min | 51,87% | | |
| Cuia in natura 6 | 1h | 54,14% | | |
| Cuia in natura 5 | 1h15 | 55,04% | | |
| Cuia in natura 4 | 1h30 | 58,36% | | |
| Cuia in natura 11 | 2h | 63,42% | média | desvio |
| Cuia in natura 12 | 2h | 67,09% | 65,25% | 2,59% |
| Cuia in natura 13 | 2h30 | 73,76% | média | desvio |
| Cuia in natura 14 | 2h30 | 58,36% | 66,06% | 10,88% |

16. Neutralize com solução de hidróxido de sódio a 40%;

17. Transfira para um balão volumétrico de 500 mL e complete o volume com água.

Determinar a quantidade de glicose por HPLC.

Açúcares Redutores

Reagentes:

HCl P.A.

NaOH 40%

Materias:

1 Duran de 500 mL

1 Balão volumétrico de de 200 mL

1 Pipeta 1 mL

Funis

Banho-maria

Placa aquecedora

pHmêtro

1. Evapore o filtrado obtido na análise do amido em banho-maria a 90°C;

OBSERVAÇÃO: Ao utilizar a coluna RHM da Phenomex, a etapa de hidrólise pode não ser necessária (ver resultados a seguir). Na entrada da própria coluna ocorre a hidrólise da sacarose. Tal efeito pode já ser suficiente dependendo da concentração da amostra. Nesse caso pule para o passo 5.

| | Hidrólise | Açúcares (g/g massa seca) | |
|-------------------|-------------|---------------------------|---------------------|
| Cuia in natura 11 | Só extração | 9,36% | média desvio |
| Cuia in natura 12 | Só extração | 7,77% | 8,57% 1,13% |
| Cuia in natura 13 | 30min | 6,21% | média desvio |
| Cuia in natura 14 | 30min | 5,93% | 6,07% 0,20% |

2. Acidule fortemente com ácido clorídrico (cerca de 1 mL);
3. Coloque em autoclave a 1 atm por 30 minutos, com tampa fracamente rosqueada para condensar os vapores;
DICA: Deixe a autoclave pressurizada resfriar lentamente, abrindo-a apenas após a pressão ter atingido a ambiente. Assim, as reações de Maillard são minimizadas.
4. Esfrie e neutralize com carbonato de sódio anidro ou solução de hidróxido de sódio a 40%;
5. Transfira para um balão volumétrico de 250 mL e complete o volume com água.

Determinar a quantidade de glicose por HPLC.

Bibliografia:

039/IV Glicídios não-redutores em sacarose

043/IV Amido

Instituto Adolfo Lutz (São Paulo). Métodos físico-químicos para análise de alimentos/coordenadores Odair Zenebon, Neus Sadocco Pascuet e Paulo Tiglea -- São Paulo:Instituto Adolfo Lutz, 2008.

Hidrólise Enzimática - Planejamento Experimental

Reagentes:

Batata-doce

Tampão 4,5 (Acido acético/Acetato de sódio)

Tetraciclina (2 g/L) (Preparar no dia)

Água destilada

Enzima (Stargen 002)

Álcool 70%

Materias:

erlenmeyer 250 mL

1 Proveta de 100mL

1 Pipeta 1 mL

Ponteiras para pipeta

Tubos de centrífuga de 15mL

Funil para sólidos
Bastão de vidro
Triturador
Banho-maria
pHmêtro
Shaker
Centrífuga

Um dia antes,

1. Transfira a porção de batata-doce para geladeira (2°C-5°C);durante a noite;

No dia,

2. Ligue o banho-maria sem agitação à 62°C;
3. Coloque-as batatas-doces em beckeres com água sanitária por 15 minutos;
4. Prepare a capela, colocando toda vidraria e material necessário previamente limpo com álcool 70% e deixando a radiação UV agir por 15 minutos;
5. Dentro da capela com fogo aceso, porém, sem utilizar UV, adicione 100 mL do meio no recipiente do triturador;
6. Triture a batata pressionando o botão 15 vezes;
7. Dentro da capela, com o fogo aceso, transfira o meio para um erlenmeyer de 250 mL;
8. Adiciona 15 mL da solução de tetraciclina;
9. Utilize mais 85 mL do meio para recolher as sobras do triturador para o erlenmeyer;
10. Armazene em geladeira enquanto outras amostras são preparadas;

Quando todas estiverem prontos,

11. Dentro da capela, retire uma amostra de 3 mL para o ponto 0 em um tubo Falcon;
12. Adicione o volume de enzima conforme indicado na Tabela 1 nos erlenmeyers;
13. Coloque todos os erlenmeyers no banho á 62°C por 60 minutos;

Após 1h,

14. Deixe os erlenmeyers esfriarem em banho de água fria por 15 minutos;
15. Dentro da capela, retire 3 mL para o ponto 1;
16. Coloque todos os erlenmeyers no Shaker á 32°C e 150 rpm;
- 17.

Amostragem (conforme Tabela 2):

1. Deixe o UV e fogo aceso por 15 minutos;
2. Desligue a agitação do shaker;

3. Dentro da capela, retire 3mL em uma tubo de centrifuga de 15 mL agitando o erlenmeyer antes, conforme os tempos indicados na Tabela 2;
4. Deixe os tubos Falcon com as amostras em água fervente (banho-maria a 100°C) por 5 minutos;
5. Transfira as amostras para congelador em contato com gelo por 5 minutos;
6. Centrifugue;
7. Recolha o sobrenadante para análise açúcares no HPLC;
8. Descarte o resíduo;

Ao final do experimento,
Desative os erlenmeyers, deixando-os em água fervente (banho-maria a 100°C) por 5 minutos;
Descarte todo o material.

Tabela II-1: Condições dos experimentos de hidrólise (exemplo).

| Exp | g batata fresca /L | g batata fresca /200 mL | GAU/g | uL enzima /200 mL | Preparo | Pré-aquecimento |
|-----|--------------------|-------------------------|-------|-------------------|---------|--------------------|
| 1 | 50 | 10 | 5 | 30,25 | Sem UV | 62°C, 1h s/ enzima |
| 2 | 150 | 30 | 5 | 89,59 | Sem UV | 62°C, 1h s/ enzima |
| 3 | 50 | 10 | 85 | 514,22 | Sem UV | 62°C, 1h s/ enzima |
| 4 | 150 | 30 | 85 | 1.522,98 | Sem UV | 62°C, 1h s/ enzima |
| 5 | 100 | 20 | 45 | 537,52 | Sem UV | 62°C, 1h s/ enzima |
| 6 | 100 | 20 | 45 | 537,52 | Sem UV | 62°C, 1h s/ enzima |
| 7 | 100 | 20 | 45 | 537,52 | Sem UV | 62°C, 1h s/ enzima |

Tabela II-2: Tempos para amostragem

| Amostra | Tempo (h) |
|---------|-----------|
| 0 | 0 |
| 1 | 1 |
| 2 | 20 |
| 3 | 44 |
| 4 | 68 |

Testes de Temperatura

Reagentes:

Batata-doce

Tampão 4,5 (Acido acético/Acetato de sódio)

Água destilada

Enzima (Stargen 002)

Tetraciclina (2 g/L) (Preparar no dia)

Materias:

2 erlenmeyer 250 mL
1 Proveta de 100mL
1 Pipeta 1 mL
Ponteiras para pipeta
Eppendorfs
Tubos de centrífuga de 15mL
Funil para sólidos
Bastão de vidro
Triturador
Banho-maria
pHmêtro
Banho-maria com agitação
Centrífuga

1. Ligue o banho-maria com agitação na temperatura desejada;
 2. Ligue o banho-maria sem agitação (para inativação da enzima) em 95°C;
 3. Pese a massa da amostra conforme indicado na Tabela 3;
 4. Corte uma batata e coloque em água sanitária por 15 minutos;
 5. Acenda o fogo;
 6. Lave bem a batata e coloque no recipiente do triturador junto com restante do material dentro da capela com UV por 15 minutos;
 7. Dentro da capela, adicione 100 mL da solução tampão ao recipiente com a batata;
 8. Fora da capela, tritura a batata pressionando o botão 15 vezes;
 9. Dentro da capela, transfira a solução para um erlenmeyer de 250 mL;
 10. Adiciona 15 mL da solução de tetraciclina;
 11. Utilize mais 70 mL de solução tampão para recolher as sobras do triturador para o erlenmeyer;
 12. Repita os passos acima para as duas amostras;
- DICA:** Ao preparar a amostra 2, já deixe a amostra 1 pronta e o antibiótico dentro da capela. Assim, ao terminar o preparo da amostra 2, será possível seguir os passos abaixo sem esperar o UV agir.
13. Dentro da capela, retire uma amostra de 3 mL para o ponto 0 em um tubo Falcon;
 14. Adicione o volume de enzima conforme indicado na Tabela 3 nos dois erlenmeyers;
 15. Coloque os erlenmeyers no banho á 52°C com agitação;

Amostragem:

DICA: Deixe o UV ligado e o fogo aceso todo o tempo entre as amostragem;

1. Desligue a agitação do banho;

2. Dentro da capela, retire 3mL de cada erlenmeyer nos tempos indicados na Tabela 4 em tubos de centrifuga de 15 mL;
3. Deixe os tubos Falcon com as amostras em água fervente (banho-maria a 100°C) por 5 minutos;
4. Transfira as amostras para congelador em contato com gelo por 5 minutos;
5. Centrifugue;
6. Recolha o sobrenadante para análise açúcares no HPLC;
7. Descarte o resíduo;

Ao final do experimento,
Desative os erlenmeyers, deixando-os em água fervente (banho-maria a 100°C) por 5 minutos;
Descarte todo o material.

Tabela II-3: Condições para teste de temperatura (exemplo).

| Exp | g batata fresca /L | g batata fresca /200mL | GAU/g | uL enzima /200mL |
|-----|-----------------------|---------------------------|-------|---------------------|
| 1 | 200 | 40 | 45 | 1.075 |
| 2 | 200 | 40 | 45 | 1.075 |

Tabela II-4: Tempos para amostragem

| Amostra | Tempo (h) |
|---------|-----------------|
| 0 | Antes da enzima |
| 1 | 20 minutos |
| 2 | 40 minutos |
| 3 | 1 hora |

Fermentação em shaker

Reagentes:

Batata-doce

Meio (0,2 g/L Nitrosfos KL)

Tetraciclina (2 g/L) (Preparar no dia)

Água destilada

Enzima (Stargen 002)

Levedura liofilizada CAT-1 (7 g/L)

Álcool 70%

Materias:

erlenmeyer 250 mL

1 Proveta de 100mL

1 Pipeta 1 mL

Ponteiras para pipeta
Tubos de centrífuga de 15mL
Funil para sólidos
Bastão de vidro
Triturador
Banho-maria
pHmêtro
Shaker
Centrífuga

Um dia antes,

1. Descongele a porção de batata-doce durante a noite em geladeira (2°C-5°C);

No dia,

2. Ligue o banho-maria com agitação à 52°C;
3. Coloque-as em beckeres com água sanitária por 15 minutos;
4. Prepare a capela, colocando toda vidraria e material necessário previamente limpo com álcool 70% e deixando a radiação UV agir por 15 minutos;
5. Dentro da capela com fogo aceso, porém, sem utilizar UV, adicione 100 mL do meio no recipiente do triturador;
6. Triture a batata pressionando o botão 15 vezes;
7. Dentro da capela, com o fogo aceso, transfira o meio para um erlenmeyer de 250 mL;
8. Adicione 15 mL da solução de tetraciclina;
9. Utilize mais 85 mL do meio para recolher as sobras do triturador para o erlenmeyer;
10. Armazene em geladeira enquanto outras amostras são preparadas;

Quando todas estiverem prontas,

11. Dentro da capela, retire uma amostra de 3 mL para o ponto 0 em um tubo Falcon;
12. Adicione o volume de enzima conforme indicado na Tabela 5 nos erlenmeyers;
13. Coloque todos os erlenmeyers no banho à 52°C com agitação por 1h;

Após 1h,

14. Deixe os erlenmeyers esfriarem em banho de água fria por 15 minutos;
15. Dentro da capela, retire 3 mL para o ponto 1;
16. Adicione 1,4 g de levedura em cada erlenmeyer;
17. Coloque todos os erlenmeyers no Shaker à 32°C e 150 rpm;

Amostragem:

1. Deixe o UV e fogo aceso por 15 minutos;
2. Desligue a agitação do shaker;
3. Dentro da capela, retire 3mL em uma tubo de centrifuga de 15 mL agitando o erlenmeyer antes, conforme os tempos indicados na Tabela 6;
4. Transfira as amostras para congelador em contato com gelo por 5 minutos;
5. Centrifugue;
6. Recolha o sobrenadante para análise açúcares no HPLC;

Ao final do experimento,

1. Transfira o material de cada erlenmeyer para um frasco Duran de 1L mL com auxílio de um funil e de água;
2. Adicione 5 mL de ácido clorídrico (a solução deverá ficar fortemente ácida);
3. Aqueça em autoclave (1 atm) por 2 horas;
4. Neutralize com solução de hidróxido de sódio a 40%;
5. Filtre o hidrolisado;
6. Transfira o filtrado para um balão volumétrico de 500 mL e complete o volume com água;
7. Recolha uma amostra para análise de açúcares no HPLC (para calcular a conversão de amido ao final da fermentação e a eficiência).

Tabela II-5: Condições das fermentações (exemplo).

| Exp | g batata fresca /L | g batata fresca /200 mL | GAU/g | uL enzima /200 mL | Preparo | Pré-aquecimento |
|-----|--------------------|-------------------------|-------|-------------------|---------|--------------------|
| 1 | 200 | 40 | 45 | 1.075 | Sem UV | 52°C, 1h c/ enzima |
| 2 | 200 | 40 | 45 | 1.075 | Sem UV | 52°C, 1h c/ enzima |
| 3 | 200 | 40 | 45 | 1.075 | Sem UV | 52°C, 1h c/ enzima |
| 4 | 200 | 40 | 45 | 1.075 | Sem UV | 52°C, 1h c/ enzima |

Tabela II-6: Tempos para amostragem.

| Amostra | Tempo (h) |
|---------|-----------|
| 0 | 0 |
| 1 | 1 |
| 2 | 24 |
| 3 | 48 |
| 4 | 72 |
| 5 | 96 |

Fermentação em biorreator

Reagentes:

Água sanitária

Tiosulfato de sódio 50 g/L
Batata-doce 200 g/L (250 g)
1,25 L de meio (água destilada + 0,2 g/L Nitrosfos KL)
93,75 mL de tetraciclina (2 g/L)
Água destilada
Enzima (Stargen 002)
Levedura liofilizada CAT-1 (7 g/L)
Álcool 70%

Materias:

erlenmeyer 250 mL
1 Proveta de 100mL
1 Pipeta 1 mL
Ponteiras para pipeta
Tubos de centrífuga de 15mL
Funil para sólidos
Bastão de vidro
Triturador
Banho-maria
pHmêtro
Shaker
Centrífuga

Um dia antes,

1. Descongele a porção de batata-doce durante a noite em geladeira (2°C-5°C);
2. Ligue a soda de OD para polarização;

No dia,

Sanitização do biorreator

3. Encha o biorreator com 1,5 de água destilada, adicione 1mL de água sanitária e deixe sob agitação por 1 hora;
4. Adicione 2 mL de tiosulfato de sódio 50 g/L e deixe sob agitação por 30 minutos;
5. Esvazie e lave com 1 L de água destilada;

Preparo do biorreator

6. Ligue a resistência apara aquecer banho até 56 °C;
7. Prepare a solução de NaOH para controlar o pH;

Preparo do meio

8. Triture a batata-doce com metade do volume total no triturador por 15 pulsos;

9. Transfira para o biorreator com auxílio de um funil;
10. Adicione 93,75 mL da solução de tetraciclina;
11. Utilize o restante do meio para recolher as sobras do liquidificador;
12. Quando o biorreator atingir 52°C;
13. Retire uma amostra de 10 mL em um tubo de centrifuga para o ponto 0;
14. Transfira as amostras para congelador em contato com gelo;
15. Adicione o volume de enzima conforme indicado na Tabela 1;
16. Deixe a 52°C com agitação por 1h;
17. Retire 10 mL em um tubo de centrifuga para o ponto 1;
18. Transfira as amostras para congelador em contato com gelo;
19. Resfrie até 32°C;
20. Adicione 8,75 g de levedura liofilizada;

Amostragem,

1. Retire 10 mL em um tubo de centrifuga de 15 mL, conforme os tempos indicados na Tabela 8;
2. Transfira as amostras para congelador em contato com gelo por 5 minutos;
3. Centrifugue;
4. Recolha o sobrenadante para análise açúcares no HPLC;

Ao final do experimento,

1. Transfira o material do biorreator para frascos Duran de 1L mL com auxílio de um funil;
2. Adicione 5 mL de ácido clorídrico (a solução deverá ficar fortemente ácida);
3. Aqueça em autoclave (1 atm) por 2 horas;
4. Neutralize com solução de hidróxido de sódio a 40%;
5. Misture todos os hidrolisados para homogeneizar;
6. Filtre uma porção da mistura homogênea;
7. Recolha uma amostra do filtrado para análise de açúcares no HPLC (para calcular a conversão de amido ao final da fermentação e a eficiência).

Tabela II-7: Condições do experimento em biorreator (exemplo).

| Meio | g batata fresca /L | GAU/g | uL enzima / 1,25 L | Levedura g/L | Pré-aquecimento |
|--------------|-----------------------|-------|-----------------------|------------------|-----------------------|
| Suplementado | 200 250/1,25 L | 45 | 6.762,5 | 7 8,75/1,25 L | 52°C, 1h c/ enzima |

Tabela II-8: Tempos para amostragem.

| Amostra | Tempo (h) | Obs |
|---------|-----------|-------------------------------|
| 0 | | Antes de adicionar enzima |
| 1 | | Antes de adicionar a levedura |
| 2 | | 1h de fermentação |
| 3 | | 3h de fermentação |
| 4 | | 5h de fermentação |
| 5 | | 20h |
| 6 | | 24h |
| 7 | | 28 h |
| 8 | | 44h |
| 9 | | 48h |
| 10 | | 52 h |
| 11 | | 68,8 |
| 12 | | 72h |
| 13 | | 96h |
| 14 | | 120h |