

**UNIVERSIDADE DA REGIÃO DE JOINVILLE
MESTRADO ENGENHARIA DE PROCESSOS**

**ETANOL DE BIOMASSA DA BANANICULTURA: PRODUÇÃO, SIMULAÇÃO
E ANÁLISE ECONÔMICA PRELIMINAR**

PATRÍCIA ZIGOSKI UCHÔA

Joinville – SC

2018

PATRÍCIA ZIGOSKI UCHOA

**ETANOL DE BIOMASSA DA BANANICULTURA: PRODUÇÃO, SIMULAÇÃO
E ANÁLISE ECONÔMICA PRELIMINAR**

Dissertação de Mestrado apresentada
como parte dos requisitos para a obtenção
do título de Mestre em Engenharia de
Processos na Universidade da Região de
Joinville.

Orientador: Prof Dr Ozair Souza

Coorientador: Prof^a Dr^a Cintia Marangoni

Joinville – SC

2018

Catálogo na publicação pela Biblioteca Universitária da Univille

U17e	<p>Uchôa, Patrícia Zigoski Etanol de biomassa da bananacultura: produção, simulação e análise econômica preliminar/ Patrícia Zigoski Uchôa ; orientador Dr. Ozair Souza; coorientadora Dra. Cintia Marangoni. – Joinville: UNIVILLE, 2018.</p> <p>133 p.: il. ; 30 cm</p> <p>Dissertação (Mestrado em Engenharia de Processos – Universidade da Região de Joinville)</p> <p>1. Biocombustíveis. 2. Banana – Cultivo – Santa Catarina. 3. Resíduos como combustível. I. Souza, Ozair (orient.). II. Marangoni, Cintia (coorient.). III. Título.</p> <p>CDD 662.88</p>
------	--

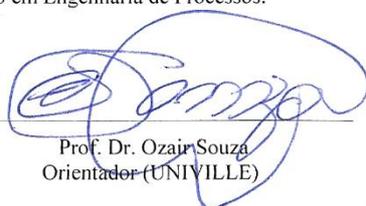
Termo de Aprovação

“Etanol de Biomassa da Bananicultura: Produção, Simulação e Análise Econômica Preliminar”

por

Patrícia Zigoski Uchôa

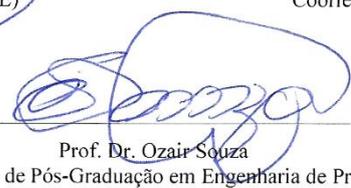
Dissertação julgada para a obtenção do título de Mestra em Engenharia de Processos, área de concentração Engenharia de Processos e Tecnologias Limpas e aprovada em sua forma final pelo Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Processos.



Prof. Dr. Ozair Souza
Orientador (UNIVILLE)



Profa. Dra. Cintia Marangoni
Coorientadora (UFSC)



Prof. Dr. Ozair Souza
Coordenador do Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Processos (UNIVILLE)

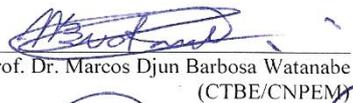
Banca Examinadora:



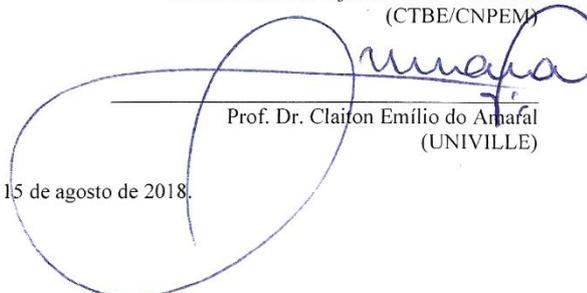
Prof. Dr. Ozair Souza
Orientador (UNIVILLE)



Profa. Dra. Cintia Marangoni
Coorientadora (UFSC)



Prof. Dr. Marcos Djun Barbosa Watanabe
(CTBE/CNPEM)



Prof. Dr. Claiton Emílio do Amaral
(UNIVILLE)

Joinville, 15 de agosto de 2018.

"Nunca tenha certeza de nada, porque a sabedoria começa com uma dúvida"
(Freud)

DEDICATÓRIA

Dedico este trabalho a meu avô Flávio Zigoski
(*in memoriam*)

AGRADECIMENTOS

Gostaria de agradecer ao amor da minha vida, Renato César Tobias Porto por ser minha família e me apoiar a cada passo, estando sempre do meu lado nos bons e maus momentos, por me auxiliar nos experimentos até as 3 horas da manhã e por me incentivar a realizar o melhor trabalho possível. Gostaria de agradecer também aos meus cachorros Bob e Ivy, que mesmo não dizendo uma palavra sabem o momento que preciso de apoio dando uma lambida ou simplesmente deitando do meu lado.

Agradeço ao meus pais Lúcia Maria Zigoski Uchôa e Péricles Balieiro Uchôa, a meu irmão Flávio Zigoski Uchôa e a minha avó Terezinha Schimanski Zigoski por me incentivarem por toda a minha vida, sempre me mostrando que os passos do conhecimento não podem ser apagados.

Ao meu orientador Prof. Dr. Ozair Souza e coorientadora Prof. Dra. Cintia Marangoni, por terem aceitado me orientar, por toda a ajuda dada neste trabalho, pela amizade e por acreditar em mim nesse desafio, o meu muito obrigado.

Agradeço a Msc. Priscila Katerine de Souza pela amizade e por todo o auxílio na execução das simulações.

A Cláudia Hack Gumz Correia e Aline Scheller Coan, por estarem sempre à disposição para me auxiliar nas questões laboratoriais e auxílio na execução das análises imprescindíveis para êxito deste trabalho.

Gostaria de agradecer a UNIVILLE por ser responsável por toda a minha formação nos últimos 7 anos, desde a graduação ao mestrado, disponibilizando sempre a melhor estrutura, professores aptos e aporte financeiro para realização das pesquisas de melhor forma possível.

RESUMO

A banana é uma fruta mundialmente cultivada por diversos países. No ano de 2015 o Brasil foi o quarto produtor mundial com aproximadamente 6,95 milhões de toneladas de bananas comercializadas. O Estado de Santa Catarina foi o 5º maior produtor brasileiro, com 10,7% da produção nacional, sendo as microrregiões de Joinville, Blumenau e Itajaí responsáveis por 88% da produção estadual da espécie *Musa cavendishii*, popularmente conhecida como nanica e nanicão. Para cada tonelada de fruta colhida são gerados, aproximadamente, quatro toneladas de resíduos vegetais, dentre os quais 3 t de pseudocaule, 440 kg de cascas de banana e 460 kg do fruto integral impróprio para consumo humano. O principal objetivo deste trabalho foi realizar fermentações alcólicas desses resíduos em diferentes estratégias e, através da simulação e análises econômicas de diferentes cenários indicar o tipo de processo ideal e o município catarinense mais apropriado para instalação de uma usina alcooleira. As fermentações foram conduzidas em frascos de Erlenmeyer com 150 g/L de açúcares redutores obtidos de dois diferentes mostos compostos por caldos de polpa, cascas e pseudocaule úmido ou previamente seco e moído. Dois tipos de inóculo (10% v/v) foram avaliados: formado por cultura pura de *Sacharomyces cerevisiae* e composto por cocultura microbiana (*S. cerevisiae* e *Pachysolen tannophilus*). Simulador comercial foi empregado para validar os três processos de fermentação realizados para possibilitar a estimativa dos valores de produção anual de etanol, custo de insumos inclusive transporte da biomassa e consumo energético. A análise econômica foi realizada em sete diferentes cenários envolvendo os dez municípios catarinense com maior produção de bananas. Os maiores valores de rendimento em etanol ($Y_{P/AR} = 0,4$ g/g), produtividade volumétrica ($Q_p = 1,1$ g/L.h), produção anual de etanol de 32.713 m³ com menor gasto energético (138,4 GJ/m³) foram obtidos com a fermentação por cocultura de mosto contendo pseudocaule úmido. O município catarinense indicado como o mais apropriado para instalação de uma usina desse porte foi Massaranduba. Por meio da análise econômica preliminar foi observado que o gasto com energia seria da ordem de 97% do custo total de insumos em todos os cenários avaliados, tornando o processo economicamente inviável. Numa proposta otimista, onde toda a energia necessária para essa usina seria obtida do aproveitamento energético das “novas biomassas” geradas, os processos de fermentação passariam a gerar lucros. O menor *payback* de investimento neste novo cenário seria de 10,9 anos.

Palavras-chave: Bioetanol, cocultura, etanol de biomassa, usina de etanol, viabilidade econômica

ABSTRACT

Banana is a fruit grown worldwide in many countries. In 2015, Brazil was the fourth largest producer in the world with approximately 6,95 million tons of bananas marketed. The State of Santa Catarina was the 5th largest Brazilian producer, with 10.7% of the national production, with the microregions of Joinville, Blumenau and Itajaí accounting for 88% of the state production of the species *Musa cavendishii*, popularly known as nanica and nanicão. For each tonne of harvested fruit, approximately 4 tonnes of vegetable waste is generated, including 3 t of pseudostem, 440 kg of banana peels and 460 kg of whole fruit unfit for human consumption. The main objective of this work was to carry out alcoholic fermentation of these residues in different strategies and, through the simulation and economic analysis of different scenarios, indicate the ideal type of process and the most appropriate Santa Catarina municipality for the installation of an ethanol mill. The fermentations were conducted in Erlenmeyer flasks with 150 g/L reducing sugars obtained from two different musts composed of pulp, bark, and moist pseudostem or previously dried and ground. Two types of inoculum (10% v/v) were evaluated: formed by a pure culture of *Sacharomyces cerevisiae* and composed of microbial coculture (*S. cerevisiae* and *Pachysolen tannophilus*). The commercial simulator was used to validate the three fermentation processes carried out to allow estimation of the annual ethanol production values, input costs including biomass transport and energy consumption. The economic analysis was carried out in seven different set involving the ten municipalities of Santa Catarina with greater production of bananas. The highest values of ethanol yield ($Y_{P/AR} = 0.4$ g/g), volumetric productivity ($Q_p = 1.1$ g/L.h), annual ethanol production of 32,713 m³ with lower energy expenditure (138.4 GJ/m³) were obtained with the co-fermentation fermentation of must containing pseudostem moist. The municipality of Santa Catarina indicated as the most appropriate to install a mill of this size was Massaranduba. Through the preliminary economic analysis, it was observed that the energy expenditure would be of the order of 97% of the total cost of inputs in all set evaluated, making the process economically impracticable. In an optimistic proposal, where all the energy needed for this plant would be obtained from the energetic use of the "new biomass" generated, the fermentation processes would generate profits. The smallest investment payback in this new set would be 10,9 years.

Key-words: Bioethanol, coculture, biomass ethanol, ethanol plant, economic viability.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 – Panorama da produção de açúcar e etanol no Brasil.....	26
Figura 2 – Processos de produção de etanol 1G	27
Figura 3 – Estrutura lignocelulósica	29
Figura 4 – Fluxograma de etanol de 2G.....	30
Figura 5 – Efeito do pré-tratamento na estrutura da parede celular vegetal. ...	32
Figura 6 – Ranking mundial dos países produtores de banana	39
Figura 7 – Participação estadual na produção de banana no ano de 2016	40
Figura 8 – Morfologia da bananeira.....	41
Figura 9 – Microrregiões de Santa Catarina.....	41
Figura 10 – Fluxograma simplificado das cinco etapas realizadas no desenvolvimento do trabalho.....	54
Figura 11 – Fluxograma operacional simplificado empregado na produção de etanol de biomassa da bananicultura. As operações dos quadros com linha pontilhada não foram executadas experimentalmente..	57
Figura 12 – Fluxograma simplificado das etapas operacionais utilizadas na simulação dos diferentes processos fermentativos experimentados.	67
Figura 13 – Rendimentos percentuais em açúcares redutores de pseudocaule de bananeira com base na sua concentração em massa seca (YAR/MS) e no seu teor de celulose e hemicelulose (RAR) obtidos na etapa de sacarificação da biomassa na sua forma de bagaço úmido e farelo. Letras diferente entre os tratamentos indicam, pelo teste de Tukey com nível de segurança de 95%, que as médias são significativamente diferentes.	73
Figura 14 – Cinética do consumo de açúcares redutores (AR) e formação de etanol (P) por <i>S. cerevisiae</i> UNIVILLE 9080 na fermentação de mosto composto por polpa e casca de banana e bagaço úmido de pseudocaule de bananeira. Ensaio F1_PCB_MC.	75
Figura 15 – Cinética do consumo de açúcares redutores (AR) e formação de etanol (P) por <i>S. cerevisiae</i> UNIVILLE 9080 e <i>P. tannophilus</i> ATCC 32691 na fermentação de mosto composto por polpa e casca de	

banana e bagaço úmido de pseudocaule de bananeira. Ensaio F2_PCP_CC.....	75
Figura 16 – Cinética do consumo de açúcares redutores (AR) e formação de etanol (P) por <i>S. cerevisiae</i> UNIVILLE 9080 e <i>P. tannophilus</i> CCT 1891 (ATCC 32691) na fermentação de mosto composto por polpa e casca de banana e farelo de pseudocaule de bananeira. Ensaio F3_PCF_CC.....	76
Figura 17 – Rendimento ($Y_{P/AR}$) e produtividade volumétrica (Q_P) em etanol obtido nas fermentações (F1, F2, F3) de mosto composto por polpa (P) e cascas de banana (C) adicionado de bagaço úmido (B) ou farelo (F) de pseudocaule de bananeira por monocultura microbiana (MC) (<i>S. cerevisiae</i>) ou por cocultura (CC) (<i>S. cerevisiae</i> e <i>P. tannophilus</i>). Letras diferentes entre os valores de cada um dos ensaios indicam, pelo teste de Tukey com nível de segurança de 95%, que as médias são significativamente diferentes.	79
Figura 18 – Simulação das etapas de preparação dos três caldos individuais (caldo pseudo, caldo casca e caldo polpa) até a formação do mosto utilizando bagaço úmido de pseudocaule (S1_PCB_MC e S2_PCB_CC)	85
Figura 19 – Simulação das etapas de preparação dos três caldos individuais (caldo pseudo, caldo casca e caldo polpa) até a formação do mosto utilizando farelo de pseudocaule (S3_PCF_CC)	86
Figura 20 – Simulação da etapa de concentração do mosto, até aquecimento do vinho para destilação.	86
Figura 21 – Simulação da etapa de destilação até obtenção do etanol combustível.	87
Figura 22 – Simulação do consumo energético em GJ para produzir um m ³ de etanol e em MJ para processar uma tonelada de biomassa da bananicultura (polpa e cascas de banana + pseudocaule de bananeira) na proporção em massa úmida 1:2:10 utilizando em diferentes condições operacionais ¹ :.....	90
Figura 23 – Percentuais de energia consumida em cada etapa das simulações.	93

- Figura 24 – Comparação dos custos de aquisição e transporte de diferentes biomassas em milhões de dólares em relação às mesmas quantidades de etanol produzidas nas usinas G1 (45.080,33 m³/ano), G2b (32.712,69 m³/ano), G3b (41.779,45 m³/ano), M3a (16.233,36 m³/ano) e M3b (22.624,04 m³/ano). 102
- Figura 25 – Curva de calibração obtida a partir de diferentes concentrações de glicose pelo método DNS. 121
- Figura 26 – Cromatografia do Etanol 122
- Figura 27 – Curva de calibração de etanol para Cromatografia gasosa (CG) 122

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 – Composições dos meios de cultivo utilizadas na obtenção do pré inóculo das espécies <i>S. cerevisiae</i> UNIVILLE 9080 e <i>P. tannophilus</i> ATCC 32691.....	61
Tabela 2 – Propriedades inseridas no simulador necessárias à definição dos compostos hipotéticos sólidos.....	68
Tabela 3 – Propriedades dos componentes hipotéticos líquidos xilose e hidroximetilfurfural (HMF) inseridas no simulador.	68
Tabela 4 – Compostos presentes na base de dados utilizados na simulação.	69
Tabela 5 – Tempo final de fermentação (t_f) e valores médios com desvio padrão das concentrações iniciais e finais de açúcares redutores (AR_0 AR_f) e de etanol (P_0 e P_f) obtidos nas fermentações F1_PCB_MC, F2_PCB_CC e F3_PCF_CC. Letras iguais entre os diferentes ensaios indicam, pelo teste de Tukey com nível de segurança de 95%, que as médias são significativamente iguais.	77
Tabela 6 – Maiores valores de rendimento ($Y_{P/AR}$) e produtividade volumétrica (Q_P) em etanol obtidos por diversos autores a partir da fermentação de diferentes biomassas por monocultura e cocultura microbiana contendo <i>S. cerevisiae</i>	80
Tabela 7 – Percentuais da composição de cada biomassa utilizada: pseudocaule de bananeira, casca e polpa de banana.	82
Tabela 8 – Reações inseridas na simulação das etapas de hidrólise ácida, hidrólise enzimática e fermentações com monocultura e cocultura.	83
Tabela 9 – Resultados comparativos entre os valores experimentais e simulados para a produção de bioetanol a partir de bagaço úmido de pseudocaule de bananeira.	88
Tabela 10 – Resultados comparativos entre os valores experimentais e simulados das etapas de inoculação até a fermentação.....	89
Tabela 11 – Regiões, microrregiões e municípios catarinenses com maior produção de bananas na safra 2014/2015 e respectivas quantidades de biomassa disponível para a produção de etanol.	94

Tabela 12 – Estimativa da quantidade de biomassa disponível e produção anual de etanol e impacto percentual do custo de transporte da biomassa frente a diferentes cenários considerando os municípios catarinenses de maior produção de bananas para a instalação da usina de processamento.	96
Tabela 13 – Valor médio do metro cúbico de etanol hidratado de cana-de-açúcar e/ou milho comercializado por usinas de grande porte nos cinco estados brasileiros com maior produção.	99
Tabela 14 – Receita, custos de insumos e lucro bruto referentes à produção de etanol de biomassa da bananicultura em usinas de grande e médio porte em diferentes cenários*.....	100
Tabela 15 – Proposta otimista com a implementação da cogeração de energia, investimento e <i>payback</i> simples, para o processo de produção de etanol combustível nos cenários selecionados (G1, G2b, G3b, M3a e M3b).....	104
Tabela 16 – Valores de absorvância a 540 nm de amostras contendo diferentes concentrações de glicose para a confecção da curva de calibração pelo método DNS.....	121
Tabela 17 – Valores da análise de açúcares redutores (AR) em todas as etapas de processo fermentativo.	123
Tabela 18 – Configurações e especificações do processo de destilação simulado.....	124
Tabela 19 – Vazões de entrada e saídas dos equipamentos na simulação S1_PCB_MC.....	125
Tabela 20 – Vazões de entrada e saídas dos equipamentos na simulação S2_PCB_CC.	126
Tabela 21 – Vazões de entrada e saídas dos equipamentos na simulação S3_PCF_CC.....	127
Tabela 22 – Consumo de energia em cada etapa da simulação em escala laboratorial das três simulações realizadas.....	128
Tabela 23 – Consumo energia em cada etapa da simulações em tonelada. .	129
Tabela 24 – Resíduos gerados durante a cultura e industrialização da banana e fruto rejeitados para cada municípios das microrregiões de Joinville, Blumenau e Itajaí.	130

Tabela 25 – Quantidade em tonelada de cada resíduo polpa, casca e pseudocaule e a soma desses resíduos nas microrregiões de Joinville, Blumenau e Itajaí.....	131
Tabela 26 – Custo de transporte da biomassa (polpa + cascas + pseudocaule seco e moído) estimado nos cenários com diferentes localizações da usina, produção em etanol e impacto sobre a receita.	132
Tabela 27 – Receita, custos de insumos e lucro bruto referentes à produção de etanol de biomassa da bananicultura utilizando polpa e casca de banana e farelo de pseudocaule em usinas de grande e médio porte em diferentes cenários*	133
Tabela 28 – Proposta otimista com a implementação da cogeração de energia, investimento e <i>payback</i> simples, para o processo de produção de etanol combustível nos cenários selecionados, utilizando farelo (G1, G2b, G3b, M3a e M3b).....	134
Tabela 29 – Custos de investimento em milhões de US\$, com base no dados da indústria sucroalcooleira.....	135

LISTA DE QUADROS

Quadro 1 – Tipos de biomassa mais comuns utilizadas nos estudos da produção de Etanol 2G	29
Quadro 2 – Características dos micro-organismo de fermentação	35

LISTA DE ABREVIATURAS

MM	Massa Molar (g/mol)
Abs	Absorbância
AR	Açúcar redutor
AR ₀	Concentração de açúcar redutor no início da fermentação (g/L)
AR _f	Concentração de açúcar redutor no fim da fermentação (g/L)
BNDES	Banco Nacional de Desenvolvimento Econômico e Social
DNS	Ácido 3,5-dinitrosalicílico
GY	Meio de cultivo sintético contendo glicose e extrato de levedura
HMF	5-hidroximetilfurfural
IBGE	Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística
m	massa (g)
MS	Massa seca (g)
MU	Massa úmida (g)
P	concentração de etanol (g/L)
P ₀	Concentração de etanol no início da fermentação onde P é mínimo (g/L)
P _f	Concentração de etanol no fim da fermentação onde P é máximo (g/L)
Q _p	Produtividade em etanol (g/L.h)
R _{AR}	Rendimento percentual em açúcares com relação ao teor de celulose na biomassa.
t _f	Tempo final
ÚNICA	União da Indústria de cana-de-açúcar

SUMÁRIO

INTRODUÇÃO	20
1. OBJETIVOS	22
1.1 Objetivo geral	22
1.2 Objetivos específicos	22
2. REVISÃO DA LITERATURA	24
2.1 Biocombustíveis.....	24
2.2 Etanol combustível	25
2.2.1 Etanol de primeira geração.....	27
2.2.2 Etanol de segunda geração.....	28
2.2.2.1 Pré tratamento.....	31
2.2.2.2 Sacarificação	32
2.2.3 Processos fermentativos	34
2.3 Biomassa da cultura de banana	39
2.4 Uso da biomassa da bananicultura na produção de Etanol.....	42
2.5 Simulação de processos fermentativos	46
2.6 Avaliação econômica de processos.....	49
3. MATERIAL E MÉTODOS	54
3.1 Ensaio de fermentação	55
3.1.1 Obtenção do mosto de fermentação.....	56
3.1.1.1 Caldo da polpa de banana	58
3.1.1.2 Caldo de cascas de banana.....	58
3.1.1.3 Caldo de pseudocaule de bananeira	59
3.1.1.4 Mistura dos caldos e obtenção do mosto.....	60
3.1.2 Inóculo da fermentação	61
3.1.3 Condução dos ensaios	62
3.1.4 Determinação das concentrações de açúcares redutores e de etanol	63
3.1.4.1 Concentração de açúcares redutores (AR).....	63
3.1.4.2 Concentração de etanol.....	64
3.1.4.3 Cálculo do rendimento da sacarificação.	64
3.1.4.4 Cálculo do rendimento da fermentação	65
3.1.4.5 Cálculo da produtividade em etanol.....	65

3.1.4.6	Análises estatísticas	66
3.2	Simulação do processo de produção.....	66
3.2.1	Composição de cada biomassas e implementação dos equipamentos.....	69
3.2.2	Validação da simulação	70
3.3	Análise do consumo energético.....	70
3.4	Análise da logística e gasto de transporte da biomassa em escala ampliada.....	71
3.5	Análise econômica preliminar	72
4.	RESULTADOS E DISCUSSÃO	73
4.1	Ensaio de fermentação	73
4.1.1	Obtenção do mosto: sacarificação do pseudocaule de bananeira	73
4.1.2	Cinética dos ensaios de fermentação	74
4.2	Simulação.....	82
4.2.1	Implementação da simulação	82
4.2.2	Validação da simulação	88
4.3	Consumo energético.....	89
4.4	Análise da logística de transporte da biomassa em diferentes cenários de ampliação de escala.....	94
4.5	Análise econômica preliminar	98
4.5.1	Proposta otimista	103
	CONCLUSÃO	105
	SUGESTÕES PARA CONTINUIDADE DO TRABALHO	107
	REFERÊNCIAS.....	108
	APÊNDICE I.....	121
	APÊNDICE II.....	122
	APÊNDICE III.....	123
	APÊNDICE IV	124
	APÊNDICE V	125
	APÊNDICE VI	126
	APÊNDICE VII	127
	APÊNDICE VIII	128
	APÊNDICE IX	130
	APÊNDICE X	132

APÊNDICE XI	133
APÊNDICE XII	135

INTRODUÇÃO

No ano de 2015 o Brasil produziu aproximadamente 6,95 milhões de toneladas de banana, com destaque para os estados de São Paulo, com 16,62% da produção nacional, Bahia (14,32%), Minas Gerais (11,45%) e Santa Catarina (10,22%), conforme dados divulgados pelo Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística (IBGE, 2015).

Na safra de 2014/15, o estado de Santa Catarina produziu cerca de 735 mil toneladas de banana (Nanica e Nanicão, componentes do tipo Caturra), sendo a microrregião de Joinville a maior produtora do estado com aproximadamente 50% (354 mil toneladas) da produção (EPAGRI/CEPA, 2017).

Após cultura e industrialização, para cada tonelada de fruta colhida são gerados, aproximadamente, quatro toneladas de resíduos vegetais (biomassa); compostos basicamente por pseudocaule (74%) e folha (12%) da bananeira, cascas de banana (11%) e engaço (4%) (SOUZA *et al.*, 2010). Além disto, há também as frutas consideradas pelo comércio impróprias para o consumo humano de onde, para cada tonelada de fruta comercializada, cerca de 460 kg são rejeitadas (EMBRAPA, 2006 *apud* FEDERIZZI, 2008).

Devido à grande disponibilidade dessa biomassa no estado catarinense, principalmente em relação ao pseudocaule (aproximadamente 2.175 mil toneladas) e folhas (353 mil toneladas) (EPAGRI/CEPA, 2017), busca-se alternativas para o seu aproveitamento visando, não só a valorização dos resíduos mas, também, contribuir com a redução do seu impacto ambiental no caso de permanecerem no campo.

Pesquisadores da Universidade da Região de Joinville - Univille têm avaliado o potencial do uso de toda a biomassa da bananicultura como fonte alternativa na geração de energia por combustão (PRÁ, 2016; MAIA, 2013), pirólise (KROHL, 2014), biogás (FEDERIZZI, 2008) e de bioetanol (SHULZ, 2010; HOPFNER, 2015; SOUZA, 2016).

Nos estudos relativos à produção de bioetanol, foram indicados os resíduos cascas (HOPFNER, 2015), polpa de bananas (SHULZ, 2010) e pseudocaule de bananeira (SOUZA, 2016) como os de maiores potenciais para obtenção de açúcares fermentescíveis. Em estudo recente, Sandrin (2018)

avaliou, pela primeira vez, o uso conjunto desses resíduos na composição do mosto de fermentação. Foi utilizada a proporção em massa úmida entre polpa, cascas e pseudocaule (farelo – pseudocaule prensado, seco e moído) de 1:2:7 (1:0,8:1,2 em massa seca).

Neste trabalho buscou-se avaliar a produção de etanol a partir do mesmo tipo de mosto empregado por Sandrin (2018); porém, usando a mesma proporção de massa na qual os resíduos são gerados no campo (1:2:10 em massa úmida) (SOUZA *et al.*, 2010). Além disto reavaliou-se o processo fermentativo com o uso do pseudocaule no seu estado úmido conforme utilizado por Souza *et al.* (2017) e, a partir da comparação com o uso do material na forma de farelo (SANDRIN, 2018), verificou-se a sua influência sobre o rendimento e produtividade do processo. O uso da monocultura como inóculo da fermentação (SOUZA *et al.*, 2017; SANDRIN, 2018) foi comparada com o da cocultura sugerida por Montagnoli (2017).

A partir dos resultados obtidos nos ensaios de fermentação, foram realizadas simulações utilizando simulador comercial de processos, estimando o consumo energético de todo o processo produtivo (do pré-tratamento dos resíduos à destilação do vinho para obtenção do etanol combustível) e realizado uma análise econômica preliminar (logística de transporte dos resíduos em diferentes cenários) para futura produção em larga escala.

A indicação da estratégia de fermentação mais adequada para valorização da biomassa de bananicultura a partir do seu aproveitamento na produção de etanol bem como a indicação dos municípios mais apropriados para a instalação de uma futura usina alcooleira foram os principais objetivos deste trabalho.

1. OBJETIVOS

1.1 Objetivo geral

Indicar, dentre as diferentes estratégias de fermentação avaliadas e os municípios catarinenses com maior produção de bananas, o processo e o local mais apropriado para a instalação de uma usina para a produção de etanol de biomassa da bananicultura.

1.2 Objetivos específicos

- a) Produzir bioetanol em escala laboratorial por cultura pura de *Saccharomyces cerevisiae* e por cocultura microbiana (*S. cerevisiae* + *Pacchysolen thanophilus*) empregando mostos compostos pelos resíduos casca, polpa e pseudocaule de bananeira (farelo de pseudocaule e bagaço úmido de pseudocaule), na mesma proporção em massa úmida que são gerados na cultura e industrialização da banana;
- b) Simular as diferentes metodologias de fermentação empregadas em escala de laboratório utilizando um simulador comercial de processos a fim de estimar o consumo energético e quantidade de matéria-prima específica a cada uma delas;
- c) Criar cenários produtivos verificando a logística apropriada para implantação de plantas industriais na região nordeste de Santa Catarina (microrregião de Blumenau, Itajaí e Joinville);
- d) Propor a ampliação de escala do processo fermentativos de acordo com os cenários simulados;

- e) Realizar a análise econômica preliminar para produção de etanol combustível em escala industrial.

2. REVISÃO DA LITERATURA

2.1 Biocombustíveis

A preocupação com o aquecimento global e a excessiva dependência de petróleo, levou o mundo a criar medidas que estimulem a utilização de outras fontes energéticas que sejam renováveis e com menor impacto ambiental (FAAIJ, 2006).

Os biocombustíveis aparecem como fontes de energia renováveis encontradas para substituir os combustíveis fósseis. A utilização de biocombustíveis torna os países mais independentes energeticamente reduzindo o consumo de petróleo e as emissões de gases de efeito estufa além de fomentar o desenvolvimento rural (SILVA, 2011; MEHER *et al.*, 2006).

O termo biocombustível é utilizado para qualquer combustível derivado de biomassa renovável, tal como o etanol, o biodiesel, o metano (exceto de origem fóssil) e o carvão vegetal, entre outros. Estes se configuram como alternativas parciais ou completas aos derivados do petróleo na geração de energia elétrica e em motores a combustão (ANDRADE E GALVÃO, 2013).

Os biocombustíveis líquidos como o etanol e biodiesel podem ser utilizados como única fonte de energia para motores que aceitem esses combustíveis, ou em uma mistura, no caso da gasolina a adição de álcool e no caso do *blend* do diesel com o biodiesel, em percentuais que não afetam a funcionalidade dos motores (GORREN, 2009; SANTOS *et al.*, 2009).

O biodiesel é derivado de recursos renováveis que podem ser produzidos por um processo químico simples usando óleos vegetais comestíveis, não comestíveis, resíduos e gorduras animais (ASHRAFUL *et al.*, 2014).

A produção de etanol tem sido tradicionalmente realizada a partir da fermentação de substratos ricos em amido ou sacarose, como por exemplo, trigo, milho, batata doce, cana-de-açúcar, beterraba, entre outros (GOMBERT e MARIS, 2015).

2.2 Etanol combustível

Dentre os maiores produtores mundiais de etanol destacam-se os Estados Unidos, Brasil e União Europeia. De acordo com dados da União da Indústria de Cana-de-Açúcar (ÚNICA, 2017), em 2017 o Brasil produziu 27 bilhões de litros de etanol, consagrando-se como o segundo maior produtor do mundo.

Conforme Schaffel *et al.* (2012), a primeira utilização de etanol combustível no Brasil ocorreu em 1931 devido a um decreto que toda a gasolina importada começaria a receber 5% de álcool anidro de procedência nacional. Essa medida se deu por conta de uma superprodução de açúcar que fez com que o governo buscasse opções da utilização da cana-de-açúcar em outro produto, o etanol anidro.

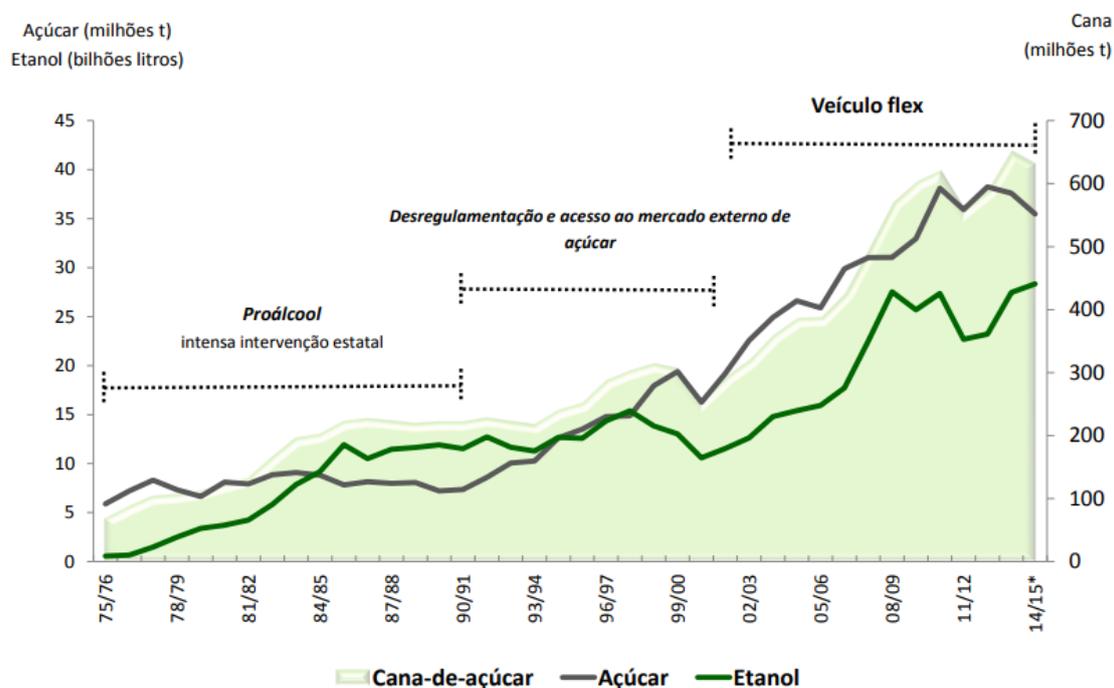
Em 1975, sob efeito da primeira crise do petróleo, o governo brasileiro criou o Programa Pró-Álcool que concedia incentivos fiscais à população que adquirisse veículos que utilizassem o álcool como combustível. O uso do etanol hidratado como combustível em substituição à gasolina passou a ser intensamente incentivado com o objetivo de tornar o país um pouco menos dependente do petróleo (WILKINSON e HERRERA, 2010). Para o autor, foi devido ao Pró-Álcool que várias destilarias foram anexadas às usinas de açúcar já existentes, assim como construiu-se novas destilarias autônomas; o que provocou um aumento na produção de etanol em comparação ao açúcar entre 1984 a 1990 (fim do Proálcool).

A partir de 1990 houve um período de oscilação em sua maior parte negativa, na demanda de álcool, devido a desregulamentação e acesso ao mercado externo de açúcar (HERRERA, 2014; UNICA, 2017), conforme pode ser observado na Figura 1.

Analisando a Figura 1, é possível observar que o setor de etanol voltou a crescer em 2001. Segundo Junqueira (2015), essa ocorrência foi devida, principalmente, a um acordo entre o governo e as empresas automobilísticas, que passaram a produzir um motor nomeado Motor Flex, capaz de aceitar tanto o etanol quanto a gasolina como combustíveis, assim como a mistura de ambos em quaisquer proporções. Tal medida beneficiou a indústria alcooleira, a

indústria automobilística (redução de impostos), o meio ambiente (redução de emissões de carbono) e o consumidor que passou a ter opções de escolha quanto ao tipo de combustível (SCANDIFFIO, 2005).

Figura 1 – Panorama da produção de açúcar e etanol no Brasil



Fonte: ÚNICA (2017)

No ano de 2015, o governo brasileiro decretou um aumento no percentual de álcool anidro presente na gasolina, passando de 25% para 27% em gasolina comum (tipo “A”) e permanecendo em 25% para gasolina *premium*. A medida levou em consideração a existência de etanol suficiente para atender a demanda e a importância de elevar o consumo de combustíveis renováveis. Através de tal medida foi estimado pelo governo um aumento de 1 bilhão de litros no consumo de etanol anidro; o que, segundo a Agência Nacional de Petróleo, Gás e Biocombustíveis - ANP, não ocorreu. De acordo com a ANP (2016), o etanol anidro, juntamente com a gasolina, sofreram quedas de 1,42% e 9,22%, respectivamente; porém houve aumento de 37,47% no consumo de etanol hidratado no ano de 2015, passando de 13 para 18 bilhões de litros.

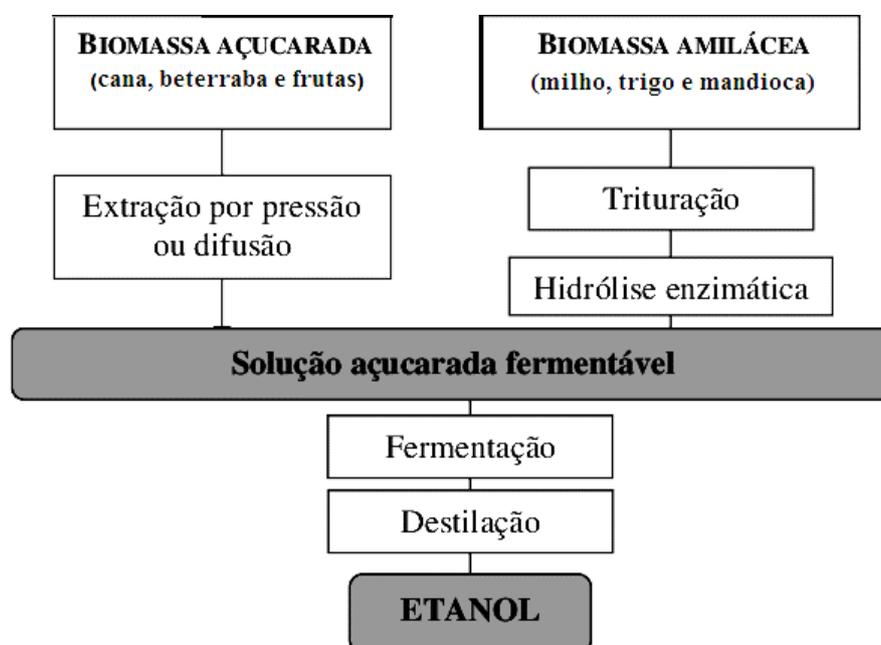
No Brasil, conforme a Empresa de Pesquisa Energética (EPE, 2014), empresa pública vinculada ao Ministério de Minas e Energia, o açúcar e o etanol apresentam grande interdependência, já que a maior parte das instalações

brasileiras produzem ambos os produtos utilizando a cana-de-açúcar como matéria-prima, variando sua produção em relação a lucratividade que um ou outro apresenta no momento.

2.2.1 Etanol de primeira geração

O etanol combustível de primeira geração (Etanol1G) é obtido através de matéria orgânica que possua uma boa quantidade de açúcares fermentáveis, sendo as mais comuns a cana-de-açúcar no Brasil, a beterraba na Europa e o milho nos EUA. Normalmente, o processo se baseia na extração de um caldo através da moagem, que pode seguir diretamente para a fermentação, como é o caso da cana-de-açúcar e beterraba, ou, previamente, para a hidrólise enzimática como no caso de amido de milho. Após a fermentação, o vinho é submetido à destilação, resultando em etanol hidratado (PORZIO *et al.*, 2012), conforme apresentado na Figura 2.

Figura 2 – Processos de produção de etanol 1G



Fonte: Adaptado de BNDES (2008)

Em termos energéticos, a indústria brasileira de cana-de-açúcar é autossuficiente, já que por meio de biomassas resultantes do processo (bagaço

e palha) gera eletricidade suficiente para o processo e em alguns casos até mesmo vendendo o excedente energético para a rede de distribuição. Desta forma, as instalações brasileiras se encaixam no conceito de biorrefinarias, pois produzem vários bens de consumo em uma única unidade de produção (MILANEZ *et al.*, 2014).

O etanol 1G se caracteriza por ser obtido a partir de um bem de consumo utilizado na alimentação humana. Tal fato gera uma competição entre a utilização da terra na produção de alimentos e na matriz energética, já que a terra utilizada para cultivo é limitada. Com exceção do etanol de cana-de-açúcar, que não gera competitividade com o açúcar e sim uma complemento, ou melhor uma cooperação do ponto de vista de sustentabilidade econômica em períodos de baixa do preço do etanol e alta do preço do açúcar (MILANEZ *et al.*, 2015).

Por essa razão, o chamado etanol 2G coloca-se como uma das principais tendências da indústria, gerando um grande esforço para o desenvolvimento de novas tecnologias baseadas no uso de matérias-primas que não competem com a produção de alimentos (ANDRADE e GALVÃO, 2014).

2.2.2 Etanol de segunda geração

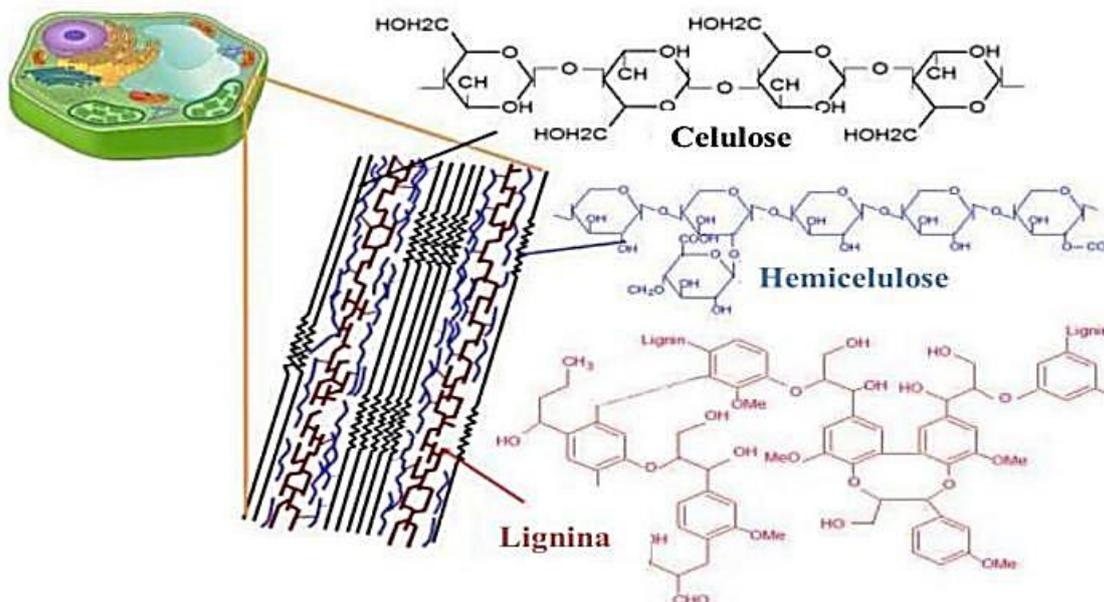
O etanol 2G é um produto adquirido através da fermentação de açúcares obtidos pela hidrólise de polissacarídeos presentes na biomassa, principalmente aquela oriunda de resíduos lignocelulósicos (MORENO *et al.*, 2013).

Entende-se por biomassa todo e qualquer recurso renovável oriundo de matéria orgânica (de origem animal ou vegetal) que apresenta potencial energético, se tratando desta forma de uma fonte natural de energia, pois armazena a energia solar através da reação de fotossíntese, tendo como principais componentes a hemicelulose, a lignina e a celulose (SWAAIJ *et al.*, 2015; ZHAO *et al.*, 2016).

De acordo com Balat (2011), a biomassa é um recurso natural estratégico para o desenvolvimento de novas tecnologias, a qual desempenha um papel fundamental para reduzir impactos econômicos e ambientais. Os principais constituintes da biomassa lignocelulósica (Figura 3) são celulose ($C_6H_{10}O_5$)_n,

hemicelulose $(C_5H_8O_4)_n$ e lignina $(C_9H_{10}O_3(OCH_3)_{0,9-1,7})_p$, que representam, aproximadamente, 90% da massa seca do vegetal (10% restantes são, normalmente, cinzas e extrativos).

Figura 3 – Estrutura lignocelulósica



Fonte: Zampieri (2011)

Caracterizam-se como biomassa lignocelulósica vários resíduos orgânicos, dentre os quais destacam-se, devido a sua abundância, descartes de fábricas de papel, resíduos sólidos municipais e resíduos agrícolas (milho, cana-de-açúcar, sorgo, trigo, arroz e cultura de frutas em geral) (JUNQUEIRA, 2015). A utilização da biomassa lignocelulósica é uma promissora alternativa para a produção de etanol (LIN e TANAKA, 2006). Exemplos de diferentes biomassas avaliadas no mundo todo para a produção de etanol 2G podem ser vistos na Quadro 1.

Quadro 1 – Tipos de biomassa mais comuns utilizadas nos estudos da produção de Etanol 2G

Tipo de Resíduo	Referência
Bagaço de cana-de-açúcar e capim elefante	Grasel <i>et al.</i> (2017)
Palha e sabugo de milho	Cai <i>et al.</i> (2016)
Fibras de casca de coco	Cabral <i>et al.</i> (2016)
Casca de banana	Gebregergs <i>et al.</i> (2016)
Luffa cylindrica	Zaafouri <i>et al.</i> (2017)

Para a produção do etanol 2G, os resíduos lignocelulósicos apresentam a vantagem de baixo custo de aquisição e a não concorrência com o uso da terra para a produção de alimentos. O grande empecilho da utilização dessas biomassas está no emprego de tecnologias e tratamentos avançados que ainda se encontram em fase de desenvolvimento, encarecendo, até o momento, o produto final em comparação ao etanol 1G (CORRÊA 2014; TEIXEIRA, 2016).

Na produção de etanol 2G, as etapas de pré-tratamento físico da matéria-prima, fermentação e destilação já são tecnologias estabelecidas e bem conhecidas, pois já ocorrem na produção de etanol de primeira geração. A principal diferença em produzir etanol de segunda geração está na liberação e conversão da hemicelulose e celulose em açúcares fermentáveis, além da eliminação da lignina (SANTOS *et al.*, 2012). O pré-tratamento químico e hidrólise enzimática são etapas conhecida teoricamente, porém, essas etapas são as que possuem maior investimento e maiores problemas durante a produção (MILANEZ *et al.* 2015).

As principais etapas da conversão de biomassa (vegetal) em etanol 2G são mostradas na Figura 4.

Figura 4 – Fluxograma de etanol de 2G



Fonte: Adaptado de IEA (2017) e GONÇALVES (2011)

A primeira etapa do processo de produção do etanol 2G é a coleta da biomassa, que ocorre por meio de caminhões (no caso de uma usina integrada de 1G2G o resíduo já se encontra na usina). Já a etapa de pré-tratamentos físicos ela varia de acordo com o tipo de biomassa, geralmente todas as biomassas passam por processos de limpeza e redução de tamanho de partícula

(prensagem, moagem, trituração, entre outras). O pré tratamento químico é um tratamento específico de cada biomassa, sendo mais comuns os tratamentos ácidos e básicos.

A sacarificação ocorre geralmente por enzimas catalizadoras capazes de converter a celulose e hemicelulose em glicose. A etapa seguinte se trata da fermentação que pode utilizar diversos microorganismos para a fermentação de acordo com a composição do licor (C₅ e C₆). A última etapa é a extração do etanol, nessa etapa ocorre a separação da vinhaça e do álcool através da destilação e a purificação, ao final da destilação é obtido o etanol combustível (96% v/v de etanol) e da purificação resulta o etanol anidro (99% v/v de etanol). As etapas que mais influenciam o processo de conversão da biomassa em etanol estão detalhadas nos tópicos seguintes.

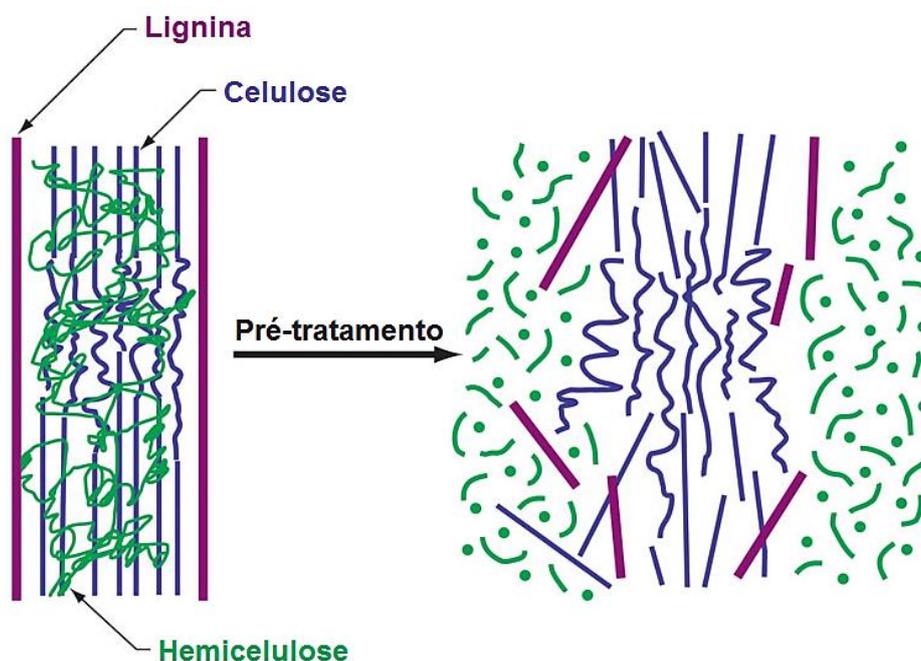
2.2.2.1 Pré tratamento

De acordo com Behera *et al.* (2014), os métodos de pré-tratamento devem favorecer a produção de grandes quantidades de açúcares fermentáveis, evitando o desperdício de biomassa, degradação de carboidratos e a formação de inibidores da sacarificação e fermentação e serem economicamente viáveis. Atualmente, os métodos de pré-tratamento da biomassa são classificados em métodos biológicos, físicos, químicos ou físico-químicos, bem como a combinação de dois ou mais desses métodos. Devido à grande variedade de biomassa lignocelulósica, o pré-tratamento deve ser definido especificamente para cada tipo de matéria-prima utilizada, pois uma tecnologia que é eficiente para determinada biomassa, pode não apresentar resultados satisfatórios para outra (SILVA *et al.*, 2016).

O pré-tratamento químico ou deslignificação, vem sendo vastamente empregado com o objetivo de eliminar a lignina, dissolver a hemicelulose e reduzir a cristalinidade da celulose aumentando sua área superficial e, assim, alterando a estruturada biomassa e transformando-a em uma matéria-prima mais acessível à sacarificação (hidrólise biológica e/ou química) (SARKAR *et al.*, 2012), conforme pode ser observado na Figura 5.

Para diminuir a cristalinidade da celulose, a estratégia mais utilizada tem sido a do pré-tratamento com ácido sulfúrico diluído (0,5-1,5%, temperatura 120 °C), que tem apresentado baixo custo operacional e de investimento em comparação a outras técnicas, como pré-tratamentos a vapor aquecido, ácido concentrado e alcalino, porém o pré-tratamento ainda é a etapa que possui o maior custo (GÍRIO *et al.*, 2010; MOSIER *et al.*, 2015; ZABED *et al.*, 2016).

Figura 5 – Efeito do pré-tratamento na estrutura da parede celular vegetal.



Fonte: Adaptado de Mosier *et al.* (2005).

2.2.2.2 Sacarificação

Entende-se por sacarificação a etapa do processo de produção de bioetanol na qual ocorre, propriamente dita, a conversão da celulose e hemicelulose em açúcares fermentáveis (PANDEY *et al.*, 2000).

Na maioria dos casos, o pré-tratamento da biomassa produz duas frações, uma porção sólida insolúvel em água contendo, principalmente, celulose e lignina e uma fração líquida contendo hemicelulose e seus açúcares. Com base nos métodos de pré-tratamento e condições aplicadas durante o pré-tratamento, a hemicelulose da biomassa pode ser completamente hidrolisada em seus

açúcares monoméricos ou ser convertida em oligossacarídeos se sofrer despolimerização incompleta (LAVARACK *et al.*, 2002; GÍRIO *et al.*, 2010).

Por outro lado, quase toda a celulose permanece não convertida sob o pré-tratamento ácido em condições mais brandas (ácido diluído e temperaturas em torno de 120 °C) e necessita passar por um processo de hidrólise mais eficiente para ser convertida em glicose. Essa nova hidrólise pode, também, ser feita por hidrólise ácida, tanto com ácidos diluídos quanto com ácidos concentrados (41-100%), porém em condições mais drásticas de temperatura temperaturas (230-240 °C) (ZABED *et al.*, 2017).

Além da exigência de altas temperaturas, as principais desvantagens apontadas para a despolimerização ácida da celulose têm sido a necessidade de recuperação ou neutralização dos ácidos e a necessidade da destoxificação do hidrolisado para eliminar inibidores da fermentação (ácido acético, ácido fórmico, ácido levulínico, hidroximetil-furfural, furfural e outros compostos fenólicos) produzidos pela indesejável degradação de açúcares fermentáveis e lignina (PALMQVIST e HAHN-HÄGERDAL, 2000).

Enzimas podem hidrolisar tanto a celulose como a hemicelulose especificamente, produzir açúcares solúveis a baixas temperaturas (45°C a 50°C) e não tem nenhum problema de corrosão para o equipamento como ocorre com o uso de ácidos (DUFF & MURRAY, 1996). Comparado à hidrólise ácida, a degradação de açúcares fermentáveis e produção de inibidores são muito menores na hidrólise enzimática (ZABED *et al.*, 2017).

A utilização de enzimas na sacarificação apresenta rendimentos em glicose superiores a 0,85 (g de glicose/g de celulose) (ALBARELLI, 2013). Os complexos enzimáticos mais utilizados na hidrólise da biomassa pré-tratada incluem celulasas e hemicelulasas (PANDEY *et al.*, 2000; JUNQUEIRA, 2015; ZABED *et al.*, 2017).

A celulase é um complexo enzimático formado por três grupos de enzimas (endoglucanases, celobio-hidrolases e β -glicosidase) que atuam na quebra da celulose. As hemicelulasas, formadas principalmente por xillanases, atuam sobre a hemicelulose. Os dois complexos enzimáticos são normalmente obtidos do cultivo de fungos e bactérias aeróbicas; entretanto fungos filamentosos têm sido os mais utilizados para isto (PANDEY *et al.*, 2000; KIM *et al.*, 2002; CHANG, 2007; ZABED *et al.*, 2017).

A desvantagem da sacarificação enzimática quando comparado à sacarificação ácida se dá pelo maior tempo de processamento do resíduo (48–72 h) e o alto custo das enzimas (biocatalisadores) para produção em escala industrial (MACEDO, 2008, ALBARELI, 2013; ZABED *et al.*, 2017).

2.2.3 Processos fermentativos

Após a sacarificação, as pentoses e hexoses estão liberadas para fermentação. As hexoses são facilmente fermentadas para etanol por muitos micro-organismos, mas as pentoses são fermentadas por apenas algumas cepas, e geralmente com baixos rendimentos de conversão do açúcar em etanol (MOSIER *et al.*, 2005). Como o caldo de fermentação do etanol 2G, normalmente possui pentoses (sacarificação de hemicelulose) e hexoses (principalmente da sacarificação de celulose) é importante conhecer suas quantidades, escolhendo o melhor micro-organismo para a fermentação ou utilizando diferentes combinações de cepas (CHENG *et al.*, 2012; BALAT, 2011; ZHANG *et al.*, 2010).

Para mosto de fermentação com grandes quantidades de hexoses os micro-organismos mais utilizados são *Saccharomyces cerevisiae* e *Zymomonas mobilis* (CLAASSEN *et al.*, 1999; BALAT, 2011) e, para mosto com grandes quantidades de pentoses, destacam-se *Scheistersomyces stipitis* (*Pichiastiptis*), *Candida shehatae* e *Pachysolen tannophilus* (OKONKWO *et al.*, 2016; CHANDEL *et al.*, 2007; BHATIA & JOHRI, 2015). Na Quadro 2 estão algumas características desses micro-organismos.

S. cerevisiae é tradicionalmente utilizada na produção de etanol de primeira geração por apresentar alta eficiência na fermentação de hexoses, uma conversão teórica em etanol de até 80% e alta tolerância ao etanol (acima de 10% m/v) no meio de fermentação (LI *et al.*, 2011).

Pereira *et al.* (2015) conduziram um estudo comparativo sistemático do uso de resíduos lignocelulósicos da biomassa de cana-de-açúcar (bagaço, palha e ponteiro) a partir de variedades comerciais de cana-de-açúcar para a produção de etanol 2G utilizando *S. cerevisiae*. Usando uma mistura de diferentes partes da cana-de-açúcar (bagaço de cana-de-açúcar, palha e ponteiro, na proporção

de 1: 1: 1, em peso seco), foi possível obter uma conversão enzimática 55% maior e 25% maior de etanol, comparado ao uso do bagaço sozinho. Para as quatro variedades comerciais de cana avaliadas usando o mesmo conjunto experimental de condições, verificou-se que a variedade de cana-de-açúcar não foi um fator significativo no processo de produção de etanol 2G.

Quadro 2 – Características dos micro-organismo de fermentação

Micro-organismo	Açúcar fermentável	Fermentação	
		pH	Temperatura (°C)
<i>Saccharomyces cerevisiae</i> ¹	glicose, frutose, galactose, manose e sacarose	4,0 - 5,0	30 a 35
<i>Zymomonas mobilis</i> ²	glicose, frutose e sacarose	6,0	30
<i>Scheistersomyces stipitis</i> ³	glicose, xilose, manose, galactose e celobiose	4,5 - 6,0	30 a 32
<i>Candida shehatae</i> ⁴	glicose, xilose, manose	4 a 5,5	30
<i>Pachysolen tannophilus</i> ⁵	glicose, xilose, manose, galactose e celobiose	6	30

¹LI *et al.* (2011), ²YANASE *et al.* (2012), ³OKONKWO *et al.* (2016), ⁴CHANDEL *et al.* (2007), ⁵BHATIA E JOHRI *et al.* (2015)

Lima *et al.* (2015) utilizaram cepas de *S. cerevisiae* e *Spathaspora passalidarum* para investigar o processo de fermentação de bioetanol utilizando como biomassa papel de escritório. O papel foi submetido a processos de hidrólise com ácido sulfúrico 1 e 5% v/v para uma carga de biomassa de 2 e 10% p/v durante 60 e 120 min, respectivamente. O hidrolisado obtido com ácido sulfúrico a 5%, carga de biomassa de 10% e 60 min, contendo 8,45 g/L de glicose e 9,27 g/L de xilose, foi escolhido para as fermentações. A fermentação com *S. passalidarum* resultou em maior formação de etanol (3,54 g/L) do que a fermentação com *S. cerevisiae*, o que corresponde a um rendimento hipotético de 0,708 g de etanol/g de glicose. Para os autores, isso indicou que *S. passalidarum* foi capaz de produzir etanol não apenas a partir da glicose, mas também da xilose.

Sarks *et al.* (2016) utilizaram *Zymomonas mobilis*, com o intuito de obter bioetanol a partir da fermentação de palha de milho, estudando a influência do aumento de volume de trabalho (5 L e 2500 L). Assim como nos demais

processos citados, foram utilizados os processos de pré-tratamento ácido e sacarificação enzimática. Os rendimentos de etanol foram de 2,4 g/L*h e 2,8 g/L*h de etanol para 5 L e 2500 L respectivamente.

Maa *et al.* (2016) realizaram um estudo com o objetivo de desenvolver um processo para a produção de etanol a partir de resíduos alimentares usando uma mutação da *Zymomonas mobilis* (ZMA7-2), tolerante a ácidos. Tal mutação mostrou forte tolerância à condição ácida do hidrolisado de resíduos alimentares e alto desempenho de produção de etanol. A melhor condição em relação aos parâmetros de fermentação, foi do mosto com concentração inicial de glicose de 200 g/L, pH em torno de 4,0 10% v/v de inóculo e sem a adição de nutrientes. A fermentação em reator de bancada (44 h) foi mais rápida que a conduzida em frascos de Erlenmeyer (48 h) e proporcionou obter maior concentração de etanol no vinho (99,78 g/L) e rendimento em produto (0,50 g/g) do a de frascos (98,31 g/L, 0,49 g/g).

Gu *et al.* (2015) realizaram um estudo utilizando como biomassa lignocelulósica o sabugo de milho. Para a fermentação desta biomassa, foi testada a *Z. mobilis* (ZM4) que apresentou melhor desempenho de crescimento celular ($2,8 \times 10^8$ UFC/mL) e acúmulo de etanol no vinho (54,42 g/L) no processo Sacarificação e Fermentação Simultâneas (SSF) do que a linhagem *S. cerevisiae* DQ1 (crescimento celular de $2,9 \times 10^7$ UFC/mL, acúmulo de etanol de 48,6 g/L). Os resultados revelaram que *Z. mobilis* ZM4 teve a capacidade de desintoxicação *in situ* de aldeídos fenólicos onde a agregação de lipopolissacarídeos na membrana externa celular da bactéria proporcionou a barreira permeável ao ataque de ácidos fenólicos.

Yucel e Aksu, (2015) investigam as características de produção de etanol utilizando a levedura *Pichia stipitis*, polpa de beterraba hidrolisada com ácido sulfúrico e a influência do processo de destoxificação do mosto através de “fly ash” ou cinzas volantes (pó mineral fino, resultante da queima do carvão mineral em altas temperaturas e pressão) e carvão ativado. Os melhores resultados foram obtidos por meio da desintoxicação realizadas através de “fly ash”. As concentrações e produtividades do etanol apresentaram variações entre 10,8 e 12,2 g/L de etanol e 0,119 a 0,286 g/L.h, respectivamente, ao longo de 50 a 121 h, no meio destoxificado contendo 48,2 g/L de açúcares redutores iniciais.

Koti *et al.* (2016) estudou a mutação das linhagens de levedura, *Pichia stipitis* NCIM 3498 e *Candida shehatae* NCIM 3501 para produção de etanol por meio da fermentação da palha do trigo. A palha de trigo foi submetida à hidrólise por ácido sulfúrico diluído a 2% e à hidrólise enzimática por xilanase. Entre todas as cepas mutantes, *P. stipitis* e *C. shehatae* mostraram maior produção de etanol ($12,15 \pm 0,57$, $9,55 \pm 0,47$ g/L e rendimento $0,450 \pm 0,009$, $0,440 \pm 0,001$ g/g) em comparação com as cepas selvagens ($8,28 \pm 0,54$, $7,92 \pm 0,89$ g/L e rendimento $0,380 \pm 0,006$ e $0,370 \pm 0,002$ g / g) em ambos os hidrolisados.

Yuvadetkun e Boonmee (2017) investigaram a utilização da *Candida shehatae* ATCC 22984 com células livres e imobilizadas na produção de etanol através de palha de arroz hidrolisada. As concentrações médias de etanol obtidas de cada lote foram de 16,7 g/L no sistema de células livres e de 17,2 g/L no sistema de células imobilizadas.

Chandel *et al.*, (2014) fermentou bagaço de cana-de-açúcar utilizando *C. shehatae* UFMG HM 52.2 e *S. cerevisiae* 174 em processos distintos, comparando os resultados obtidos em relação a taxa de conversão dos açúcares em etanol no caldo destoxificado. O mosto fermentado por *C. shehatae* resultou em 9,11 g/L de etanol (rendimento 0,38 g/g) após um período de 48 h de fermentação. *S. cerevisiae* produziu 8,13 g/L de etanol, apresentando um rendimento de 0,22 g/g após 72 h de fermentação.

Em seu estudo, Saleh *et al.* (2014) utilizaram o micro-organismo *Pachysolen tannophilus* para fermentar um caldo composto por resíduos da indústria de produção de azeite de oliva, após serem submetidos por processos de hidrólise ácida e enzimática apresentado um caldo com 20 g/L de xilose, passando por um período de 72 horas de fermentação, obtendo uma conversão em etanol de 7,92 g/L, com produtividade de 0,11 g/L*h de etanol.

O uso da combinação de dois micro-organismos compatíveis que assimilam hexoses e pentoses tem sido objetivo de estudo de diferentes pesquisadores (HICKERT *et al.*, 2014; SOONTORNCHAIBOON *et al.*, 2016; BAIG & DHARMADHIKARI, 2016) a utilização de todos os açúcares liberados.

Hickert *et al.* (2014) investigaram a conversão de hexoses e pentoses liberadas de hidrolisado de casca de soja de alta pressão osmótica (SHH) em etanol por *Saccharomyces cerevisiae* imobilizada, *Candida shehatae* e *Spathaspora arborariae* e suas coculturas. A casca de soja foi submetida a

tratamentos de hidrólise ácida e enzimático. Os rendimentos para *S. cerevisiae*, *C. shehatae* e *S. arborariae*, foram (YP/S) de 0,43, 0,47 e 0,38, respectivamente. Utilizando coculturas de *S. cerevisiae* e *C. shehatae* ou *S. cerevisiae* e *S. arborariae*, apresentaram rendimento de (YP/S) 0,48 e 0,40, respectivamente.

Soontornchaiboon *et al.* (2016) avaliaram o processo de cocultura de *S. cerevisiae* TISTR 5339 e *C. shehatae* KCCM 11422 para produção de etanol a partir de resíduos de abacaxi com pré-tratamento alcalino, seguido de hidrólise enzimática. A concentração máxima de etanol e a produção de etanol após 24 h de fermentação foram $9,73 \pm 0,15$ g/L e $0,45 \pm 0,01$ g/g, respectivamente.

Baig & Dharmadhikari (2016) realizaram um estudo buscando a produção de bioetanol, utilizando como matéria prima caule de algodão. Para isso, o caule de algodão foi hidrolisado por tratamento ácido de dois estágios, e o hidrolisado obtido foi desintoxicado e fermentado usando cocultura imobilizada de *Saccharomyces cerevisiae* MTCC36 e *Pachysolen tannophilus* MTCC1077. Os resultados mostraram que, concentração máxima de etanol de 3,94 g/L foi alcançada após 36 horas de fermentação consumindo 90,18% do açúcar total disponível, com um rendimento correspondente de 0,142 g/g biomassa, 0,221 g/g de holocelulose, 0,355 g/g de açúcar fermentável e eficiência de fermentação de 69,53%, respectivamente.

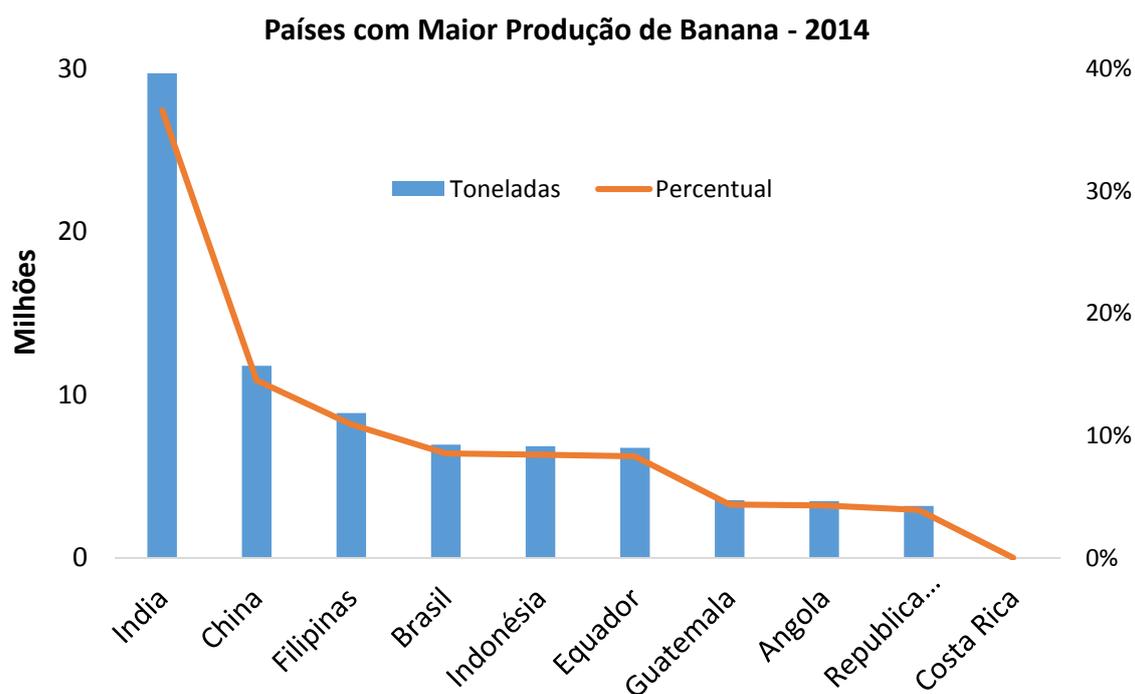
Em comparação aos processos de produção de etanol 1G, os processos de etanol 2G normalmente apresentam maiores custos de produção e menor eficiência de conversão. Mesmo assim, duas usinas de etanol de segunda geração que utilizam o bagaço de cana-de-açúcar como matéria-prima foram inauguradas no Brasil: Raizen localizada na cidade de Piracicabano estado de São Paulo em 2014 e Granbio situada no município de São Miguel dos Campos em Alagoas, inaugurada no ano de 2014. A primeira com capacidade de produção para 40 milhões de etanol 2G por ano e a segunda, 82 milhões de litros de etanol anuais (RAIZEN, 2017; GRANBIO, 2017). Essas usinas foram projetadas para operar em regime contínuo, porém estão sendo operadas, ainda, em produção descontínua para melhoria do processo. Utilizam menos de 50% de sua capacidade, possuindo um custo estimado de R\$1,50 por litro que comparado ao etanol de primeira geração, que tem custo de R\$1,15, não é competitivo. Porém, projeções e maiores estudos nos gargalos do processo

indicam que o custo de etanol 2G pode chegar até R\$0,52 por litros no ano de 2030 (MILANEZ *et al.*, 2015; JUNQUEIRA *et al.*, 2018).

2.3 Biomassa da cultura de banana

A banana é uma fruta cultivada por diversos países. Para se compreender a sua dimensão, no ano de 2014 a produção mundial foi de aproximadamente 114 milhões de toneladas. Conforme pode ser observado na Figura 6. O Brasil foi o quarto maior produtor mundial de bananas com 7 milhões de tonelada no ano, ficando atrás da Índia, China e Filipinas (FAO, 2017).

Figura 6 – Ranking mundial dos países produtores de banana

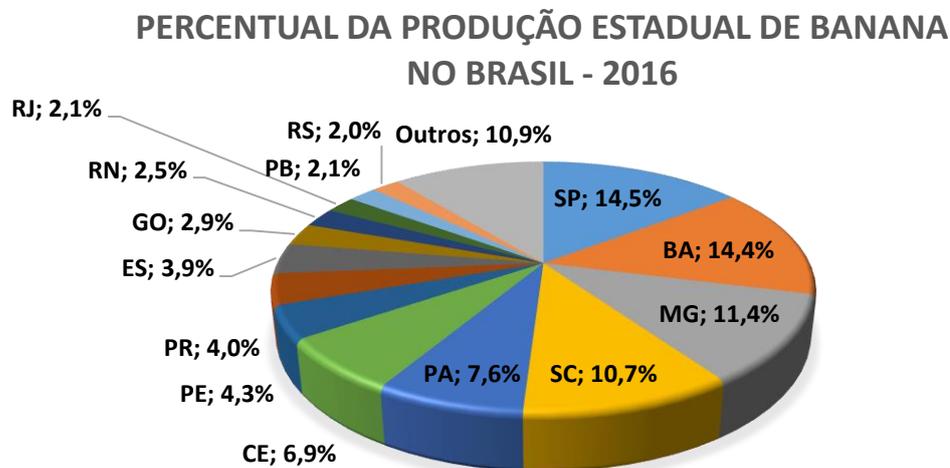


Fonte: Adaptado de FAO (2017)

O Brasil possui um clima favorável para a produção de banana, que possibilita o cultivo da mesma ao longo de todo o ano, atendendo de forma constante a demanda. Em 2016, dentre os estados brasileiros, São Paulo apresentou maior produção da fruta (983.364 t), sendo responsável por 14,5% da produção do país, seguido pelos estados da Bahia (974.260 t, 14,4%), Minas Gerais (768.928 t, 11,4%) e Santa Catarina (721.599 t, 10,7%), conforme é

mostrado na Figura 7. Essa configuração se mantém desde o ano de 2012 (EPAGRI/CEPA, 2017).

Figura 7 – Participação estadual na produção de banana no ano de 2016

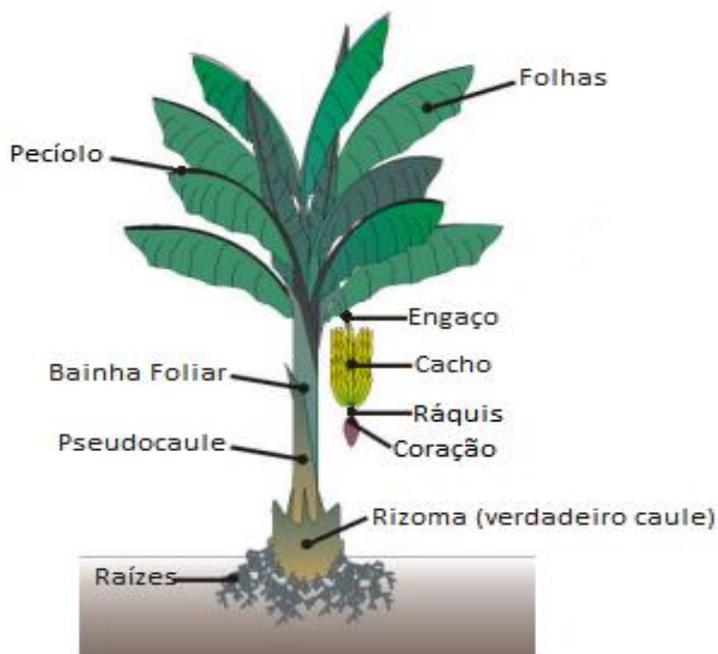


Fonte: Adaptado de EPAGRI/CEPA (2017)

O estado de Santa Catarina conta com 3.678 produtores de banana registrados, divididos em 74 municípios, que representam 48,5% da produção da fruticultura catarinense. A espécie *Musa Cavendish*, popularmente conhecida na região sul do Brasil como caturra ou nanica é a mais cultivada na mesorregião do norte catarinense, com produção média de 50 mil toneladas em todos os meses do ano. A microrregião de Joinville (Figura 9) (municípios de Araquari, Balneário Barra do Sul, Corupá, Garuva, Guaramirim, Itapoá, Jaraguá do Sul, Joinville, Massaranduba, São Francisco do Sul e Schroeder) é a maior produtora com, aproximadamente, 53% das bananas produzidas no estado catarinense, seguida da microrregião de Blumenau (19%) e Itajaí (16%) (EPAGRI/CEPA, 2016).

Após cultura e industrialização da banana, são geradas quatro toneladas de massa úmida de resíduos vegetais para cada tonelada de banana colhida, sendo: 73,5% pseudocaule, 11,8% folha, 10,8% casca e 3,9% engaço, como mostra a Figura 8 (Souza *et al.*, 2010). Para cada tonelada de fruta comercializada, 460 kg são consideradas impróprias para o consumo humano – frutas rejeitadas (EMBRAPA, 2006 *apud* FEDERIZZI, 2008).

Figura 8 – Morfologia da bananeira



Fonte: Adaptado de Soffner (2001).

Com base na safra da banana caturra de 2014/15 das microrregiões de Joinville (354 mil t), Blumenau (159 mil t) e Itajaí (123 mil t) (EPAGRI/CEPA, 2017) é possível estimar-se a geração de 2,48 milhões de toneladas dos resíduos polpa, cascas e pseudocaule.

Figura 9 – Microrregiões de Santa Catarina



Fonte: Adaptado de EPAGRI/CEPA 2017

Devido à grande disponibilidade dessa biomassa, busca-se alternativas para o seu reaproveitamento e valorização, além de contribuir com a redução do seu impacto ambiental ao permanecer no campo. Estudos estão sendo realizados para aproveitá-la como fonte alternativa de energia através da produção de bioetanol.

2.4 Uso da biomassa da bananicultura na produção de Etanol

O bioetanol de resíduo de banana vindo sendo estudado desde a década de 90 (HAMMOND, *et al.*, 1996) devido à vasta quantidade de biomassa proveniente da cultura e indústria. No início, as pesquisas eram realizadas utilizando a polpa da banana como biomassa, com o passar do tempo, foram realizadas pesquisas com os outros resíduos provenientes do cultivo e da indústria de banana, como Baig *et al.* (2004) que utilizou o pseudocaule como substrato de fermentação.

Gabhane, *et al.* (2014) utilizou um mix de resíduo da cultura da banana, pseudocaule, miolo de pseudocaule e folha para analisar a eficiência dos pré-tratamentos ácidos e alcalinos juntamente com autoclavagem, aquecimento por microondas e ultra-sonografia na conversão de celulose em açúcares redutores.

Gebregergs *et al.* (2016) investigaram a utilização de cascas de banana para a produção de bioetanol com a levedura *Saccharomyces cerevisiae* e os efeitos de hidrólise. Os resultados mostram que aproximadamente 45% de etanol foi obtido a uma concentração de ácido de 1,50% v/v em 91,02 ° C por um período de 22 min.

Shinde e Patil (2016) avaliaram a produção de etanol a partir de cascas de laranja e banana, comparando seus rendimentos. Os diferentes substratos foram submetidos a sacarificação e fermentação usando *Saccharomyces cerevisiae*. O intervalo de fermentação foi de 24 horas, os rendimentos de etanol foram de 8,34% v/v e 3,98% v/v para casca de banana e casca de laranja, respectivamente, indicando que a produção de etanol nas cascas de banana foi significativamente maior do que nas cascas de laranja rendimento de etanol.

Guebara-Bravo *et al.* (2016) realizaram um estudo utilizando banana verde para a produção de bioetanol, inicialmente a biomassa foi submetida a hidrólise endógena para degradar os polissacarídeos, em seguida os açúcares fermentáveis foram extraídos para obtenção de sucos com teor de sólidos solúveis entre 14 e 16 ° Brix. O caldo fermentado apresentou teor alcoólico entre 7 e 8%.

Chongkhong (2017) produziu etanol a partir de casca de banana, o processo de hidrólise ácida foi realizado com vinagre usando aquecimento por micro-ondas doméstico, o teor de açúcar no hidrolisado foi de 15,3 g/L utilizando 1,47% p/p de vinagre e 465 W de potência de microondas por 10 min. O caldo hidrolisado foi fermentado por levedura *Saccharomyces cerevisiae*, obtendo volumes de etanol máximo de 9,2% v/v utilizando 4% w/w levedura, um pH inicial de 4,8, a 28 °C por 192 horas.

Barve e Tarfe (2017) verificaram a eficiência de cascas de banana em forma de pó sacarificadas na produção de bioetanol com cocultura de *Aspergillus niger* e *Saccharomyces cerevisiae*, cocultura de *Bacillus subtilis* e *Saccharomyces cerevisiae*, a terceira estratégia foi processo de fermentação utilizando a enzima β -amilase extraída da biomassa de *Aspergillus niger* junto com *Saccharomyces cerevisiae*. O etanol obtido pelo processo de sacarificação e fermentação resultou em 6,34, 4,6 e 11,73% de rendimento, respectivamente, para as três estratégias de fermentação.

Guerrero *et al.* (2018) utilizaram engaço e pseudocaule resultantes da cultura de banana para produção de bioetanol, avaliando o rendimento individual de cada resíduo. As biomassas foram previamente tratadas através de explosão de vapor catalisada por ácido e hidrólise enzimática. O pseudocaule apresentou rendimento de 112 L de etanol por toneladas de massa seca e engaço obteve 103 L de etanol por toneladas de massa seca.

No estado de Santa Catarina, o grupo de pesquisa “Valorização de Resíduos e Biomassa” da Univille, estuda desde o ano de 2007 formas de utilização do resíduo para aproveitamento energético.

Schulz (2010) realizou o estudo da produção do bioetanol utilizando a polpa e cascas de banana individualmente, ambas in natura, investigando a influência do pré-tratamento térmico e ácido, além de hidrólise enzimática. Os resultados da fermentação utilizando a polpa, mostrou que a melhor forma de

utilização da mesma é *in natura*, sem pré-tratamento e hidrólise. A produtividade máxima alcançada em bioetanol foi de $3,0 \pm 0,7$ g /L*h com o uso da polpa e de $1,32 \pm 0,03$ g/L*h com a casca. Nas condições operacionais avaliadas o pré-tratamento dos resíduos com ácido sulfúrico não é recomendado para a produção de bioetanol. Se tratando da casca concluiu-se que há necessidade de estudos complementares

Como Shulz (2010), não obteve altos rendimentos de bioetanol para a casca, Hopfner (2015) reavaliou as cascas em dois estados (frescas e secas), testou diferentes concentrações de açúcares redutores na fermentação (20, 50 e 100 g/L) e utilizou na fermentação três tipos de micro-organismo (*Saccharomyces cerevisiae* ATCC 26603, *Pachysolen tannophilus* ATCC 32691, *Scheffersomyces stipitis* ATCC 58376). As cascas secas foram moídas e sacarificadas (hidrólise ácida seguida por hidrólise enzimática) e as cascas frescas foram submetidas a um pré-tratamento (aquecidas a 120°C por 15 min). O resultado obtido foi que as cascas frescas com o pré-tratamento na concentração de 100 g/L com a utilização *Saccharomyces cerevisiae* apresentaram maior acúmulo de etanol no vinho fermentado (32,3 g/L) com rendimento de 8,8 g etanol/kg cascas *in natura*.

Gonçalves (2011) realizou fermentação alcoólica e avaliou diferentes processos de despolicarização do pseudocaule de bananeira *Musa Cavendish*, sendo o tratamento por ácido diluído, enzimático e pré-tratamento utilizando ácido e enzimas combinados. Nesse estudo, o autor obteve melhor resultado no rendimento em açúcares redutores com base no teor de celulose da biomassa ($R_{AR} = 74,1 \pm 11,4\%$) quando empregou, sobre o pseudocaule, pré-tratamento alcalino e, posteriormente, lavagem com água e hidrólise enzimática.

Souza (2016) investigou o pseudocaule como matéria-prima na produção de etanol 2G e comparou o seu uso na forma *in natura* ou após pré-tratado por secagem, moagem, hidrólise ácida e hidrólise enzimática. A necessidade ou não da destoxificação do caldo sacarificado antes da fermentação também foi avaliada. Ao pré-tratar o substrato, submeter o caldo sacarificado à evaporação para aumentar a concentração de açúcares redutores para até 100 g/L e, em seguida, à destoxificação por carvão ativo 1% m/v, foi obtido produtividade em etanol da ordem de 1,44 g/(L.h). Esse valor foi 75% maior do que a produtividade alcançada com o caldo não-destoxificado e 22% maior do que a produtividade

ao empregar o caldo sacarificado não-concentrado. O rendimento do processo foi de 0,41 g etanol/g açúcar redutor.

Montagnoli (2017) produziu etanol 2G a partir do pseudocaule de bananeira empregando monoculturas utilizando *S. cerevisiae*, *Z. mobilis*, *S. stipitis* e *P. tannophilus* e cocultura empregando *S. cerevisiae* e *P. tannophilus*. Os resultados empregando monocultura mostraram ser capazes de metabolizar aproximadamente 100 g/L de açúcares redutores em até 24 h e produzir em torno de 40 g/L de etanol, exceto *S. stipitis*. Nos ensaios aplicando cocultura na fermentação de caldo de pseudocaule de bananeira previamente sacarificado, propiciou incremento na produtividade do processo batelada simples em torno de 64% em comparação ao mesmo tipo de processo empregando cada um dos micro-organismos avaliados (*S. cerevisiae* e *P. tannophilus*) de forma isolada.

O trabalho realizado por Sandrin (2018), se dividiu em duas frentes, a primeira foi a caracterização e avaliação da seiva do pseudocaule de bananeira e a segunda foi a produção de bioetanol utilizando um mosto composto de resíduos da cultura e industrialização da banana. A seiva foi caracterizada através de análises físicas (teor de cinzas, umidade e sólidos totais) e químicas (CG-MS, FTIR e HPLC) e foi utilizada como substrato de fermentação para avaliar seus rendimentos em etanol. O caldo da seiva foi concentrado até 29,93 g/L, obteve concentração de etanol 10,49 g/L, com rendimentos de 0,37g/g e produtividade 1,50 g/L*h. Na produção de bioetanol com resíduos de banana composto de pseudocaule de bananeira, casca e polpa de banana com uma proporção de 1:2:7, avaliou duas linhagens da monocultura de *S. cerevisiae* (ATCC 26603 e UNIVILLE 9080), duas concentração de açúcares redutores (150 g/L e 120 g/L) e dois tipos de caldo de polpa de banana, um utilizando como solvente a água e outro utilizando a seiva retirada do pseudocaule. A fermentação do mosto composto obteve melhores resultados utilizando a seiva no caldo da polpa, com linhagem de *S. cerevisiae* ATCC 26603 e concentração do mosto de 150 g/L, resultando em 50,8 g/L de etanol, rendimento médio de 0,36 g/g e produtividade volumétrica 2,76 g/L*h.

Por meio das pesquisas já realizadas, observa-se que o bioetanol produzido a partir da casca e da polpa podem ser classificados como etanol de primeira geração devido ao fato da não necessidade de realizar tratamentos de hidrólise ácida e/ou enzimática, podendo seus açúcares serem fermentados

diretamente. No caso do pseudocaule, por possuir grandes quantidades de celulose e hemicelulose, é necessária a utilização de pré-tratamentos ácidos e enzimáticos, antes de sua fermentação, para liberação dos açúcares, resultando no etanol de segunda geração.

2.5 Simulação de processos fermentativos

A simulação computacional tem auxiliado cada vez mais no dimensionamento e projeção de diversos setores industriais. No desenvolvimento de biorrefinarias tem sido uma ferramenta utilizada para representar virtualmente a transformação da biomassa utilizada como matéria prima em combustível (SANTOS *et al.*, 2012).

Por representar virtualmente, a partir de aplicativos especializados, modelos capazes de replicar o funcionamento de um sistema real possibilitam, por meio da realização de testes, a otimização de todo o processo, permitindo ao gestor a minimização de erros. De uma forma geral, pode-se definir a simulação computacional, como uma ferramenta de gestão para tomada de decisão em tempo real e ex-ante da execução do projeto de uma dada biorrefinaria (Nunes *et al.*, 2015).

Exemplos de simuladores de processo amplamente utilizados na indústria química são: o Aspen Plus®, Aspen Hysys®, UniSim e o SuperPro Designer®, que apresentam a capacidade de lidar com processos nos estados sólido, líquido e gasoso. Nestes, por meio de balanços de massa e energia simulam-se todas as entradas e saídas do processo produtivo, proporcionando uma visão geral de toda a planta de produção, facilitando a análise, tratamento e gerenciamento, economizando tempo e recursos financeiros (ASPENTECH, 2017).

A simulação é um dos processos necessários para realizar a avaliação econômica, pois é a etapa que integra os processos produtivos mostrando as vazões, balanços de massas, equipamentos e energia necessária. Com esses dados é possível realizar a avaliação de opções de equipamentos, a otimização do processo a fim de aumentar a produtividade e/ou rendimento, e a avaliação da rentabilidade global do projeto em função da quantidade de energia

necessária, sendo fator determinante para tomada de decisões (ALBARELLI, 2013).

Diversos estudos de processos fermentativos foram realizados utilizando a simulação, com o objetivo de validar novas tecnologias, quantificar os consumos de matéria-prima e energia e verificar a possibilidade de melhorias.

Dias (2008) realizou simulações com o software Aspen Hysys® que permitiram identificar o consumo de energia; estudar o impacto de algumas variáveis e verificar melhorias no processo de fermentação alcoólica, por meio do processo convencional de cana-de-açúcar e quanto à etapa de hidrólise do bagaço de cana-de-açúcar por meio de um processo do tipo Organosolv com ácido diluído. Os resultados obtidos apresentaram que a utilização de 70 % do bagaço gerado nas moendas como matéria-prima no processo de hidrólise pode aumentar a produção de etanol em 17 %, utilizando-se a mesma área cultivada de cana-de-açúcar.

Quintero e Cardona (2011) realizaram simulações com a ferramenta Aspen Plus®, para a produção de etanol combustível utilizando como matéria prima a casca de arroz. Avaliaram duas formas de pré-tratamento (ácida e água quente), aplicando ou não a cogeração de energia, obtendo assim o desempenho energético dos processos.

Dias (2011) utilizou o simulador Aspen Plus® para comparar a produção convencional de cana-de-açúcar com a produção integrada de etanol de segunda geração, a partir do bagaço da cana. Os resultados mostraram que o processo integrado de produção de etanol de primeira com o de segunda geração leva a melhores resultados.

Zheng (2013) utilizou o software Aspen Plus® para comparar sistemas de cogeração (fornecimento de calor e eletricidade) para uma planta de etanol que utiliza milho como matéria-prima. Os sistemas comparados foram o ciclo combinado de gaseificação integrada de biomassa (BIGCC) e o sistema de ciclo combinado de gás natural (NGCC). Concluiu-se que o etanol de milho produzido com os sistemas estudados apresentaram redução na emissão de GEE quando comparados a gasolina, onde o BIGCC apresentou uma redução de 100% e o NGCC 93,4%.

Albareli (2013), empregando o Aspen Plus® simulou o processo de produção de usina convencional (açúcar, etanol e eletricidade) e uma destilaria

autônoma (etanol e eletricidade) utilizando cana-de-açúcar como matéria prima, com a integração dos processos e diferentes usos para os resíduos oriundos da colheita e processamento da cana-de-açúcar (eletricidade e etanol 2G). O uso do bagaço excedente, em conjunto com a palha, permitiu o aumento da eletricidade disponível em 244%.

Miranda *et al.* (2013) propuseram a construção de uma planta virtual do processo produtivo de bioetanol de bagaço de cana-de-açúcar, com o auxílio do software Aspen Hysys®. Os resultados obtidos foram comparados com os de uma usina convencional, e mostraram que a integração da hidrólise ao processo convencional aumentou a produção de etanol em 26 % em volume. Contudo, este aumento na produção também ocasionou um maior consumo energético para a usina.

Souza (2015) realizou um estudo no software Aspen Hysys® para simular o processo de obtenção do bioetanol a partir dos resíduos da banana que compreendeu etapas de tratamento, concentração do caldo, fermentação, destilação e desidratação do etanol. Foram simuladas rotas produtivas utilizando o pseudocaule, assim como a mistura dos resíduos (pseudocaule, casca e polpa) na mesma razão que são gerados na colheita da banana. Os resultados mostraram que a utilização dos três resíduos em conjunto reduz a quantidade de energia utilizada no processo, quando comparada a do pseudocaule. Notou-se também a necessidade de concentração do caldo antes da etapa de fermentação.

Larnaudie *et al.* (2016) estudou experimentalmente a produção de bioetanol a partir de suco de sorgo doce concentrado (142 e 318 g/L de açúcar) e com os dados experimentais utilizou o software Aspen Plus® para analisar os efeitos do teor de açúcar, concentração de suco antes da fermentação (condições de VHG), eficiência de fermentação, tempo de fermentação e consumo de energia do processo industrial. O uso de variedades de sorgo com alto teor de açúcar e de leveduras industriais de alto desempenho reduziu significativamente o consumo de energia.

Silva (2017) avaliou experimentalmente a produção de etanol utilizando o hidrolisado hemicelulósico do bagaço de cana-de-açúcar por *S.stipitis*. Com o software Aspen Plus® simulou os estágios de fermentação e purificação do processo com o intuito de entender o desempenho energético global,

investigando o efeito da velocidade de agitação e da taxa de aeração (medida por kLa). Por meio dos resultados foi possível afirmar que o kLa influencia nos valores de fermentação e energia térmica necessária. Os valores de kLa inicial ideal para atingir a concentração máxima de etanol (15,03 g/L) e de energia térmica mínima necessária ($1,85 * 105$ kW por kg de etanol) foram encontrados em 8,0 kW/ h (450 rpm e 0,6 v v m). Sob esta condição, o rendimento e produtividade de etanol foram 0,37 g /g e 0,30 g/L*h, respectivamente.

2.6 Avaliação econômica de processos

Ao se tratar de uma estimativa econômica, a precisão depende da quantidade de detalhes e estudos apresentados pelo processo que se deseja estudar. Para Turton (2009), a precisão de estimativas pode ser separada em cinco categorias:

- a) estimativa da ordem de grandeza: apresenta baixa precisão, utilizada para verificar se há viabilidade do projeto;
- b) estimativa de estudo: esta estimativa já considera o projeto viável e leva em consideração o investimento necessário baseado no conhecimento do custo dos principais equipamentos;
- c) estimativa preliminar: considera um projeto com os dimensionamentos necessários em relação a equipamento e processo produtivo;
- d) estimativa definitiva: realizada com posse de quase todos os dados finais, proporcionando maior segurança, porém sem apresentar todos os detalhes;
- e) estimativa detalhada: envolve a engenharia completa do processo, sendo assim a estimativa mais completa.

Por meio de um estudo econômico, é possível aferir a respeito da viabilidade de projetos tecnicamente corretos. Ou seja, analisando suas despesas e receitas, tenta-se determinar se o capital deve ser investido em um determinado projeto e seu retorno (NETO & FIGUEIREDO, 2009).

Para se realizar uma avaliação econômica adequada, é essencial que os elementos que compreendem o projeto sejam expressos em termos monetários. Obtém-se, assim, um denominador comum a partir do qual se faz possível a

determinação de diferentes medidas de avaliação financeira e econômica (NETO & FIGUEIREDO, 2009).

Os impactos financeiros passam pela determinação dos custos produtivos, identificação da melhor escala de produção e localização de instalação da planta, podendo estes serem em termos de capital necessário para o investimento ou fluxos operacionais (tais como receitas e despesas). As considerações feitas nos estudos iniciais terão repercussões financeiras ao longo de todo o funcionamento do empreendimento (CASAROTTO & KOPITTKKE, 1996). Uma estimativa preliminar seria apontar os custos diretos de produção, ou seja, relacionados ao produto. Nestas estimativas estão inclusos custo de matéria-prima, energético, transporte, insumos e mão-de-obra operacional.

De acordo com Veras (2001), a análise de viabilidade econômica é um estudo financeiro que mostra a projeção de receitas, custos e lucros, com intuito de verificar se determinado investimento é viável ou não. Os indicadores e métodos mais utilizados são:

- a) Lucratividade;
- b) Rentabilidade;
- c) Valor Presente Líquido (VPL);
- d) Taxa Interna de Retorno (TIR);
- e) Ponto de Equilíbrio;
- f) *Payback*.

Diversos estudos de biocombustíveis foram realizados de forma simulada, com o objetivo de validar novas tecnologias desenvolvidas nesse setor, utilizando diferentes matérias primas, visando também a análise de viabilidade econômica de tais projetos.

Quintero *et al.* (2012) realizou a avaliação econômica utilizando o Aspen Process Economic Analisador nos processos simulados. Por meio dos dados relatados foi possível concluir que o pré-tratamento ácido apresentou melhor rendimento, porém ambos os tratamentos foram eficientes. Mas se a cogeração de energia não for implementado, esses métodos de pré-tratamento não são aplicáveis para a indústria dada a grande quantidade de energia necessária.

Dias (2011), realizou a análise econômica e ambiental de diversos cenários que levaram em consideração: a produção de etanol de primeira geração, pressão de 22 e 90 bar na caldeira, venda de eletricidade excedente para a rede, utilização de peneira molecular para desidratação do etanol, produção de etanol de segunda geração (tecnologia atual), eletrificação completa da planta de produção, redução de 20% na demanda de vapor do processo, utilização de 50% da palha de cana-de-açúcar para queima, produção de etanol de segunda geração (tecnologia avançada) e fermentação de xilose para produção de etanol, assim como diversas combinações entre tais características para a formulação dos cenários. Os resultados mostraram que o processo integrado de produção de etanol de primeira com o de segunda geração leva a melhores resultados econômicos quando comparados com a planta autônoma, especialmente se as tecnologias avançadas de hidrólise e fermentação de pentoses estão incluídas.

Albareli (2013) avaliou o processo de produção de usina convencional (açúcar, etanol e eletricidade) e uma destilaria autônoma (etanol e eletricidade) utilizando cana-de-açúcar como matéria prima, com a integração dos processos e diferentes usos para os resíduos oriundos da colheita e processamento da cana-de-açúcar (eletricidade e etanol 2G). Os casos estudados foram avaliados economicamente e apresentaram um retorno mais rápido quando há integração de produção de açúcar, etanol e eletricidade, onde a viabilidade econômica dos processos de etanol 2G está diretamente ligado ao custo das enzimas.

Liu (2016) simulou no Aspen Plus® uma usina de etanol de palha de milho com intuito de mensurar o impacto do custo da enzima no custo do produto final. Os resultados revelaram que o custo da enzima impulsiona o preço do etanol celulósico abaixo do ponto de lucro mínimo quando a enzima é comprada no mercado atual. O autor sugere que haja uma produção da enzima celulase na própria usina, reduzindo o custo da enzima, para que o processo seja economicamente viável.

Junqueira (2015) analisou a integração de diferentes tecnologias ao processo de produção de etanol de cana-de-açúcar, considerando as tecnologias 1G e 2G, a fim de avaliar os impactos na viabilidade técnico-econômica das biorrefinarias de cana-de-açúcar e identificar gargalos tecnológicos. Os resultados apresentados mostraram que as utilizações de uma

maior variedade de produtos, por meio da produção de etanol, açúcar, eletricidade e biogás, bem como a flexibilidade na produção de acordo com as oscilações do mercado, melhoram a viabilidade técnico-econômica, aumentando a estabilidade dos negócios. Já a integração do etanol 2G mostrou que a viabilidade está vinculada ao custo de enzima, porém com a extensão do período de operação da biorrefinaria de 6 a 8 meses para uma produção contínua (ano inteiro) resultou em uma alternativa promissora, mas com alto investimento.

Em seu estudo, Milanez *et al.*, 2015, demonstra o avanço do etanol de segunda geração em um panorama nacional, expondo os benefícios que órgãos fomentadores como o Plano Conjunto BNDES-Finep de Apoio à Inovação Tecnológica Industrial dos Setores Sucroenergético e Sucroquímico (PAISS), onde hoje é possível produzir cerca de 140 milhões de litros de etanol 2G, valor esse elevado, porém não capaz de suprir a demanda de combustível do Brasil. Os autores afirmam ser necessária a busca por redução de custos de processo para a produção de etanol oriundo de biomassa residuais, com o intuito de tornar o etanol 2G competitivo com os combustíveis derivados de petróleo, podendo desta forma tornar o Brasil um grande produtor de combustíveis renováveis, possibilitando em projeções mais promissora uma importação do mesmo.

Mesa *et al.* (2017) realizou a análise econômica com a otimização de pré-tratamentos para a fermentação de palha da cana-de-açúcar. A análise econômica revelou que a integração entre hidrólise enzimática e fermentação na produção de etanol afetou o custo total de capital. O custo das matérias-primas (palha da cana e enzimas) teve o impacto mais significativo no custo total de produção e representou entre 35,66 e 25,88% do custo total da usina de etanol a partir da palha da cana.

Junqueira *et al.*, (2017) realizaram um estudo considerando os cenários atuais e futuros das biorrefinarias de cana-de-açúcar, com o intuito de quantificar os impactos econômicos e ambientais envolvidos no processo. Os autores realizaram através de algumas hipóteses cenários promissores para a indústria de etanol 2G, mostrando que o etanol lignocelulósico possui um grande potencial para produção em larga escala, além de sua produção e consumo possibilitar uma redução em até 80% os impactos das mudanças climáticas

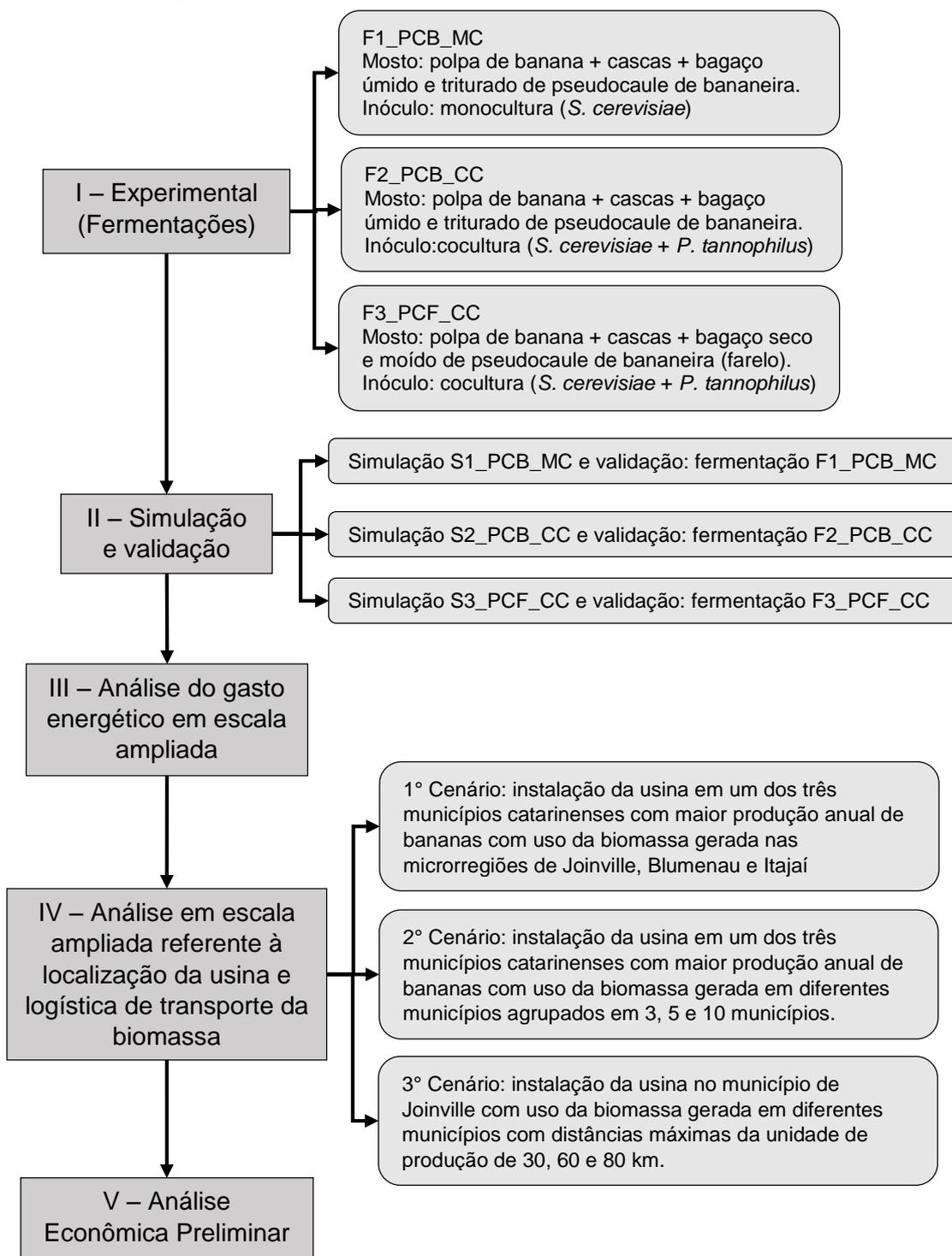
Observa-se que os estudos sobre resíduos lignocelulósicos para a produção de etanol, utilizando simulação do processo e análise econômica,

estão voltados principalmente para cogeração ou melhoria de processos já existentes. Os trabalhos se limitam a usinas de cana-de-açúcar, utilizando o bagaço e a palha de cana-de-açúcar e usinas de milho que utilizam os resíduos formados ao longo do processo. Os estudos de simulação e análise econômica utilizando outras biomassas e principalmente resíduos da bananicultura são escassos, demonstrando assim a necessidade de realizar uma análise de viabilidade de tais processos

3. MATERIAL E MÉTODOS

Este trabalho foi desenvolvido em cinco etapas distintas, conforme pode ser observado no fluxograma simplificado mostrado na Figura 10.

Figura 10 – Fluxograma simplificado das cinco etapas realizadas no desenvolvimento do trabalho



Fonte: Do autor (2018)

Etapa I foi realizada em escala de laboratório a fim de coletar dados para os cálculos dos parâmetros cinéticos de produtividade volumétrica (Q_P) e rendimento ($Y_{P/S}$) em etanol, bem como para complementar as informações de processo necessárias para a simulação e validação do processo (Etapa II).

Na Etapa III, após validação e considerando a ampliação de escala para a industrial, o gasto de energia necessário para converter toda a biomassa avaliada em etanol combustível foi estimado.

Em seguida, na Etapa IV, estruturou-se três cenários produtivos em escala industrial: no primeiro foi considerado-se toda a biomassa disponível nas três microrregiões escolhidas (Joinville, Blumenau e Itajaí), no segundo separou-se os municípios mais produtores em três categorias (3, 5 e 10 maiores produtores de banana), no terceiro cenário considerou-se a distância (30, 60 e 80 km) entre a localização da usina e os municípios próximos, aos quais seriam coletadas as biomassas. Todos os cenários utilizaram como local de instalação da usina Luiz Alves, Corupá e Massaranduba (os três municípios catarinenses com maior produção de bananas). Nesta etapa foram estimados os gastos necessários para o transporte da biomassa de diferentes regiões do estado até o local de processamento e indicado o município mais apropriado para uma futura instalação da usina de alcooleira.

Na etapa V, de posse dos gastos relativos ao transporte da biomassa e ao consumo energético, realizou-se uma análise econômica preliminar para estimar o custo do produto obtido até então. A comparação desse custo com os de diferentes processos industriais consolidados para a produção do etanol combustível foi realizada.

3.1 Ensaio de fermentação

Foram realizados três ensaios de fermentação com, no mínimo, uma replicata: (1) F1_PCB_MC - fermentação utilizando bagaço úmido (com prensagem e trituração) de pseudocaule de bananeira, casca e polpa de banana e inóculo de monocultura de *S. cerevisiae*; (2) F2_PCB_CC - fermentação utilizando bagaço úmido (com prensagem e trituração) de pseudocaule de

bananeira, casca e polpa de banana e inóculo de cocultura de *S. cerevisiae* e *P. tannophilus*; (3) F3_PCF_CC - fermentação utilizando farelo (com prensagem, secagem e trituração) de pseudocaule de bananeira, casca e polpa de banana e inóculo de cocultura de *S. cerevisiae* e *P. tannophilus*.

Em todas as fermentações foi utilizado mosto composto por diferentes tipos de resíduos da bananicultura (biomassa): pseudocaule da bananeira (na sua forma úmido e seco), cascas e polpa de bananas maduras impróprias para consumo humano.

Duas diferentes composições de inóculos foram avaliadas: monocultura microbiana formada por *Saccharomyces cerevisiae* isolada de fermento comercial Fleischmann®, mantida e identificada como Univille 9080 e cocultura composta por *S. cerevisiae* Univille 9080 e *Pachysolen tannophilus* ATCC 32691 (CCT 1891) (levedura não floculante com capacidade para metabolizar glicose e algumas pentoses, inclusive xilose).

3.1.1 Obtenção do mosto de fermentação

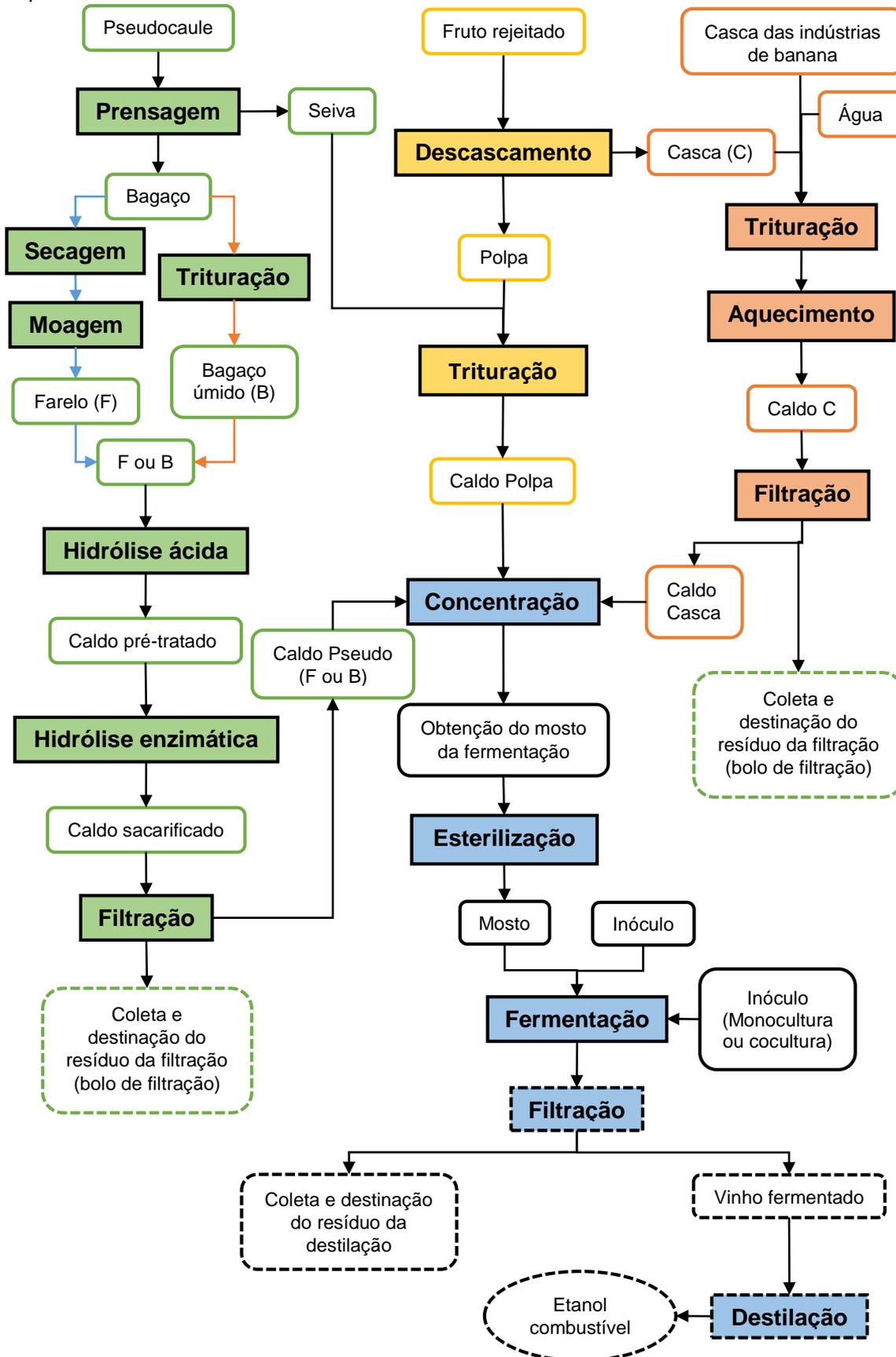
O mosto de fermentação foi obtido a partir da mistura de três caldos, respectivamente provenientes do processamento de três resíduos vegetais (biomassa) da cultura da banana *Musa cavendishii*, popularmente conhecida na região sul do Brasil como nanica ou nanicão: polpa e cascas de bananas maduras impróprias para consumo humano e pseudocaule da bananeira.

A proporção de massa úmida de cada uma dessas biomassas foi de 1:2:10 (polpa: cascas: pseudocaule) ou em massa seca 1:0,8:1,6, correspondente à mesma proporção de massa que são geradas no campo, conforme Souza *et al.* (2010).

Cada um dos resíduos foi processado para extração de açúcares fermentescíveis (açúcares redutores, AR) conforme estabelecido por Schulz (2010) para o caso do caldo da polpa, Hopfner (2015) para o caldo de cascas e Souza (2016) para o caldo de pseudocaule da bananeira.

As principais etapas da preparação do mosto e obtenção do vinho de fermentação são mostradas na Figura 11.

Figura 11 – Fluxograma operacional simplificado empregado na produção de etanol de biomassa da bananicultura. As operações dos quadros com linha pontilhada não foram executadas experimentalmente.



Fonte: Do autor (2018)

3.1.1.1 Caldo da polpa de banana

Como biomassa utilizou-se frutos impróprios para o consumo humano. As bananas foram descascadas e as cascas armazenadas para o posterior preparo do seu caldo. As polpas foram cortadas manualmente com auxílio de uma faca em pedaços menores que 3 cm e adicionadas de seiva extraída do pseudocaule de bananeira conforme proposto por Sandrin (2018), evitando-se, assim, o consumo de água na liquefação da biomassa.

As polpas com seiva foram submetidas a trituração em liquidificador doméstico durante 1 min ou até a obtenção de uma mistura homogênea (inspeção visual). A concentração em massa úmida (MU) da polpa na mistura foi de 500 g/L, equivalente a 149 g/L em massa seca (MS) do resíduo, conforme proposto por Schulz (2010).

A obtenção da seiva utilizada no preparo do caldo foi realizada de acordo com metodologia proposta por Souza *et al.* (2017). Pseudocaule da bananeira coletado no campo foi inicialmente cortado em pedaços de aproximadamente 60 cm, separado em suas camadas de bainha foliar e submetido à prensagem em prensa de rolos de marca Hidro-Industrial. Foram realizadas duas prensagens: a primeira com uma distância entre rolos de 6 mm e a segunda, uma distância de 3 mm. A seiva extraída foi coleta e congelada em freezer até utilização. O bagaço do pseudocaule foi armazenado em refrigerador doméstico para posterior utilização no preparo no caldo de pseudocaule.

3.1.1.2 Caldo de cascas de banana

O caldo de cascas foi obtido de acordo com Schulz (2010) e Hopfner (2015).

Cascas frescas de banana madura foram cortadas em pedaços com cerca de 2 a 3 cm de comprimento por 2 a 3 cm de largura e trituradas em liquidificador doméstico empregando a relação de 200 ml de água (água da rede pública) para

cada 400 g de massa úmida de resíduo. A concentração de biomassa na mistura homogeneizada foi de 615,39 g/L em MU e 70,15 g/L em MS.

A mistura foi aquecida em autoclave a vapor (120 °C durante 15 min) para auxiliar na solubilização dos açúcares livres seguida por filtração gravitacional, ainda quente, em tecido de algodão. O filtrado foi encaminhado para a elaboração do mosto de fermentação (mistura dos caldos) e o resíduo da filtração (bolo de filtração) foi descartado.

3.1.1.3 Caldo de pseudocaule de bananeira

Para obtenção dos caldos de pseudocaule de bagaço úmido (caldo Pseudo B) ou do farelo de pseudocaule previamente seco (caldo Pseudo F) foram utilizadas as metodologias estabelecidas por Souza (2016) e Souza *et al.*, (2017).

Para o caldo Pseudo B, o bagaço prensado foi cortado em pedaços de 3 cm de largura por 3 cm de comprimento e triturado em liquidificador industrial Eletroshop até obtenção de fibras de aproximadamente 1 cm de comprimento, de maneira a atender a concentração desejada de MS da biomassa no pré-tratamento químico e sacarificação (MS = 70 g/L), conforme proposto por Souza (2016).

Para o caldo Pseudo F, o bagaço resultante da prensagem foi inicialmente cortado em pedaços de 3 cm de largura por 10 cm de comprimento e secado em secador de bandejas marca COEL HW 500 com convecção forçada (velocidade do ar no tubo de entrada do secador de 2,6 m/s e na câmara de secagem de 0,22 m/s), a 60 °C durante 24 h. Após secagem, a biomassa foi moída em moinho de facas Solab com rotação de 1750 rpm até tamanho máximo das partículas de 30 mesh (0,595 mm). O farelo resultante, com umidade de 10%, foi armazenado em temperatura ambiente para posterior utilização.

Tanto o bagaço úmido triturado como o farelo foram submetidos aos mesmos tipos de pré-tratamentos químicos e de sacarificação, conforme recomendado por Souza *et al.* (2017).

Para o pré-tratamento químico foi empregado solução aquosa de H₂SO₄ 2% m/MS (massa de H₂SO₄ 98% de pureza por massa seca de pseudocaule) e concentração de 70 g/L de MS de pseudocaule. As reações foram conduzidas em frascos de Erlenmeyer de 250 mL com 90 mL de volume de trabalho. A mistura foi submetida ao aquecimento a 120 °C em autoclave a vapor durante 15 min e, após resfriar, ajustado o seu pH para 5,5 com NaOH anidro, encaminhado para a etapa de sacarificação.

Para a sacarificação da biomassa pré-tratada quimicamente foi utilizada uma solução aquosa composta das enzimas celulase (Cellic CTec2 SAE0020, *Sigma-Aldrich*®) e hemicelulase (Hemicellulase from *Aspergillus Níger* H2125, *Sigma-Aldrich*®). As respectivas concentrações das enzimas (6% m/MS e 2% m/MS), pH reacional 5,5 em tampão acetato de sódio/ácido acético 0,1 M, temperatura 45 °C e tempo de reação de 24 h, foram as mesmas utilizadas por Gonçalves (2011) e por Souza *et al.* (2017).

Após sacarificação, o caldo hidrolisado foi filtrado em tecido de algodão seguido de centrifugação em centrífuga Excelsa 4, modelo 280-R, equipada com rotor Fanem (Ref. 280 127 600). A centrifugação foi realizada a 5 °C, com frequência de giro de 3.500 min⁻¹ (2122 g) durante 10 min. Em seguida, o caldo isento de sólidos foi congelado para posterior utilização.

3.1.1.4 Mistura dos caldos e obtenção do mosto

O mosto de fermentação foi composto pelos caldos da polpa, cascas e pseudocaule (caldo F ou B) de maneira a manter a proporção 1:2:10 em massa úmida de cada uma das biomassas, conforme mencionado no item 3.1.1.

A mistura foi submetida à evaporação aberta (pressão ambiente) até concentração de AR da ordem de 187 g/L (retirada periódica de amostras para análise, conforme metodologia descrita em 3.1.4.1). Para evaporação foi utilizado o banho térmico da marca Fisatom modelo 558 a 70 °C, com homogeneização constante do mosto através de agitador portátil com pás de hélice (frequência de rotação de 150 min⁻¹)

Foram adicionados nutrientes ao mosto concentrado, conforme proposto por Souza *et al.* (2012): 3 g/L extrato de levedura, 0,5 g/L $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$, 0,5 K_2HPO_4 , 0,1 g/L $\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ e 0,1 g/L CaCl_2 ; e distribuído nos frascos de fermentação.

Em seguida, os frascos serão esterilizados em autoclave a vapor (120 °C, 15 min) e deixados em câmara de fluxo laminar até atingirem temperatura ambiente para posterior inoculação e fermentação.

3.1.2 Inóculo da fermentação

Os inóculos foram produzidos conforme estabelecido por Hofner (2015) para culturas puras das leveduras *Saccharomyces cerevisiae* isolada de fermento comercial Fleischmann®, mantida e identificada como Univille 9080 e Montagnoli (2017) para culturas puras de *Pachysolen tannophilus* CCT 1891 (ATCC 32691), mantidas no banco de cepas da UNIVILLE.

As culturas foram previamente cultivadas em placas de Petri empregando meio GY sólido apresentado na Tabela 1 e incubação a 30 °C durante 24 h, seguido de armazenagem em refrigerador doméstico a 4 °C.

Tabela 1 – Composições dos meios de cultivo utilizadas na obtenção do pré inóculo das espécies *S. cerevisiae* UNIVILLE 9080 e *P. tannophilus* ATCC 32691.

Nutrientes	Concentração (g/L)	
	<i>S. cerevisiae</i>	<i>P. tannophilus</i>
Agar-ágar	20	20
Glicose	20	20
Extrato de Levedura	3	3
$(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$	0,5	5
K_2HPO_4	0,5	1
$\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$	0,1	0,1
CaCl_2	0,1	0,1

Fonte: Adaptado Montagnoli (2017)

Antes de realizar a inoculação dos frascos de fermentação, foi realizada a reativação dos micro-organismos presentes nas placas de Petri armazenadas.

Foi preparada uma solução composta pelos mesmos componentes utilizados na placa de Petri (meio GY sem Agar-ágar), conforme Tabela 1, com o pH de 4,5 para *S. cerevisiae* e pH de 6 para *P. tannophilus*, e em seguida, foi adicionado 5 mL de água destilada em cada placa de Petri, e realizou-se a raspagem das colônias com auxílio de uma alça de platina, coletou-se a suspensão microbiana por pipetagem e adicionou-se 2 mL da suspensão microbiana para cada 100 mL de meio GY sem Agar-ágar.

A produção do inóculo foi realizada em frascos de Erlenmeyer de 250 mL com 100 mL de volume de trabalho, incubados em agitador orbital (*shaker*) da LOGEN, a 30 °C com frequência de agitação de 120 min⁻¹ durante 24 h.

Antes da inoculação (20 % v/v), o inóculo foi padronizado a fim de que cada frasco de fermentação receba a mesma concentração inicial de microorganismos (X_0). Para a padronização, a suspensão microbiana do inóculo será centrifugada e a massa celular adicionada de água destilada em volume suficiente para absorvância desejada em comprimento de onda de 600 nm, conforme curva de calibração já estabelecida por Souza (2016).

3.1.3 Condução dos ensaios

Os ensaios de fermentação foram realizados em frascos Erlenmeyer de 250 mL contendo 80 mL de mosto e 20 mL de inóculo, quando em cultura pura de *S. cerevisiae*. Os ensaios de cocultura foram conduzidos com 80 mL de mosto e 20 mL de inóculo sendo 10 mL de *S. cerevisiae* e 10 mL de *P. tannophilus*. As misturas no interior dos frascos Erlenmeyer (mosto + inóculo) apresenta AR de 150 g/L antes do processo fermentativo, que ocorreu em agitador orbital (Shaker Incubating LOGEN), com frequência de agitação de 120 min⁻¹, 30 °C.

Durante a fermentação foram retiradas amostras periódicas em duplicata de 20 mL cada (a cada 12 h) para a determinação da concentração de açúcares redutores (AR) e concentração de etanol (P). Os ensaios de fermentação foram conduzidos até o término do consumo de AR ($d_{AR}/dt = 0$).

3.1.4 Determinação das concentrações de açúcares redutores e de etanol

Frações das amostras coletadas durante os ensaios de fermentação foram descongeladas banho térmico da marca Fisatom modelo 558 a 70 °C, transferidas para tubos Eppendorf de 2 mL e centrifugadas em Centrifuge 5415C com frequência de giro de 12.000 min⁻¹ durante 10 min. O sobrenadante de cada Eppendorf foi submetido à análise para determinação das concentrações de açúcares redutores (AR) e de etanol (P).

3.1.4.1 Concentração de açúcares redutores (AR)

Para determinar a concentração de açúcares redutores, ao longo de todo o processo de fermentação foi utilizado o método colorimétrico de DNS (3,5 dinitrosalicilato) com base na proposta de Miller (1959).

Para isto, com as amostras centrifugadas realizou-se a diluição com água destilada (em proporção suficiente para obter leitura na curva de calibração). Adicionou-se em tubos de ensaio 500 µL de DNS e 500 µL da amostra diluída, utilizou-se o vortex para homogeneização e aqueceu-se em banho-maria a 100 °C por um período de 5 minutos, após o final deste período as amostras foram resfriadas em banho de gelo. Com as amostras resfriadas adicionou-se 5 mL de água destilada, os tubos foram homogeneizados em vortex e vertidos em cubeta de acrílico para leitura de absorbância.

A leitura de absorbância (Abs) foi feita em espectrofotômetro LKB BIOCHROM, Novaspec II, empregando comprimento de onda de 540 nm. O valor de AR foi determinado a partir da Equação 1 obtida da curva de calibração (Apêndice I).

$$\text{Abs} = 0,5133 * (\text{AR}) - 0,0397 \quad r^2 = 0,9955 \quad (1)$$

3.1.4.2 Concentração de etanol

Para determinar a concentração de etanol ao longo do processo fermentativo, foram realizadas análises de cromatografia gasosa empregando cromatógrafo da marca Agilent, modelo 6890, acoplado com mostrador automático Agilent, modelo 7683 e coluna da Hewlett-Packard HP-1 de comprimento 50 m e diâmetro externo de 0,32 mm, com fase estacionária 100% dimetilpoli-siloxano e espessura de filme 1,05 μm . Antes da injeção no cromatógrafo, as amostras foram filtradas em microfiltros com porosidade de 0,45 μm para preservação da coluna. No Apêndice II é mostrado um cromatograma típico obtido nessa análise.

3.1.4.3 Cálculo do rendimento da sacarificação.

Foram estimados dois valores de rendimento em glicose relativos à sacarificação do pseudocaule de bananeira em glicose: (1) $Y_{AR/MS}$ – calculado com base na concentração de biomassa seca empregada na sacarificação (Equação 2); (2) R_{AR} – calculado com base na quantidade teórica de celulose e hemicelulose disponível (Equação 3).

$$Y_{AR/MS} (\%) = \left(\frac{AR_f - AR_0}{MS} \right) \cdot 100 \quad (2)$$

$$R_{AR} (\%) = \left(\frac{AR_f - AR_0}{1,11 \cdot C + 0,922 (1,14 \cdot H)} \right) \cdot 100 \quad (3)$$

$$C = 0,385 \cdot MS \quad (4)$$

$$H = 0,294 \cdot MS \quad (5)$$

3.1.4.4 Cálculo do rendimento da fermentação

Os valores de rendimento em etanol ou fator de conversão de AR em P ($Y_{P/AR}$) foram calculados de acordo com a Equação 6.

$$Y_{P/AR} (\%) = \left(\frac{P_f - P_0}{AR_0 - AR_f} \right) \quad (6)$$

Onde,

P_f – concentração de etanol no final da fermentação ($t = t_f$) (g/L).

P_0 – concentração de etanol no início da fermentação (g/L).

AR_0 – concentração de açúcares redutores no início da fermentação (g/L).

AR_f – concentração de açúcares (g/L) redutores presentes no meio de fermentação no instante t_f .

Considerou-se como tempo final de fermentação (t_f) o tempo no qual inicia-se a fase de P constante, ou seja, é cessada a produção e consequente acúmulo de etanol no vinho fermentado.

3.1.4.5 Cálculo da produtividade em etanol

Para a estimativa dos valores de produtividade volumétrica em etanol (Q_P), expressos em $\text{g.L}^{-1}.\text{h}^{-1}$, utilizou-se a Equação 7..

$$Q_P = \left(\frac{P_f - P_0}{t_f} \right) \cdot 100 \quad (7)$$

Onde,

t_f – tempo final (h)

P_f – concentração de etanol no final da fermentação ($t = t_f$) (g/L).

P_0 – concentração de etanol no início da fermentação (g/L).

3.1.4.6 Análises estatísticas

Os resultados dos ensaios de fermentação foram analisados pelo método ANOVA com teste de Tukey para $p < 0,05$ empregando o programa computacional Origin 7.5.

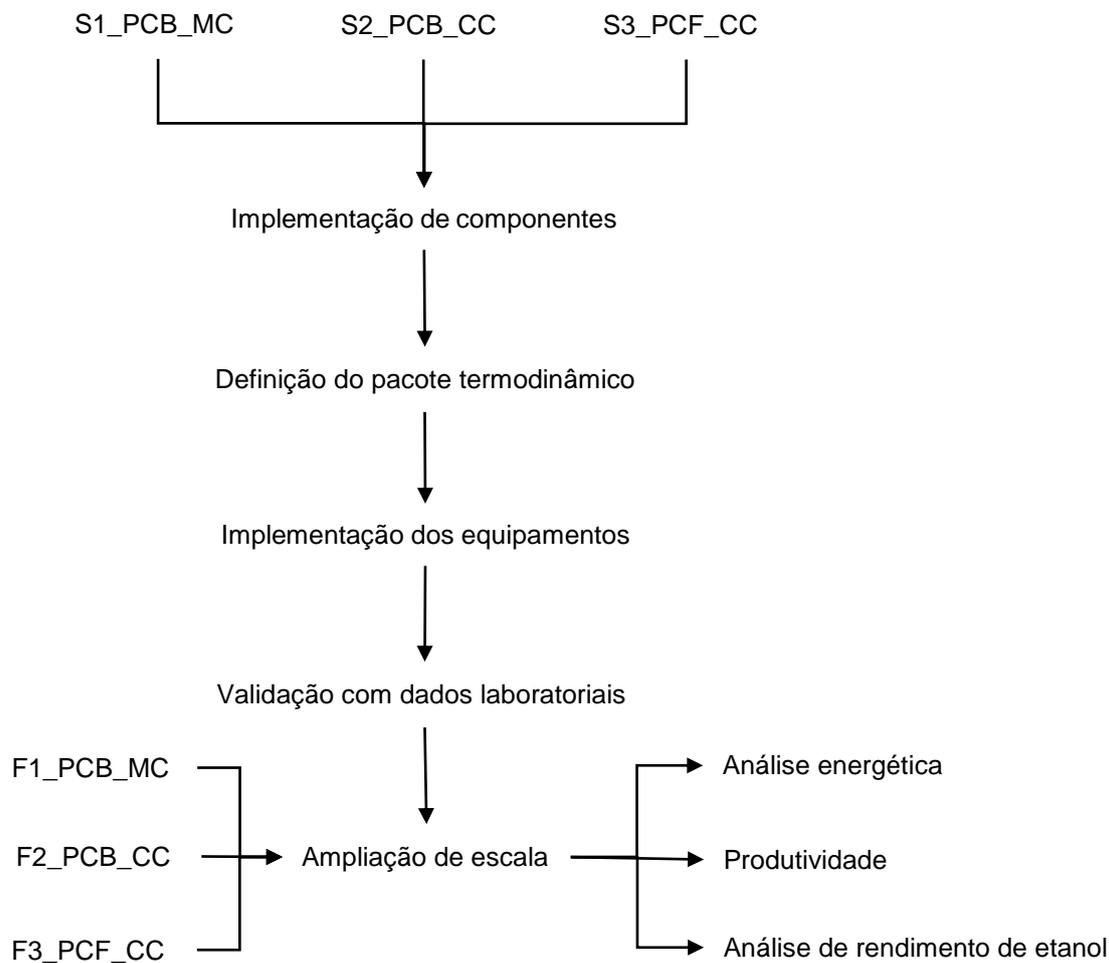
3.2 Simulação do processo de produção

Foi utilizado um simulador comercial de processos para representar as três fermentações realizadas: simulação S1_PCB_MC correspondente ao ensaio de fermentação F1_PCB_MC, simulação S2_PCB_CC referente à fermentação F2_PCB_CC e simulação S3_PCF_CC do processo fermentativo F3_PCF_CC.

Neste caso, o principal objetivo das simulações foi criar um modelo validado a partir dos dados experimentais para cada uma das fermentações realizadas. A partir dos dados energéticos e outras informações obtidas nas simulações buscou-se indicar aquela de maior potencial para ampliação de escala levando em conta a menor quantidade de energia utilizada, maior rendimento do produto e maior produtividade em etanol. As diferentes etapas de simulação estão apresentadas no fluxograma da Figura 12.

Primeiramente realizou-se as simulações de cada uma das fermentações, validando-as de acordo com os resultados obtidos em laboratório. Como os experimentos laboratoriais foram conduzidos somente até a etapa de fermentação, não houve validação experimental para as etapas de destilação e desidratação, sendo apenas implementados de acordo com o descrito em Souza (2015). Após a validação das simulações, propôs-se ainda o aumento da escala até uma escala industrial de acordo com o item 3.3.

Figura 12 – Fluxograma simplificado das etapas operacionais utilizadas na simulação dos diferentes processos fermentativos experimentados.



Fonte: Do autor (2018)

Além dos dados de produção determinados a partir dos ensaios de fermentação realizados neste trabalho, uma outra parte, foi obtida do trabalho desenvolvido por Souza (2015), que utilizou o mesmo tipo de mosto, porém com percentuais diferentes em massa úmida das três biomassas de 2,8% polpa, 12,4% casca e 84,8% de pseudocaule, correspondendo à proporção em massa úmida de 1: 4,4: 30,3 e, em massa seca de 1: 1,7: 4,8.

Conforme já citado, para os estudos envolvendo a simulação do processo fermentativo utilizou-se um simulador comercial de processos. Os componentes foram implementados conforme descrito em Souza (2015). O modelo termodinâmico utilizado foi o *Non-Random-Two-Liquid* (NRTL), para o cálculo do coeficiente de atividade da fase líquida, e a equação de estado *Soave-Redlich-*

Kwong (SRK), para a fase vapor, devido à boa capacidade do método em reproduzir os dados experimentais da mistura etanol-água.

Componentes hipotéticos foram adicionados por não estarem presentes na base de dados do simulador, conforme apresentado nas Tabelas 2 (sólidos) e 3 (líquidos). Os demais componentes utilizados, já existentes na base de dados do programa computacional, são mostrados na Tabela 4.

Tabela 2 – Propriedades inseridas no simulador necessárias à definição dos compostos hipotéticos sólidos.

Componentes	MM (g/mol) ¹	ρ (kg/m ³) ²	Fórmula Molecular
Celulose	162,14	1530	C ₆ H ₁₀ O ₅
Hemicelulose	132,12	1530	C ₅ H ₈ O ₄
Lignina	122,49	1500	C _{7,3} H _{13,9} O _{1,3}
Frutose	180,12	1590	C ₆ H ₁₂ O ₆
Sal	142,00	2680	-
Levedura	30,23	1000	CH _{1,8} O _{0,9} N _{0,145}
Enzima	22,839	1500	CH _{1,57} N _{0,29} O _{0,31} S _{0,007}

¹MM – massa molar

Fonte: Dias (2008) e Wooley & Putsche (1996) apud Souza (2015).

Tabela 3 – Propriedades dos componentes hipotéticos líquidos xilose e hidroximetilfurfural (HMF) inseridas no simulador.

Componentes	PE (°C)	MM (g/mol)	P (kg/m ³)	T _c ¹ (°C)	P _c ² (kPa)	ω ³	Fórmula Molecular
Xilose	445,85	150,13	1505	617	6577	2,3	C ₅ H ₁₀ O ₅
HMF	276,32	126,11	1290	696	5926	-0,009	C ₆ H ₆ O ₃

¹ Temperatura crítica; ² Pressão Crítica; ³ Fator acêntrico

Fonte: Dias (2008) apud Souza (2015).

Tabela 4 – Compostos presentes na base de dados utilizados na simulação.

Composto	Nome no simulador
Glicose	<i>Dextrose</i>
Sacarose	<i>Sucrose</i>
Água	<i>Water</i>
Ácido acético	<i>AceticAcid</i>
Furfural	<i>Furfural</i>
Ácido sulfúrico	<i>H₂SO₄</i>
Dióxido de carbono	<i>CO₂</i>
Glicerol	<i>Glycerol</i>
Ácido succínico	<i>SuccinicAcid</i>
Álcool iso-amílico	<i>3-M-1-C4ol</i>
Amônia	<i>Ammonia</i>
Hidrogênio	<i>Hydrogen</i>
Etanol	<i>Ethanol</i>
Monoetilenoglicol (MEG)	<i>Eglycol</i>

Fonte: Souza (2015)

3.2.1 Composição de cada biomassas e implementação dos equipamentos

Ao longo da simulação foram implementadas as composições específicas das três biomassas, ou substratos (pseudocaule, casca e polpa). Neste trabalho utilizou-se os valores relatados por Souza *et al.* (2017) que caracterizaram o pseudocaule de bananeira, de Schulz (2010) que caracterizou a polpa e a casca de banana e novos valores obtidos das fermentações realizadas.

Os equipamentos utilizados para a simulação a produção de etanol de biomassa foram baseados nos trabalhos de Souza (2015) e Dias (2011). Ao longo do processo foi necessário a implementação de reações de conversão para as etapas de hidrólise ácida, sacarificação e fermentação. Algumas dessas reações foram relatadas por Souza (2015) e outras foram implementadas a partir dos ensaios e revisão bibliográfica realizadas neste trabalho.

3.2.2 Validação da simulação

As validações das simulações foram realizadas com base nos dados coletados durante as fermentações laboratoriais realizadas neste trabalho.

Para avaliar a validação das simulações comparou-se os valores simulados com os experimentais de concentração de açúcares obtidos das análises de AR das fermentações (item 3.1) nas seguintes etapas do processo: no caldo da polpa, no caldo casca, no caldo do pseudocaule antes e após a hidrólise ácida e após a hidrólise enzimática, no mosto composto antes e após a concentração e durante a fermentação.

Além dos valores obtidos pelas análises de AR utilizou-se também os valores de concentração em etanol (P) das análises de CG para validar a etapa de fermentação, calculando o erro relativo através da equação 8

$$E_r = \frac{V_{m\acute{a}x} - V_{m\acute{i}n}}{V_{experimental}} \times 100 \quad \text{Equação (8)}$$

Sendo:

$V_{m\acute{a}x}$ o maior valor de AR ou P obtido

$V_{m\acute{i}n}$ o menor valor de AR ou P obtido

$V_{experimental}$ o valor obtido de AR ou P nas fermentações experimentais

3.3 Análise do consumo energético

A partir da validação de cada um dos processos fermentativos simulado, estimou-se os respectivos gastos de energia necessários para a transformação das biomassas em etanol combustível; desde os tratamentos iniciais dos resíduos até a obtenção do produto após a destilação do vinho fermentado (Figura 10).

O consumo energético específico à cada um dos equipamentos simulado foi obtido a partir do próprio simulador, que fornece o valor tanto na forma de energia (kJ/h) ou potência (kW), de acordo com a vazão utilizada no equipamento. O software não possui equipamentos de diminuição de partícula,

ou seja, as etapas de pré-tratamento físico (prensagem, moagem) não foram implementadas e conseqüentemente não foi possível obter por simulação a energia necessária dessas etapas. No entanto, tais valores foram estimados a partir do gasto energético publicado por outros autores que realizaram simulação de etanol de 1G e 2G (DIAS *et al.*, 2011; ALBARELLI *et al.*, 2014).

3.4 Análise da logística e gasto de transporte da biomassa em escala ampliada

Para a ampliação de escala de laboratorial para industrial visando a análise da logística e gasto no transporte da biomassa dos locais onde são gerados até o local de instalação de uma futura usina alcooleira em Santa Catarina, selecionou-se as microrregiões catarinenses de Joinville, Blumenau e Vale do Itajaí. Além de serem as maiores produtoras de bananas do Estado, conforme EPAGRI/CEPA (2017), essas microrregiões apresentam característica geografia bastante interessante em relação às distâncias rodoviárias entre aos seus municípios. Todos os municípios das três microrregiões encontram-se distanciados de, no máximo, 100 km e estão próximos a três portos que podem facilitar o escoamento do produto final: Porto de São Francisco, de Itajaí e de Itapoá.

A partir dos dados relativos à safra de bananas 2014/2015 no estado catarinense publicados na Síntese Anual da Agricultura Catarinense (EPAGRI/CEPA, 2017) e nas quantidades de cada um dos resíduos gerados (SOUZA *et al.*, 2010), propôs-se três diferentes cenários para a ampliação de escala visando a análise do custo de transporte: (1) Considerando a produção total das três microrregiões; (2) Tomando como base de cálculo os municípios com maior produção de bananas nas três microrregiões, agrupando-os em 3 municípios (cenário 2a), 5 municípios (cenário 2b) e 10 municípios (cenário 2c); (3) Considerando diferentes distâncias entre os municípios com maior produção e os locais avaliados para instalação da usina (Massaranduba, Luiz Alves e Corupá): 30 km (cenário 3a), 60 km (cenário 3b) e 80 km (cenário 3c).

O valor do transporte dos resíduos, do campo até o ponto central do município considerado como local de instalação da usina, foi calculado segundo

a Agência Nacional de Transporte Terrestre (ANTT) pela Resolução ANTT nº. 5820, de 30 de maio de 2018, não foi considerado o valor de mão-de-obra para corte do pseudocaule e carregamento.

De acordo com a resolução da ANTT, o preço médio do quilômetro rodado para o transporte de cargas geral em uma distância de 1 até 100 km, tem um valor de R\$ 2,10 (U\$ 0,56, cotação de U\$ 3,766 em 01 de junho de 2018). Multiplicando esse valor por cada eixo rodado e considerando como base de cálculo um caminhão com três eixos, o valor médio por quilometro rodado é de R\$ 6,30 (U\$ 1,67).

3.5 Análise econômica preliminar

A análise econômica preliminar foi realizada por meio da receita obtida de cada cenário considerando o valor médio de comercialização do etanol hidratado dos cinco estados brasileiros que produzem o combustível: Alagoas, Goiás, Mato Grosso, Pernambuco e São Paulo.

Em relação aos custos de energia foi considerado o valor cobrado pela CELESC na região rural, adicionado de imposto de 25%: R\$ 0,32189/kWh (CELESC, 2018).

Além do custo energético foi contabilizado o custo de transporte de acordo com a distância das cidades de cada cenário analisado considerando, em todos eles, o mesmo modelo de caminhão: capacidade máxima de carga líquida de 45 t.

Como os equipamentos e etapas de processo da produção de bioetanol de banana são semelhantes aos utilizados na indústria de alcooleira (milho e cana-de-açúcar), foi usado como base os valores publicados por autores que realizaram análise econômica de etanol de 1G e 2G, assim os custos de mão de obra destes projetos. Com intuito de aproveitar ao máximo as informações dos estudos realizou-se uma média entre os custos demonstrados.

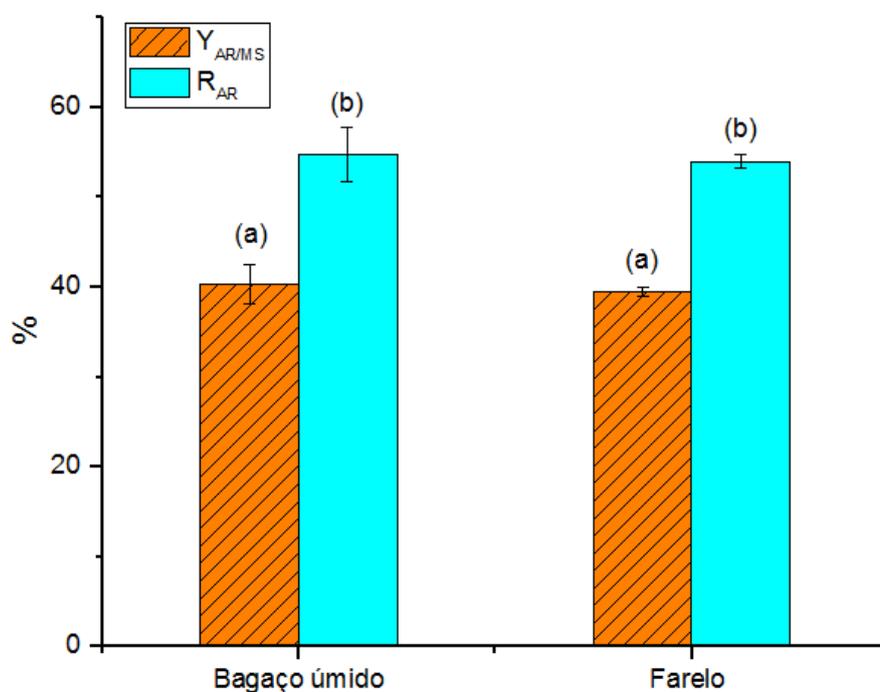
4. RESULTADOS E DISCUSSÃO

4.1 Ensaio de fermentação

4.1.1 Obtenção do mosto: sacarificação do pseudocaule de bananeira

Após sacarificação do pseudocaule obteve-se um caldo com AR da ordem de 31,2 g/L para o caso do uso da biomassa na forma de bagaço úmido e de 32,8 g/L para a forma de farelo, conforme pode ser visto no Apêndice III. Com base na quantidade de biomassa empregada em cada caso e no teor de celulose e hemicelulose contido no material, determinou-se os valores de rendimento em açúcares redutores, mostrados na Figura 13.

Figura 13 – Rendimentos percentuais em açúcares redutores de pseudocaule de bananeira com base na sua concentração em massa seca ($Y_{AR/MS}$) e no seu teor de celulose e hemicelulose (R_{AR}) obtidos na etapa de sacarificação da biomassa na sua forma de bagaço úmido e farelo. Letras diferente entre os tratamentos indicam, pelo teste de Tukey com nível de segurança de 95%, que as médias são significativamente diferentes.



Conforme pode ser observado, não houve diferenças significativas ($p < 0,05$) nos valores médios de $Y_{AR/MS}$ e R_{AR} obtidos com as diferentes formas

de uso do pseudocaule. Os valores médios globais de $Y_{AR/MS}$ com base nos dois tipos de material foi de $38,8 \pm 1,5\%$ e para R_{AR} , $54,4 \pm 2,1\%$.

Estes valores foram superiores aqueles obtidos por Souza *et al.* (2017) na sacarificação do pseudocaule na forma de bagaço úmido ($Y_{AR/MS} = 28,4 \pm 1,6\%$ e $R_{AR} = 38,8 \pm 2,3\%$) e farelo ($Y_{AR/MS} = 32,8 \pm 0,5\%$ e $R_{AR} = 45,8 \pm 0,7\%$). Para os autores, houve diferença significativa entre os dois tipos de materiais devido ao fato de que, em comparação ao bagaço úmido, o farelo foi submetido outros pré-tratamentos como secagem e moagem, o que proporcionou uma maior penetração do ácido sulfúrico na estrutura do material na etapa de tratamento químico e, com isso, um aumento na eficiência da hidrólise com consequente aumento da liberação da celulose e hemicelulose para atuação das enzimas durante a sacarificação.

Diferentes fatores podem ter contribuído para essa discrepância observada entre os rendimentos alcançados por Souza *et al.* (2017) e os valores obtidos neste trabalho; principalmente, o estado fisiológico da planta (OLIVO *et al.*, 2007) e o tipo e tempo de estocagem das enzimas empregadas (RODRIGUES *et al.*, 2015, ADEMARK, *et al.*, 1998).

Para Olivo *et al.* (2007), na maioria das vezes a época de colheita, o cultivar, o tamanho e o peso das lâminas foliares do pseudocaule são variáveis que podem alterar o teor de matéria seca e a composição da planta. Portanto, diferentes concentrações de açúcares redutores e diferentes rendimentos podem ser obtidos na sacarificação de uma mesma espécie de biomassa quando não se utiliza o mesmo material.

Neste trabalho, o mesmo tipo de pseudocaule foi empregado para os dois processos avaliados (sacarificação de bagaço úmido e sacarificação de farelo); enquanto Souza *et al.* (2017) não explicitaram se isto ocorreu ou não.

4.1.2 Cinética dos ensaios de fermentação

A cinética do consumo de açúcares redutores (AR) e formação de etanol (P) resultante da fermentação de mosto composto pelos caldos de polpa (P), cascas de banana (C) e pseudocaule na forma de bagaço úmido (B) e farelo (F),

utilizando monocultura de *S. cerevisiae* (MC) ou cocultura microbiana são mostradas nas Figuras 14 a 16.

Figura 14 – Cinética do consumo de açúcares redutores (AR) e formação de etanol (P) por *S. cerevisiae* UNIVILLE 9080 na fermentação de mosto composto por polpa e casca de banana e bagaço úmido de pseudocaule de bananeira. Ensaio F1_PCB_MC.

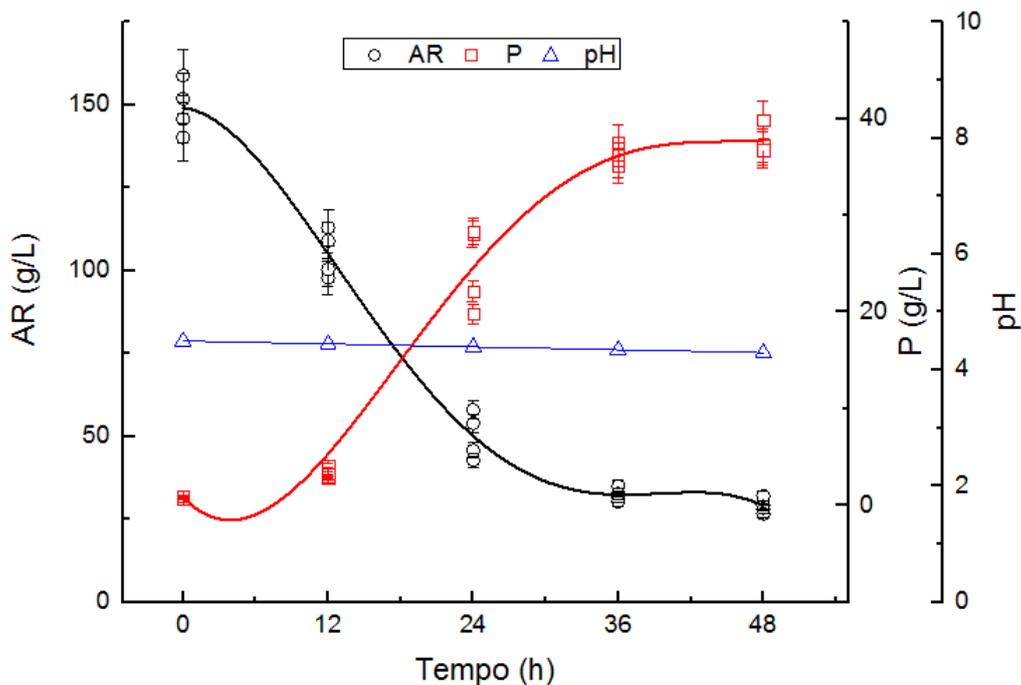


Figura 15 – Cinética do consumo de açúcares redutores (AR) e formação de etanol (P) por *S. cerevisiae* UNIVILLE 9080 e *P. tannophilus* ATCC 32691 na fermentação de mosto composto por polpa e casca de banana e bagaço úmido de pseudocaule de bananeira. Ensaio F2_PCP_CC.

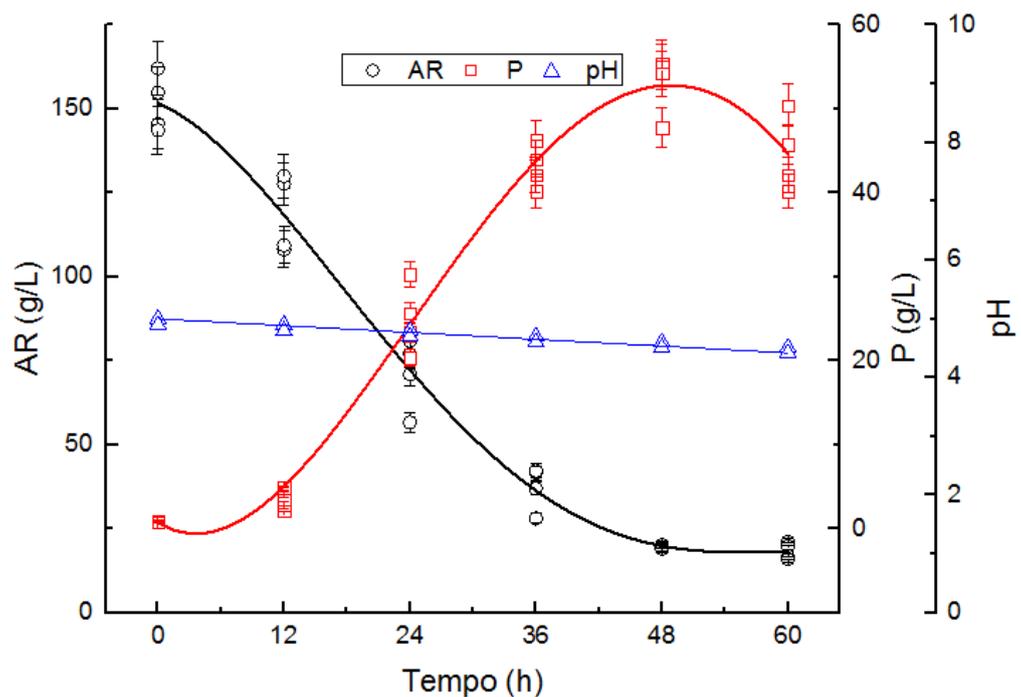
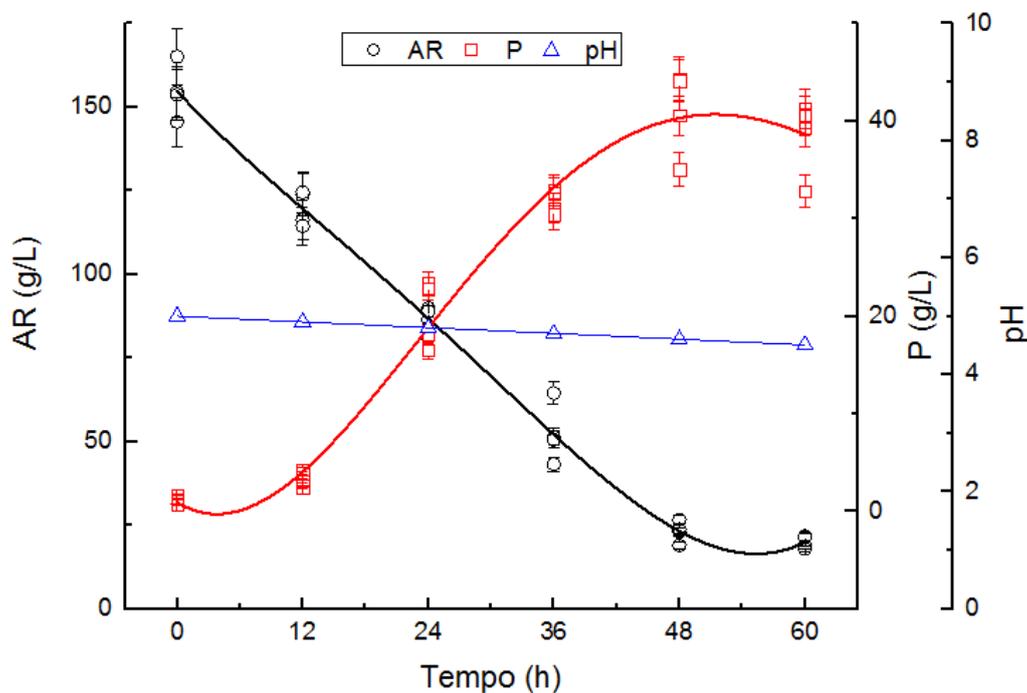


Figura 16 – Cinética do consumo de açúcares redutores (AR) e formação de etanol (P) por *S. cerevisiae* UNIVILLE 9080 e *P. tannophilus* CCT 1891 (ATCC 32691) na fermentação de mosto composto por polpa e casca de banana e farelo de pseudocaule de bananeira. Ensaio F3_PCF_CC.



Durante todas as fermentações experimentadas o pH do meio reduziu, no máximo, em 0,5 ponto do seu valor inicial (pH = 4,5 para o ensaio F1_PCB_MC, Figura 14; pH = 5,0 para os ensaios F2_PCB_CC e F3_PCF_CC, Figuras 15 e 16, respectivamente). Este comportamento de tamponamento do meio já havia sido observado por Sandrin (2018) ao fermentar mesmo tipo de mosto do ensaio F3_PCF_CC, porém com o uso de monocultura de *S. cerevisiae* ao invés da cocultura.

Os valores médios de AR e P determinados no início (AR_0 e P_0) e no final (AR_f e P_f) de cada um dos ensaios de fermentação realizados (Figuras 14, 15 e 16), juntamente com o tempo final de fermentação (t_f), são mostrados na Tabela 5.

Não houve diferença significativa ($p < 0,05$) entre os valores de AR_0 e P_0 . Como esses ensaios foram realizados em diferentes datas, ficou evidenciado a inexistência da influência de eventuais erros procedimentais que possam ter ocorrido no preparo do mosto (influência sobre AR_0) e obtenção do inóculo de fermentação (influência sobre AR_0). Ou seja, essas etapas operacionais se

mostraram bem estabelecidas. Os valores médios globais de AR_0 e P_0 foram de $151,8 \pm 7,8$ g/L e $0,9 \pm 0,3$ g/L, respectivamente.

Tabela 5 – Tempo final de fermentação (t_f) e valores médios com desvio padrão das concentrações iniciais e finais de açúcares redutores (AR_0 e AR_f) e de etanol (P_0 e P_f) obtidos nas fermentações F1_PCB_MC, F2_PCB_CC e F3_PCF_CC. Letras iguais entre os diferentes ensaios indicam, pelo teste de Tukey com nível de segurança de 95%, que as médias são significativamente iguais.

Ensaio	t_f (h)	AR_0 (g/L)	AR_f (g/L)	P_0 (g/L)	P_f (g/L)
F1_PCB_MC	36	$149,1 \pm 8,5^a$	$32,4 \pm 2,3^b$	$0,9 \pm 0,1^e$	$37,8 \pm 1,4^f$
F2_PCB_CC	48	$151,6 \pm 8,0^a$	$19,5 \pm 0,5^c$	$0,8 \pm 0,1^e$	$53,1 \pm 3,6^g$
F3_PCF_CC	48	$154,7 \pm 8,0^a$	$23,1 \pm 3,1^d$	$1,1 \pm 0,5^e$	$41,6 \pm 3,2^h$

O menor tempo de fermentação ($t_f = 36$ h) foi obtido em F1_PCB_MC, com acúmulo médio de etanol no vinho de 37,8 g/L. Nos demais ensaios (F2_PCB_CC e F3_PCF_CC) esse valor foi 33,3% maior; provavelmente devido ao uso de diferentes composições do inóculo. Enquanto o inóculo de F1_PCB_MC foi composto por cultura pura de *S. cerevisiae* com concentração celular em torno de 6 g/L (MONTAGNOLI, 2017; SOUZA *et al.*, 2017), o inóculo com cocultura, com mesma concentração celular da monocultura, foi composto por 3 g/L de *S. cerevisiae* e 3 g/L de *P. tannophilus*, conforme metodologia proposta por Montagnoli (2017). Segundo Hopfner (2015), a velocidade de metabolismo de *P. tannophilus* expressa em unidade de substrato consumido por unidade de tempo é 50% menor do que a de *S. cerevisiae*.

Em estudo recente, Sandrin (2018) utilizou mesmo tipo de mosto com $AR_0 \approx 150$ g/L e obteve um acúmulo de etanol no vinho de 50,8 g/L, após 18 h de fermentação. Esse menor tempo de processo pode ser explicado pelo fato da autora ter utilizado uma proporção entre as biomassas de 1:2:7 ao invés de 1:2:10 deste trabalho; ou seja, usou menor quantidade de pseudocaule e, conseqüentemente, maior quantidade de polpa e cascas de banana. O efeito tóxico do pseudocaule de bananeira sobre o processo foi evidenciado por Souza *et al* (2017) ao comparar as fermentações do mosto com e sem destoxificação prévia por carvão ativo. Para os autores, a destoxificação promove a redução da presença de conhecidos inibidores da fermentação alcoólica (ácido acético,

furfural, hidroximetilfurfural e compostos fenólicos) normalmente presentes após a hidrólise química e sacarificação do material.

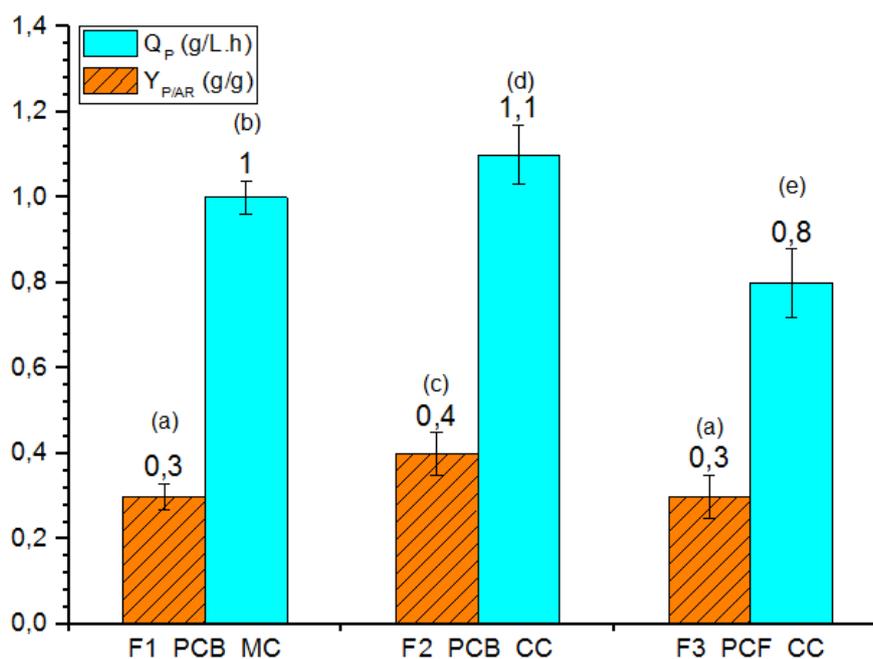
Na fermentação F2_PCB_CC alcançou-se o maior acúmulo médio de P em t_f ($P_f = 53,1$ g/L), o qual foi 29,5% superior à F3_PCF_CC. A diferença entre estes ensaios foi no pré-tratamento físico do pseudocaule. Enquanto em F2_PCB_CC (B de bagaço úmido) a biomassa foi apenas prensada e triturada em liquidificador industrial; em F3_PCF_CC (F de farelo) o material foi prensado, seco a 60 °C durante 24 h e moído em moinho de facas. A influência das etapas de moagem e secagem sobre a morfologia da superfície do pseudocaule foi mostrada por Liebl (2015). Segundo o autor, em comparação ao bagaço úmido, o farelo de pseudocaule apresentou estruturas mais compactadas, lisa e não fibrosa devido à presença concentrada de óleos e substâncias cerosas. Através de difratograma de raio-X, Souza *et al.* (2017) demonstraram que a cristalinidade do farelo foi 26,6% maior do que a do bagaço úmido, o que conduziu a uma maior eficiência na hidrólise da celulose e hemicelulose, porém, provavelmente, a uma consequente maior produção de inibidores da fermentação, como ocorrido em F3_PCF_CC em relação à F2_PCB_CC.

Verifica-se na Tabela 5 que em todas as fermentações houve um residual de AR no vinho, provavelmente devido a limitação do processo por outros nutrientes. Nesses ensaios aumentou-se a quantidade de AR_0 de 20 g/L (concentração de açúcar no meio de cultivo para obtenção de inóculo) para 150 g/L sem, contudo, aumentar, na mesma proporção, os demais nutrientes mostrados na Tabela 1. Recomenda-se, caso se deseja elucidar este fato, a realização de um novo ensaio com meio sintético (Tabela 1) contendo 150 g/L de glicose pura.

Ao comparar os ensaios com cocultura com o de monocultura verifica-se que a adição de *P. tannophilus* no inóculo favoreceu o consumo do substrato. Ao contrário de *S. cerevisiae*, esse microrganismo é capaz de fermentar, além de hexoses e alguns de seus dímeros, as pentoses como xilose, glicose, manose, galactose, celobiose e arabinose (BHATIA & JOHRI, 2015; BAIG & DHARMADHIKARI, 2016; KUHAD *et al.*, 2011) provenientes, principalmente, da hidrólise e sacarificação da hemicelulose (PANDEY *et al.*, 2000; KIM *et al.*, 2002; ZABED *et al.*, 2017).

A partir dos valores apresentados na Tabela 5, calculou-se os respectivos valores de rendimento ($Y_{P/AR}$) (Equação 6) e produtividade volumétrica em etanol (Q_P) (Equação 7) mostrados na Figura 17.

Figura 17 – Rendimento ($Y_{P/AR}$) e produtividade volumétrica (Q_P) em etanol obtido nas fermentações (F1, F2, F3) de mosto composto por polpa (P) e cascas de banana (C) adicionado de bagaço úmido (B) ou farelo (F) de pseudocaule de bananeira por monocultura microbiana (MC) (*S. cerevisiae*) ou por cocultura (CC) (*S. cerevisiae* e *P. tannophilus*). Letras diferentes entre os valores de cada um dos ensaios indicam, pelo teste de Tukey com nível de segurança de 95%, que as médias são significativamente diferentes.



Houve diferença significativa ($p < 0,05$) entre todos os valores de Q_P . Para $Y_{P/AR}$, apenas em F2_PCB_CC (ou, simplesmente, F2) este valor foi diferente dos demais ensaios.

Percebe-se pela Figura 17 que os melhores resultados tanto de $Y_{P/AR}$ quanto de Q_P foram obtidos no ensaio F2. Nota-se que em F2, tanto $Y_{P/AR}$ como Q_P foram, aproximadamente, 25% e 27,3%, respectivamente, maiores que em F3, que utilizou o mesmo tipo de inóculo, porém com processamento do pseudocaule na forma de farelo ao invés de bagaço úmido. Em relação à F1 (uso de inóculo com monocultura e bagaço úmido na sacarificação) esses parâmetros foram 25% e 9,1% maiores, respectivamente.

Estes valores, com exceção ao rendimento, foram superiores aqueles obtidos por outros autores empregando outros tipos de biomassas, conforme pode ser observado na Tabela 6.

Tabela 6 – Maiores valores de rendimento ($Y_{P/AR}$) e produtividade volumétrica (Q_P) em etanol obtidos por diversos autores a partir da fermentação de diferentes biomassas por monocultura e cocultura microbiana contendo *S. cerevisiae*.

Biomassa	Micro-organismo	$Y_{P/AR}$ (g/g)	Q_P (g/L.h)	Ref ¹
Polpa e cascas de banana + bagaço úmido triturado de pseudocaule de bananeira	<i>S. cerevisiae</i>	0,32	1,02	(1)
Polpa e cascas de banana + bagaço úmido triturado de pseudocaule de bananeira	<i>S. cerevisiae</i> + <i>P. tannophilus</i>	0,40	1,09	(1)
Polpa e cascas de banana + farelo desidratado de pseudocaule de bananeira	<i>S. cerevisiae</i>	0,35	2,72	(2)
Farelo desidratado de pseudocaule de bananeira	<i>S. cerevisiae</i>	0,46	0,82	(3)
Farelo desidratado de pseudocaule de bananeira	<i>S. cerevisiae</i>	0,44	0,56	(4)
Cascas de banana	<i>S. cerevisiae</i>	0,37	1,31	(5)
Polpa de banana	<i>S. cerevisiae</i>	0,47	3,75	(6)
Palha de sorgo	<i>S. cerevisiae</i>	0,34	0,94	(7)
Bagaço cana-de-açúcar	<i>S. cerevisiae</i>	0,38	1,58	(8)
Sabugo de milho	<i>S. cerevisiae</i>	0,44	1,39	(9)
Farelo de pseudocaule de bananeira	<i>S. cerevisiae</i> + <i>P. tannophilus</i>	0,57	0,28	(10)
Caule de algodão	<i>S. cerevisiae</i> + <i>P. tannophilus</i>	0,36	0,11	(11)
Palha de arroz	<i>S. cerevisiae</i> + <i>S. stipitis</i>	0,30	0,20	(12)
Palha de trigo	<i>S. cerevisiae</i> + <i>S. stipitis</i>	0,11	0,15	(13)

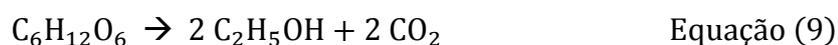
¹ Referências: (1) Este trabalho, (2) Sandrin (2018); (3) Souza *et al.* (2017); (4) Guerrero *et al.* (2018); (5) Hopfner (2015); (6) Souza *et al.*, (2012); (7) Sathesh-Prabu *et al.* (2011); (8) Pitarelo *et al.* (2016); (9) Cai *et al.* (2016); (10) Montagnoli (2017); (11) Baig & Dharmadhikari (2016); (12) Yadav *et al.* (2011); (13) Karagöz e Özkan (2014);

Com exceção ao baixo valor de rendimento obtido por Karagöz e Özkan (2014) e ao alto valor determinado por Montagnoli (2017), os valores de $Y_{P/AR}$ alcançados neste trabalho (0,32 com monocultura e 0,40 com cocultura) ficaram dentro da faixa de rendimento ($Y_{P/AR} = 0,30$ a $0,40$) considerada como normal numa fermentação alcoólica a partir de biomassas vegetais (LEE, 1997).

Montagnoli (2017) empregou $AR_0 = 100$ g/L proveniente apenas da sacarificação do farelo de pseudocaule e justificou valor de rendimento ($Y_{P/AR} =$

0,57) maior do que o estequiométrico na conversão de glicose em etanol ($Y_{P/AR} = 0,511$) (Equação 9) devido à contribuição de uma maior conversão da xilose do mosto em produto. A autora realizou a fermentação por cocultura em tanques em série, onde o Tanque 1 continha apenas *S. cerevisiae* e, no Tanque 2, adição de *P. tannophilus*).

Os resultados divulgados por Montagnoli (2017) precisam ser melhor avaliados pois o rendimento estequiométrico da fermentação de xilose em etanol (Equação 10) (KUYPER *et al.*, 2004) é o mesmo da glicose, o que não corrobora com a justificativa dada.



Em relação à produtividade, pode-se observar que a fermentação do mosto composto de bananicultura, tanto na composição utilizada neste trabalho (1:2:10) como na empregada por Sandrin (2018) (1:2:7) foram superiores à maioria dos outros trabalhos com diferentes biomassas. Exceção à produção de bioetanol a partir de cascas de banana não sacarificadas ($Q_P = 1,31$ g/L.h) (HOPFNER, 2015), polpa de banana ($Q_P = 3,75$ g/L.h) (SOUZA *et al.*, 2012), bagaço de cana-de-açúcar ($Q_P = 1,58$ g/L.h) (PITARELO *et al.*, 2016) e sabugo de milho ($Q_P = 1,39$ g/L.h) (CAI *et al.*, 2016). O maior valor alcançado por Souza *et al.* (2012) é justificado pelo fato de que os autores fermentaram açúcares solubilizados de biomassa fresca, sem quaisquer tipos de tratamento químico ou enzimático como nos demais trabalhos apresentados na Tabela 6. Nesse caso, a produção pode ser considerada como a de etanol 1G e não de 2G.

Pitarelo *et al.* (2016) fizeram uso da lavagem do bagaço de cana-de-açúcar após pré-tratamento químico e consideraram que a produtividade obtida foi alta em comparação ao processo sem lavagem ($Q_P = 0,23$ g/L.h) devido ao maior acúmulo de etanol no vinho a partir do bagaço lavado além de um menor tempo necessário para fermentar os açúcares presentes. Segundo os autores isto ocorreu em função da redução de conhecidos inibidores da fermentação alcoólica como furfural, hidroximetilfurfural, ácido acético e ácido fenólicos.

4.2 Simulação

4.2.1 Implementação da simulação

Com os dados experimentais apresentadas no item 4.1 e com os estudos de Souza (2015), realizou-se a implementação das correntes, reações e equipamentos para compor o modelo de simulação. Utilizou-se os resultados obtidos nas fermentações bagaço úmido (F1_PCB_MC e F2_PCB_CC), seguidos do experimento utilizando farelo (F3_PCF_CC).

Primeiramente implementou-se os três substratos utilizados para fermentação (pseudocaule, casca e polpa). Tais percentuais são apresentados na Tabela 7.

Conforme observa-se na Tabela 7, os valores de lignina diferem entre o experimental e o simulado. Isto deve-se ao fato de que os componentes que não foram caracterizados pelos autores foram classificados como lignina, já este componente não reage no processo. Esta hipótese foi adotada conforme descrito por Souza (2015) e Dias (2008).

Tabela 7 – Percentuais da composição de cada biomassa utilizada: pseudocaule de bananeira, casca e polpa de banana.

Componentes	Farelo de Pseudocaule de bananeira ¹		Cascas frescas de banana madura ²		Polpa de banana madura ²	
	Exp.* (%)	Simulador farelo (%)	Exp. (%)	Simulador (%)	Exp. (%)	Simulador (%)
Lignina	8,3 ± 0,2	12	2,05±0,4	4,42	2,2±0,1	16,42
Celulose	38,5 ± 0,1	38,5	2,18±0,03	2.18	0,98±0,08	0,98
Hemicelulose	29,4 ± 0,3	29,4	-	-	-	-
Sacarose	-	-	-	-	-	-
Frutose	-	-	-	-	-	-
Glicose	-	10,4 ³	-	4,8 ³	-	12,5 ³
Umidade	9,7±0,3	9,7	88,6±0,2	88,6	70,1±0,1	70,1

Exp* - Experimental

¹ Souza (2016); ² Schulz (2010); ³Determinado neste trabalho

Os valores de glicose utilizados no simulador correspondem às análises de AR calculados durante as fermentações realizadas nesse estudo (item 4.1), e apresentadas no Apêndice III. Não foram utilizados os valores de glicose para o pseudocaule (SOUZA, 2016) e casca e polpa (SCHULZ, 2010), por não terem sido caracterizadas pelo autor ou pelo fato dos valores apresentarem grande variação dos obtidos experimentalmente nesse estudo.

Após a implementação das correntes de entrada dos 3 substratos introduziu-se no simulador as reações de conversão envolvidas no processo. Estas, são apresentadas na Tabela 8, para as etapas de hidrólise ácida, hidrólise enzimática e fermentação.

Tabela 8 – Reações inseridas na simulação das etapas de hidrólise ácida, hidrólise enzimática e fermentações com monocultura e cocultura.

Processo	Reações envolvidas	Conversão Bagaço(%)	Conversão Farelo(%)	Ref. ¹
Hidrólise ácida	$C_5H_8O_4 + H_2O \rightarrow C_5H_{10}O_5$	80	80	(2)
	$C_6H_{12}O_6 \rightarrow C_6H_6O_3 + 3H_2O$	2	2	(2)
	$C_6H_{10}O_5 + H_2O \rightarrow C_6H_{12}O_6$	13,4	22,7	(1)
Hidrólise enzimática	$C_6H_{10}O_5 + H_2O \rightarrow C_6H_{12}O_6$	80	81	(1)
Fermentação				
Monocultura	$C_6H_{12}O_6 \rightarrow 2C_2H_5OH + 2CO_2$	62	-	(1)
	$C_6H_{12}O_6 + 4H^+ \rightarrow 2C_3H_8O_3$	2,67	-	(2)
	$C_6H_{12}O_6 + 2H_2O \rightarrow C_4H_6O_4 + 2CO_2 + 10H^+ + 10e^-$	0,29	-	(2)
	$C_6H_{12}O_6 + 2H_2O \rightarrow 2C_2H_4O_2 + 2CO_2 + 8H^+ + 8e^-$	1,19	-	(2)
	$C_6H_{12}O_6 \rightarrow 0,795C_5H_{12}O + 2,025CO_2 + 1,155H_2O + 15H^+ + 15e^-$	$3,1 \times 10^{-4}$	-	(2)
	$0,1485C_6H_{12}O_6 + 0,145NH_4^+ + 0,1087CO_2 \rightarrow CH_{1,8}O_{0,9}N_{0,145} + 0,2087H_2O + 0,145H^+$	1,37	-	(2)
	<hr/>			
Cocultura	$C_6H_{12}O_6 \rightarrow 2C_2H_5OH + 2CO_2$	59	77	(1)
	$C_6H_{12}O_6 + 4H^+ \rightarrow 2C_3H_8O_3$	2,67	2,67	(2)
	$C_6H_{12}O_6 + 2H_2O \rightarrow C_4H_6O_4 + 2CO_2 + 10H^+ + 10e^-$	0,29	0,29	(2)
	$C_6H_{12}O_6 + 2H_2O \rightarrow 2C_2H_4O_2 + 2CO_2 + 8H^+ + 8e^-$	1,19	1,19	(2)
	$C_6H_{12}O_6 \rightarrow 0,795C_5H_{12}O + 2,025CO_2 + 1,155H_2O + 15H^+ + 15e^-$	$3,1 \times 10^{-4}$	$3,1 \times 10^{-4}$	(2)
	$0,1485C_6H_{12}O_6 + 0,145NH_4^+ + 0,1087CO_2 \rightarrow CH_{1,8}O_{0,9}N_{0,145} + 0,2087H_2O + 0,145H^+$	1,37	1,37	(2)
	<hr/>			

¹Referências: (1) – Este trabalho (2018); (2) – Souza (2015)

As reações apresentadas na etapa de hidrólise ácida são da hemicelulose convertida em xilose, da decomposição da glicose em hidroximetilfurfural (HMF) e da conversão de celulose em glicose. Já na hidrólise enzimática há apenas a conversão de celulose em glicose valores de conversão realizados em laboratório através de valores de AR.

Na fermentação foi utilizado o mesmo conjunto de reações utilizadas por Souza (2015) apenas modificando a conversão de etanol obtida para o valor obtido em laboratório por meio de CG e da conversão de celulose em glicose na hidrólise ácida e enzimática por meio da análise de AR.

Para a implementação dos equipamentos utilizou a metodologia da fermentação, juntamente com os trabalhos de Souza (2015) e Dias (2008). A primeira etapa de fermentação consistiu nos tratamentos físicos do pseudocaule. Os processos de prensagem e secagem foram substituídos no simulador por um *splitter*, que representa um separador de correntes. Esse equipamento já foi utilizado na literatura por Dias, (2008) como substituto desses processos, porém para representar o valor energético utilizou-se os valores obtidos por Albarelli *et al.* (2014). Os percentuais de composição do pseudocaule foram calculados conforme Tabela 9, e validados com os dados experimentais deste trabalho (item 4.1) e com o estudo realizado por Souza, (2016).

Após os tratamentos físicos para o pseudocaule, foram inseridos os químicos. Nessa etapa implementou-se um trocador de calor com temperatura de 120°C e pressão de 2 bar para representar o tratamento térmico. O tratamento ácido, neutralização e a hidrólise enzimática foram representados por reatores de conversão utilizando as reações e conversões obtidas em laboratório apresentadas na Tabela 8.

Com o caldo do pseudocaule devidamente hidrolisado, utilizou um separador de sólidos para retirada dos sólidos insolúveis. Para atingir o processo de concentração do mosto, implementou-se os tratamentos dos caldos da polpa e casca.

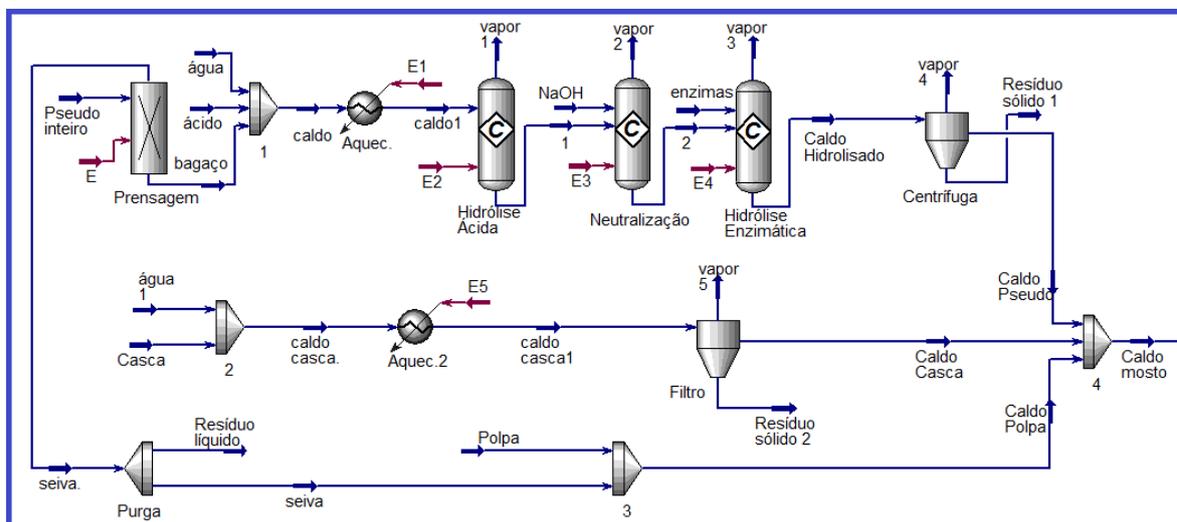
A polpa por possuir açúcares livres, passa apenas por processo de trituração. O equipamento utilizado no *software* foi um misturador para realizar a mistura entre a seiva e a polpa, e não se utilizou nenhum substituto para a trituração pois o software não possui equipamentos para redução de partícula, em relação ao consumo energético, utilizou-se para trituração o valor

encontrados no estudo de Albarelli et al. (2014) de uma usina 1G2G de cana-de-açúcar .

No caso da casca, os equipamentos utilizados foram o misturador para a homogeneização da água com a casca, um trocador de calor para o processo de aquecimento, de 120° C e pressão de 2 bar e um separador de sólidos utilizado para simular o processo de filtração.

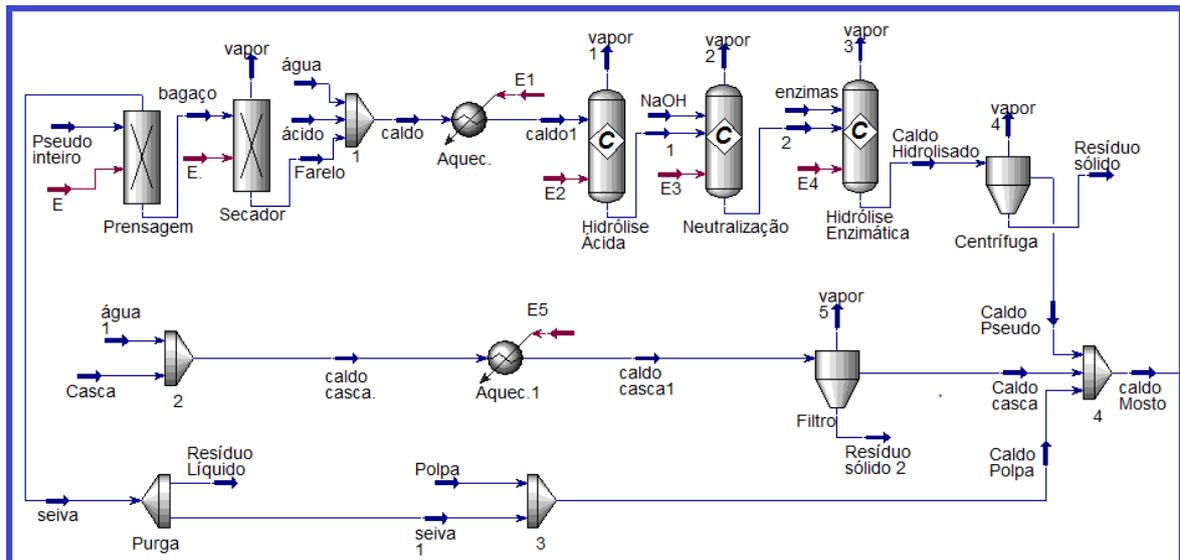
Com os caldos do pseudocaule, polpa e casca devidamente preparados, um misturador foi utilizado para misturá-los e validar os valores de AR, como está apresentado na Figura 18 para o bagaço e na Figura 19 para farelo.

Figura 18 – Simulação das etapas de preparação dos três caldos individuais (caldo pseudo, caldo casca e caldo polpa) até a formação do mosto utilizando bagaço úmido de pseudocaule (S1_PCB_MC e S2_PCB_CC)



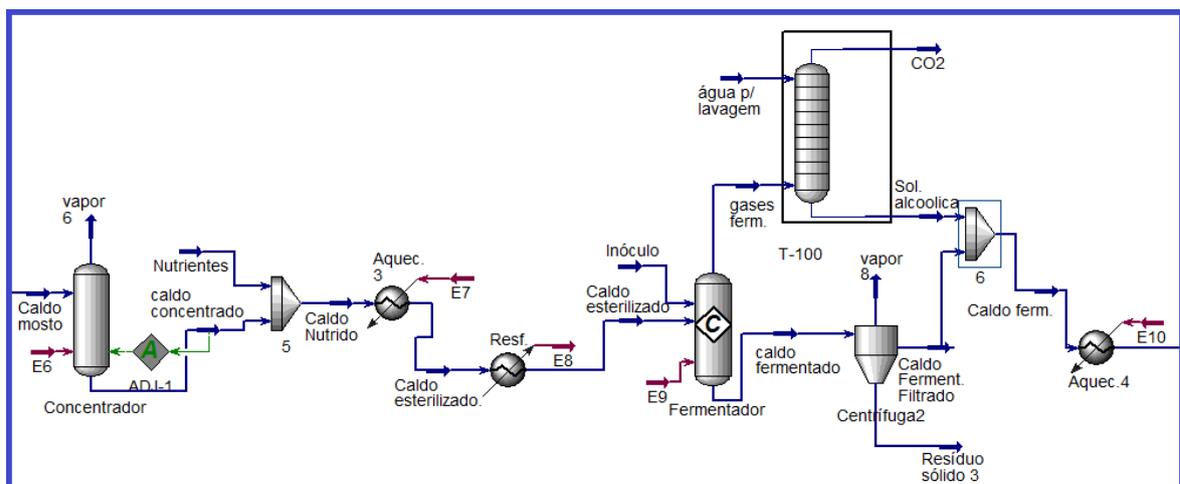
Logo após, este mosto foi direcionado para a etapa de concentração a uma temperatura de 70° C até a obtenção de valores de AR de 187 g/L. O equipamento utilizado nesta etapa foi um separador juntamente com um ajuste ligado a quantidade de açúcar.

Figura 19 – Simulação das etapas de preparação dos três caldos individuais (caldo pseudo, caldo casca e caldo polpa) até a formação do mosto utilizando farelo de pseudocaule (S3_PCF_CC)



O caldo concentrado vai para um misturador juntamente com os nutrientes, passa por uma esterilização à 120°C e pressão de 2 bar e logo em seguida é resfriado através de trocador de calor até a temperatura de 30° C e pressão 1 bar. Com o caldo esterilizado adicionou-se o inóculo no reator e deu-se início ao processo de fermentação, as conversões e reações desta etapa foram apresentadas na Tabela 10. Todo o processo descrito até este ponto é representado na Figura 20.

Figura 20 – Simulação da etapa de concentração do mosto, até aquecimento do vinho para destilação.



Finalizado o processo de fermentação, realizou a filtração e a recuperação da solução alcoólica que sai do reator durante a fermentação com absorvedor.

considerados o tempo de residência da simulação. No Apêndice V, VI e VII (S1_PCB_MC, S2_PCB_CC e S3_PCF_CC) estão os valores de vazões de cada equipamento em cada simulação, respectivamente.

4.2.2 Validação da simulação

A validação das simulações foi realizada por meio das das concentrações de açúcar (AR) e de etanol (P) ao longo do processo produtivo (item 4.1). Para tanto, foi efetuado um comparativo entre os resultados simulados e os obtidos experimentalmente antes do processo fermentativo, utilizando-se o erro relativo. Nas simulações B1_PCB_CC e B2_PCB_MC, utilizou-se as mesmas composições de açúcares, pois estas sofrem alteração apenas durante o processo de fermentação. Esses resultados são apresentados na Tabela 9.

Tabela 9 – Resultados comparativos entre os valores experimentais e simulados para a produção de bioetanol a partir de bagaço úmido de pseudocaule de bananeira.

Etapas de Validação	S1_PCB_MC e S2_PCB_CC			S3_PCF_CC		
	Exp. ¹ (g/L)	Sim. ² (g/L)	Er ³ (%)	Exp. ¹ (g/L)	Sim. ² (g/L)	Er ³ (%)
Açúcar do caldo do pseudocaule	6,6 ± 1,9	8,1	22,7	7,3 ± 1,1	8,1	11,0
Açúcar após hidrólise ácida	11,3 ± 3,2	12,4	9,7	14,1 ± 2,0	15,5	9,9
Açúcar após hidrólise enzimática	32,1 ± 1,2	31,5	1,9	32,5 ± 1,3	33,5	3,1
Açúcar do caldo da polpa + seiva	64,9 ± 3,5	64,1	1,2	64,9 ± 3,5	64,1	1,2
Açúcar do caldo da casca	32,6 ± 5,0	34,1	4,6	32,6 ± 5,0	34,1	4,6
Açúcar do mosto	38,7 ± 1,2	38,7	0	39,5 ± 0,6	39,1	1,0
Açúcar após concentração	187,0 ± 2,0	189	1,1	187,0 ± 2,0	187,1	0,1

¹Experimental; ² Simulação; ³Erro Relativo considerando o maior valor experimental possível

Na Tabela 9 pode-se observar que o erro relativo para a quantidade de açúcar do caldo do pseudocaule e açúcar após hidrólise ácida são maiores que 5% (erro relativo médio do software), tal fato pode ser explicado pela utilização

do valor médio experimental para cálculo do erro, caso seja utilizado o valor máximo experimental, haveria nesses casos a redução do erro. A segunda etapa de validação foi realizada no processo fermentativo, já que cada uma das fermentações apresentava diferentes valores de conversão de etanol, conforme apresentado na Tabela 10

Tabela 10 – Resultados comparativos entre os valores experimentais e simulados das etapas de inoculação até a fermentação.

Etapas de Validação	S1_PCB_MC			S2_PCB_CC			S3_PCF_CC		
	Exp. ¹ (g/L)	Sim. ² (g/L)	Er ³	Exp. ¹ (g/L)	Sim. ² (g/L)	Er ³	Exp. ¹ (g/L)	Sim. ² (g/L)	Er ³
Açúcar após inoculação	149,1 ± 8,6	149,7	0,4	151,6 ± 8,0	151,2	0,3	154,7 ± 8,0	149,7	3,2
Etanol após fermentação	37,8 ± 1,4	39,3	4,0	53,1 ± 3,6	56,2	5,8	41,0 ± 4,4	46,6	13,7

¹Experimental; ² Simulação; ³Erro Relativo

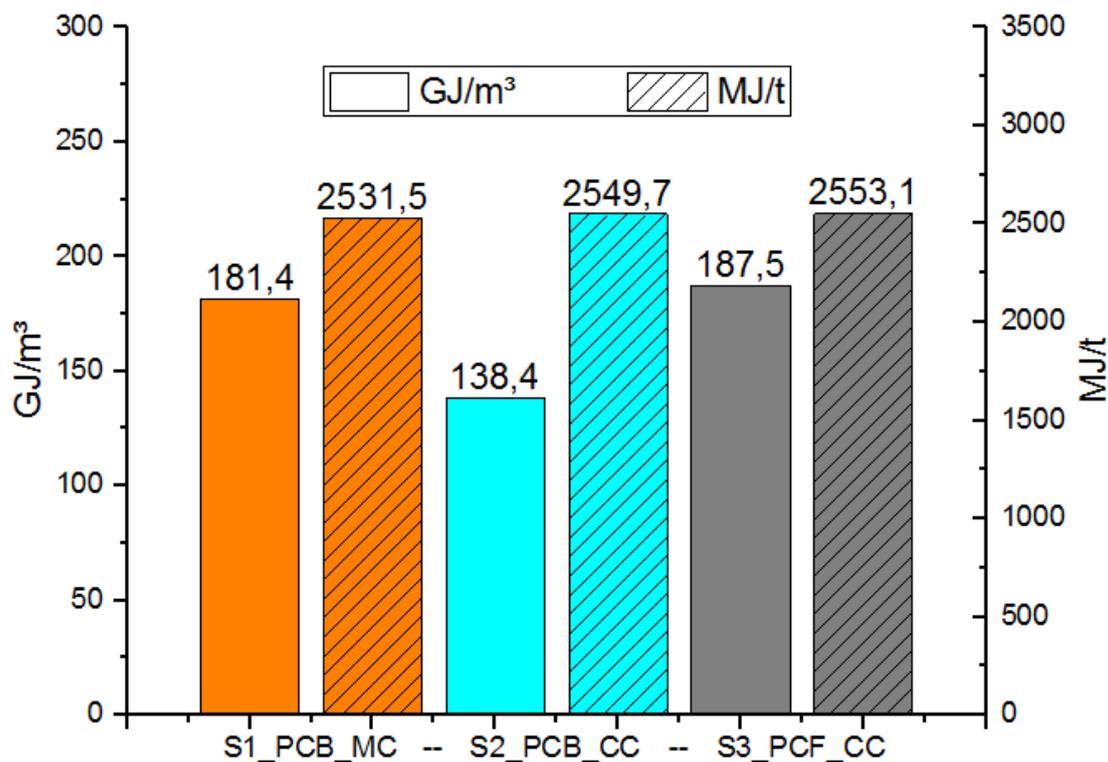
Conforme se observa nas Tabelas 10 os resultados encontrados a partir da simulação estão muito próximos aos valores experimentais, permaneceram dentro da variação experimental. Nota-se que o maior erro relativo foi encontrado na simulação S3_PCF_CC, sendo de 13,7% quando utilizado o valor médio experimental, caso utilizado o maior valor experimental encontrado (valor médio + desvio padrão) seria obtido um erro relativo de 2,6% em relação a produção máxima de etanol obtida experimentalmente, o mesmo princípio pode explicar o que ocorre para o etanol após a fermentação na simulação S2_PCB_CC. Estes valores corroboram que a simulação foi validada e pode ser considerada representativa do processo.

4.3 Consumo energético

Após a validação das fermentações, verificou-se o consumo energético das três metodologias aplicadas. Os valores de consumo energético detalhados para as simulações estão apresentados no Apêndice VIII. São demonstrados cada uma das etapas do processo produtivo com os valores simulados para a escala laboratorial. Na Figura 22 estão representados os consumos energéticos

totais para cada uma das simulações S1_PCB_MC, S2_PCB_CC e S3_PCB_CC.

Figura 22 – Simulação do consumo energético em GJ para produzir um m³ de etanol e em MJ para processar uma tonelada de biomassa da bananicultura (polpa e cascas de banana + pseudocaule de bananeira) na proporção em massa úmida 1:2:10 utilizando em diferentes condições operacionais¹:



¹ S1_PCB_MC – simulação do processo fermentativo utilizando polpa, cascas de banana e bagaço úmido de pseudocaule e inóculo composto por monocultura; S2_PCB_CC – simulação do processo fermentativo utilizando polpa, cascas de banana e bagaço úmido de pseudocaule e inóculo composto por cocultura; S3_PCB_CC – simulação do processo fermentativo utilizando polpa, cascas de banana e farelo de pseudocaule e inóculo composto por cocultura.

Os consumos energéticos para a produção de etanol 1G e/ou 2G com base na massa do produto obtido têm sido divulgados por diversos autores (DIAS *et al.*, 2011, QUINTERO & CARDONA 2011; QUINTERO *et al.*, 2013; LARNAUDIE *et al.* 2016). Além da quantidade de energia consumida por tonelada de biomassa processada (Figura 22), deve ser incluído no gasto energético a quantidade de energia para produzir um m³ de etanol (Figura 22).

Na Figura 22 pode-se observar os valores energéticos necessário das três simulações realizadas para processar uma tonelada de biomassa e um metro cúbico de etanol. Na simulação S1_PCB_MC obteve o menor valor de energia consumida por tonelada de biomassa processada (2531,5 MJ), porém as outras

simulações (S2_PCB_CC e S3_PCF_CC) se diferem em percentuais menores que 1%, desta forma todos os casos utilizam relativamente a mesma quantidade de energia para processar uma tonelada de biomassa. Já se tratando de energia por m³ de etanol a S2_PCB_CC obteve o menor valor (138,4 GJ/m³) em comparação com as simulações S1_PCB_MC e S3_PCF_CC. Esses valores se diferem em 31% e 35%, respectivamente, mostrando dessa forma que a simulação S2_PCB_CC apresentaria uma economia maior que 30% na quantidade de energia por m³ de etanol produzido.

Na simulação realizada por Souza (2015), o consumo energético empregando conjuntamente farelo de pseudocaule, casca e polpa de banana foi de 2466,9 MJ/t, valor este menor do que o consumo estimado na Figura 21. Em comparação a este trabalho, a autora considerou o uso de 20 vezes mais pseudocaule no preparo do mosto, o que poderia, por si só, conduzir ao maior consumo de energia devido aos tratamentos necessários do material para obter os açúcares fermentescíveis. Isto não ocorreu pelo fato da autora não considerar nos seus cálculos a energia necessária para os tratamentos físicos do resíduo (prensagem, secagem e triturações) e a etapa de esterilização do mosto. Além disso a autora simulou o emprego do mosto com menor concentração de açúcares redutores (65 g/L) em comparação com a deste trabalho (187 g/L), o seu gasto foi de 35% menor que o empregada neste estudo para essa etapa do processo.

Em contrapartida o consumo energético relatado por Souza (2015) para a produção de etanol foi de 3421,1 GJ/m³, ou seja, foi 25 vezes maior que o apresentado neste trabalho. Esse valor pode ser explicado, pela alta quantidade de pseudocaule no mosto, que eleva a quantidade de inibidores da fermentação, diminuindo o rendimento de etanol, outra explicação é a baixa concentração de açúcares redutores no mosto.

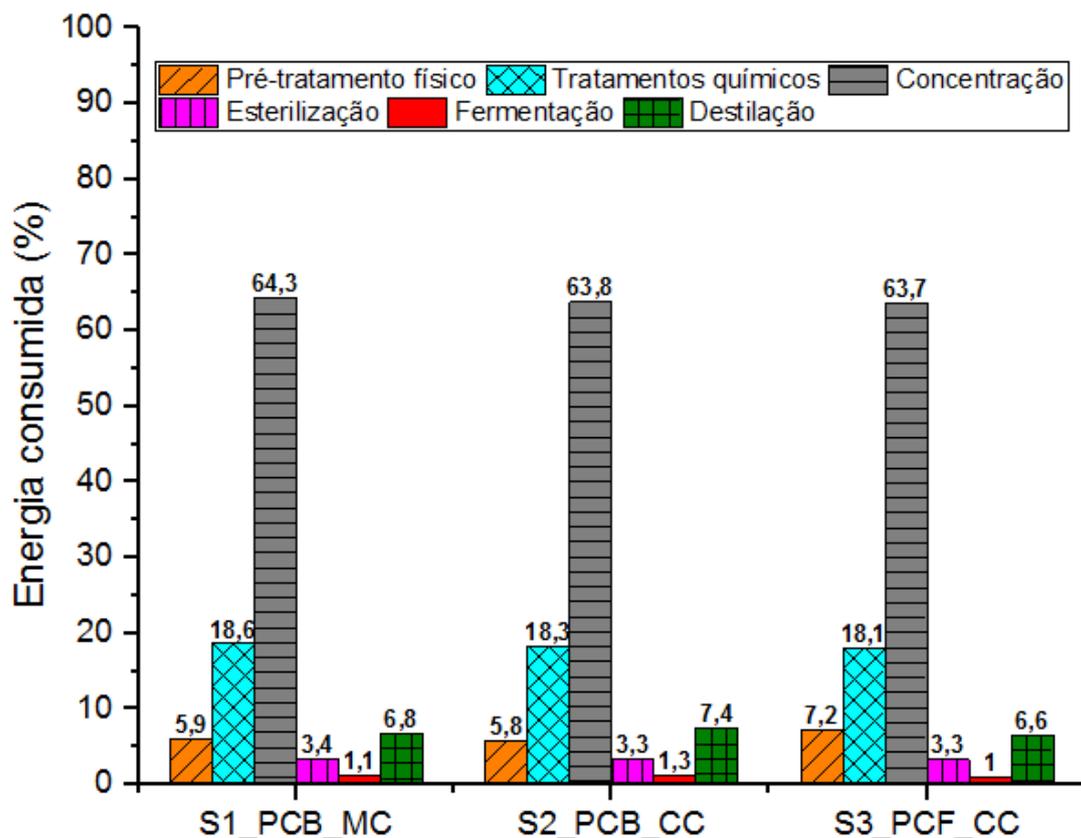
Quintero *et al.* (2013), realizaram uma análise de consumo energético de etanol de diferentes biomassas lignocelulósicas, sendo o bagaço de cana-de-açúcar, cacho de fruto de palmeira (EFB), casca de arroz e caule de café, os valores de consumo energético foram de 14545,5 MJ/t, 14529,2 MJ/t, 48656,3 MJ/t e 62703 MJ/t, respectivamente. Os autores relataram que o teor de umidade influencia diretamente no consumo energético para cada tonelada de biomassa lignocelulósica processada. Esta diferença pode ser observada quando se

compara o bagaço de cana-de-açúcar, que possui 75% de umidade com o caule de café que apresenta 4,1% de umidade e consome 76,8% mais energia para cada tonelada processada. Da mesma forma é possível comparar os valores apresentados por Quintero *et al.* (2013) com este estudo, e nota-se que quando relaciona-se pseudocaule de bananeira com 95,3% de umidade (biomassa com maior proporção utilizado neste estudo) com o bagaço de cana-de-açúcar, percebe-se que o processamento do pseudocaule resulta em uma quantidade de energia consumida 82,5% menor que a relatada para o bagaço de cana-de-açúcar. Tal fato confirma a informação relatada pelos autores, de que quanto menor o teor de umidade da biomassa, maior o consumo energético para processamento.

Quintero *et al.*, (2013) também realizaram uma avaliação do consumo energético por m³ de etanol produzido, os valores obtidos foram de 216,3 GJ/m³ (bagaço de cana-de-açúcar), 143,6 GJ/m³ (cacho de fruto de palmeira EFB), 195,1 GJ/m³ (casca de arroz) e 214,3 GJ/m³ (caule de café). Ao comparar-se os valores relatados pelos autores, com o menor consumo energético obtido neste estudo (S2_PCB_CC), observa-se que os autores obtiveram maiores consumos energéticos, variando de 4% (cacho de fruto de palmeira EFB) a 56% (bagaço de cana-de-açúcar). Nota-se que a fibra de palmeira possui o menor consumo de energia por m³ de etanol de todas as biomassas avaliadas pelos autores, isso ocorre graças a essa biomassa apresentar a maior conversão de açúcares durante o pré-tratamento (58,32%). Esse valor se assemelha à sacarificação do caldo do pseudocaule deste trabalho (54,4%), adicionado dos caldos de polpa e cascas de banana que possuem açúcares livres, justificando assim o menor consumo.

Além do conhecimento do consumo energético total para cada simulação, é necessário compreender o impacto que cada processo exerce sobre a produção de etanol, desta forma, na Figura 23 são apresentados os percentuais de energia consumida obtidos por meio das simulações S1_PCB_MC, S2_PCB_CC e S3_PCF_CC em cada etapa de processo.

Figura 23 – Percentuais de energia consumida em cada etapa das simulações.



Na Figura 23, pode-se observar que em todas as simulações a etapa que mais consumiu energia foi a etapa de concentração do caldo (fator de concentração = 4,7), perfazendo em torno de 64% do total.

Para Souza (2015), a etapa de concentração consome 7,6% da energia total, não causando grande impacto no gasto final de energia. Isso ocorre pelo fato do fator de concentração ser de 2,6, valor inferior ao realizado neste estudo.

Dentre os demais trabalhos encontrados na literatura que tratam desta análise e já citados anteriormente, apenas Quintero *et al.* (2013) apresentaram o consumo energético relativo a cada uma das etapas de obtenção do mosto de biomassas. Para os resíduos bagaço de cana-de-açúcar, cacho de fruto de palmeira - EFB, casca de arroz e caule de café, a concentração do caldo foi responsável pelo consumo de 50% a 60% do total de energia gasta, valor este semelhante ao obtido neste trabalho.

4.4 Análise da logística de transporte da biomassa em diferentes cenários de ampliação de escala

A quantidade estimada de resíduos vegetais disponíveis para a produção de etanol nas regiões catarinenses de maior produção de bananas é mostrada na Tabela 11.

Tabela 11 – Regiões, microrregiões e municípios catarinenses com maior produção de bananas na safra 2014/2015 e respectivas quantidades de biomassa disponível para a produção de etanol.

Região	Município	Produção de bananas ¹ (t)	Biomassa ² (t)
Norte: Microrregião de Joinville	Corupá	153.645,00	599.215,50
	Massaranduba	59.200,00	230.880,00
	Jaraguá do Sul	51.100,00	199.290,00
	Guaramirim	24.404,10	95.175,99
	Schroeder	22.800,00	88.920,00
	Garuva	17.671,00	68.916,90
	Joinville	13.917,50	54.278,25
	Araquari	8.210,50	32.020,95
	São Francisco do Sul	1.920,00	7.488,00
	Itapoá	1.370,00	5.343,00
Subtotal		354.238,10	1.381.528,59
Vale do Itajai: Microrregião de Blumenau	Luiz Alves	155.715,40	607.290,06
	Rio dos Cedros	3.663,80	14.288,82
Subtotal		159.379,20	621.578,88
Vale do Itajai: Microrregião de Itajaí	São Joao do Itaperiú	42.110,00	164.229,00
	Barra Velha	27.200,00	106.080,00
	Balneário Piçarras	25.870,00	100.893,00
	Ilhota	23.720,00	92.508,00
	Navegantes	3.834,00	14.952,60
Subtotal		122.734,00	478.662,60
Total		636.351,30	2.481.770,07

¹ Adaptado de EPAGRI/CEPA (2017).

² Valores em massa úmida (polpa + cascas de bananas + pseudocaule de bananeira) estimados de acordo com Souza *et al.* (2010) (Apêndice IX),

A microrregião de Joinville apresentou quantidade de resíduos disponíveis para aproveitamento como biomassa na produção de etanol 25% maior do que a soma das duas outras microrregiões de maior produção de bananas.

Dentre as três microrregiões, os municípios de Luiz Alves e Corupá destacam-se como os de maior produção da fruta, sendo responsáveis por 24,5% e 24,1%, da geração de biomassa estadual, respectivamente. Em seguida, aparece Massaranduba, com 9,3% da biomassa total.

Tomando como hipótese a instalação de uma única usina de etanol em um desses municípios, foi possível estimar o custo do transporte da biomassa, do campo até o local, nos diferentes cenários avaliados, conforme pode ser visto na Tabela 12. Verifica-se que, na maioria dos casos, que o menor valor gasto com transporte da biomassa foi relacionado ao município de Massaranduba e não à Luiz Alves, com a maior produção catarinense da fruta.

Além deste custo, na Tabela 12 é possível observar a produção anual de etanol estimada para cada um dos cenários, com base no rendimento da fermentação F2_PCB_CC, bem como o impacto percentual do custo de transporte da biomassa úmida sobre a receita a ser obtida com a comercialização do produto.

A produção anual máxima de etanol foi estimada em aproximadamente 42 mil metros cúbicos considerando a coleta de toda a biomassa gerada nas regiões Norte e Vale do Itajaí (Cenário 1). O menor impacto do custo de transporte dessa biomassa sobre a receita bruta na comercialização do produto foi de 15% ao considerar a instalação da usina em escala industrial no município de Massaranduba.

Para Ortega *et al.* (2008), com base em 252 dias anuais de operação, uma usina alcooleira pode ser considerada como de grande porte se tiver capacidade para produzir etanol acima de 30240 m³/ano. Entre 25 a 1260 m³/ano a usina seria de pequeno porte e, de 1260 m³ a 30240 m³/ano, de médio porte. Consequentemente, no caso do Cenário 1, a usina seria de grande porte.

Dentre as sete possibilidades de cenários apresentadas na Tabela 12 (1, 2a, 2b, 2c, 3a, 3b e 3c), a cidade de Massaranduba foi a que apresentou menor impacto do transporte sobre a receita em cinco delas, sendo quatro como usina de grande porte (Cenário 1, 2b, 2c e 3c) e apenas uma de médio porte (Cenário 2a).

Tabela 12 – Estimativa da quantidade de biomassa disponível e produção anual de etanol e impacto percentual do custo de transporte da biomassa frente a diferentes cenários considerando os municípios catarinenses de maior produção de bananas para a instalação da usina de processamento.

Cenário ¹	Biomassa úmida disponível (t/ano)	Produção de etanol ² (m ³ /ano)	Localização da usina	Custo de transporte de toda a biomassa (US\$) ³	% ⁴
1	2.481.770,07	45.080,33	Luiz Alves	3.715.208,31	17%
			Corupá	4.271.996,31	19%
			Massaranduba	3.147.274,81	14%
2a	1.437.385,56	26.109,52	Luiz Alves	1.717.301,93	13%
			Corupá	1.924.820,67	15%
			Massaranduba	1.548.920,51	12%
2b	1.800.904,56	32.712,69	Luiz Alves	2.243.239,70	14%
			Corupá	2.476.982,24	15%
			Massaranduba	1.929.362,46	12%
2c	2.284.481,55	41.496,67	Luiz Alves	3.098.792,95	15%
			Corupá	3.755.502,71	18%
			Massaranduba	2.706.329,89	13%
3a	1.002.399,06 893.681,49 1.304.353,05	18.208,17 16.233,36 23.693,04	Luiz Alves	362.511,81	4%
			Corupá	242.086,19	3%
			Massaranduba	1.010.276,15	9%
3b	1.700.218,65 1.245.502,44 2.300.049,57	30.883,77 22.624,04 41.779,45	Luiz Alves	1.604.836,57	10%
			Corupá	811.845,82	7%
			Massaranduba	2.698.410,88	13%
3c	2.400.022,17 2.199.156,57 2.476.427,07	43.595,41 39.946,77 44.983,28	Luiz Alves	3.394.658,13	16%
			Corupá	3.255.411,19	16%
			Massaranduba	3.164.454,24	14%

¹ Cenário 1: Todos os municípios catarinenses das Regiões Norte e Vale do Itajai produtores de bananas; Cenário 2a: Biomassa dos três municípios de maior produção da fruta; Cenário 2b: Biomassa dos cinco municípios mais produtores; Cenário 2c: Biomassa dos dez municípios de maior produção; Cenário 3a: Biomassa dos municípios situados a 30 km das três cidades catarinenses com maior produção de bananas (Luiz Alves, Corupá, Massaranduba), consideradas, com base nessa produção, como as mais indicadas para a instalação da usina; Cenário 3b: Biomassa dos municípios que estão localizadas a 60km das cidades mais produtoras (Luiz Alves, Corupá e Massranduba) escolhidas para instalação da usina; Cenário 3c: Biomassa dos municípios que estão entre 80km das cidade de maior produção (Luiz Alves, Corupá e Massranduba) escolhidas para instalação da usina.

² Quantidade estimada em função do rendimento obtido na fermentação F2_PCB_CC (biomassa: polpa + cascas + bagaço úmido de pseudocaule; inóculo: cocultura, *S. cerevisiae* + *P. tannophilus*)

³1 US\$ 1 = R\$ 3,766, conforme cotação realizada em <www.economia.uol.com.br/cotacoes/cambio/dolar-comercial-estados-unidos/?historico> Acesso em: 01/07/2018.

⁴ Impacto percentual do custo de transporte dos resíduos em relação à receita a ser obtida na comercialização do produto.

Verifica-se que, na maioria dos casos, que o menor valor gasto com transporte da biomassa foi relacionado ao município de Massaranduba e não à Luiz Alves, com a maior produção catarinense da fruta.

Apenas nos cenários 3a (biomassa disponível num raio de até 30 km do município sede da usina) e 3b (idem a 3a, num raio de até 60 km), o município de Corupá se sobrepôs quanto ao custo de transporte à Luiz Alves e Massaranduba.

No cenário 3a na localização de Corupá a captação de biomassa ocorre apenas em Corupá, Jaraguá do Sul e Guaramirim (2°, 4° e 8° maior produtora de banana, respectivamente) esses municípios possuem uma distância total a ser percorrida de 47,2 km até usina, já quando comparamos a Luiz Alves também são apenas três municípios (Luiz Alves, Massaranduba e São Joao do Itaperiú), sendo esses, os que apresentam a 1°, 3° e 5° maiores produções de banana, em uma distância de total até a usina de 49,8 km. No caso de Massaranduba a quantidade de municípios em um raio de 30 km é maior sendo, seis municípios (Luiz Alves, Massaranduba, Jaraguá do Sul, São Joao do Itaperiú, Guaramirim e Schroeder), 1°, 3°, 4°, 5°, 8° e 10°, maiores produtores, respectivamente, e a distância percorrida para recolher as biomassa é muito maior comparando com Corupá e Luiz Alves, sendo de 118,5 km.

Com essa análise nota-se que o custo aumentou de acordo com a soma das distâncias entre os municípios e a quantidade de biomassa a ser recolhida, como é o caso de Massaranduba que possui uma maior quilometragem com maior quantidade de municípios próximos. Essa mesma análise acontece com o cenário 3b, onde Corupá capta biomassa de 6 municípios, já Massaranduba está localizada próxima a 13 dos 16 municípios contabilizadas, se tornando geograficamente o município que fica centralizado em relação aos produtores de banana.

Os cenários 2b e 2c apresentaram porcentagens próximas; porém ao comparar a relação entre volume de etanol produzido/custo de transporte da biomassa é possível verificar que no cenário 2b o valor de 0,0042 foi superior ao de 2c (0,0038). Diante disto, dentre os dois, o cenário 2b foi selecionado para continuidade do estudo.

Nos cenários 3a (biomassa disponível num raio de até 30 km do município sede da usina) e 3b (idem a 3a, num raio de até 60 km), o município de Corupá se mostrou mais viável do que Massaranduba, principalmente no cenário 3b.

Ao comparar os cenários 1 e 3c onde Massaranduba teve menor custo de transporte, verifica-se que as quantidades de biomassa disponíveis foram praticamente semelhantes. Conseqüentemente, o cenário 3c foi, também, desconsiderado nas análises subsequentes.

A partir do exposto, em relação aos cenários 1 a 2c, o município de Massaranduba mostra-se como o local mais adequado para instalação de uma usina de etanol de grande porte. Nos cenários 3a e 3b, Corupá seria o município indicado para receber a usina; porém, seria de médio porte.

Convém deixar claro que toda a análise do custo de transporte foi realizada com base na quantidade de biomassa úmida disponível. Caso se faça a opção pelo transporte dessa biomassa em massa seca, especificamente para o pseudocaule que representa em torno de 77% do total, a quantidade de biomassa transportada poderia reduzir em média, aproximadamente, 73,3%, em todos os cenários considerados, conforme pode ser visto no Apêndice X. Porém, com o uso exclusivo de farelo de pseudocaule, em detrimento do uso do bagaço úmido como considerado anteriormente (Tabela 12), conduziria a um menor rendimento em etanol conforme mostrado na fermentação F3_PCF_CC (item 4.1.2, página 71), validada pela simulação S3_PCF_CC (item 4.2.2, página 85).

4.5 Análise econômica preliminar

Considerou-se, nesta análise, a instalação de uma usina de grande porte no município de Massaranduba (cenários 1, 2b e 3b) e a instalação de uma usina de médio porte no município de Corupá (cenários 3a e 3b).

Para estimar a receita de cada cenário proposto, utilizou-se o valor médio global da cotação do etanol comercial obtido de acordo com dados disponibilizados pelo Centro de Estudos Avançados em Economia Aplicada (CEPEA, 2018), conforme pode ser visto na Tabela 13.

Dentre as cinco usinas mostradas na Tabela 13, a de Mato Grosso foi a que fez maior uso do milho para a produção de etanol. Normalmente, isto ocorre entre dezembro a abril, período com menor disponibilidade de cana-de-açúcar na região.

Tabela 13 – Valor médio do metro cúbico de etanol hidratado de cana-de-açúcar e/ou milho comercializado por usinas de grande porte nos cinco estados brasileiros com maior produção.

Estado	Valor médio por m ³ de etanol hidratado	
	R\$	US\$
Alagoas ¹	1.296,31	559,72
Goiás ²	1.439,52	602,33
Mato Grosso ³	1,547,04	620,49
Pernambuco ⁴	1.625,28	496,54
São Paulo ¹	1.200,24	504,46
Valor médio global	1.390,34	556,71

¹Dados de 2008 – 2018; ²Dados de 2009 – 2018; ³Dados de 2012 – 2018; ⁴Dados de 2014 – 2018

Fonte: Adaptado de CEPEA (2018).

Na Tabela 14 é possível observar, além das receitas relativas às quantidades de etanol a ser produzida em cada cenário, os custos diretos específicos de cada caso. Esses custos foram estimados em relação ao processo produtivo simulado neste trabalho (etanol de biomassa da bananicultura) e não em relação ao processo de etanol de cana-de-açúcar. Nesse etapa não se contabilizou custo de mão-de-obra, investimentos, manutenção e administrativos.

É possível observar que dentre as usinas de grande porte o que apresentou menor custo de produção em relação aos insumos foi a opção G2b (US\$ 94.715.935), seguido por G3b (US\$ 121.199.262) e G1 (US\$ 131.011.923), todas com instalação da usina no município de Massaranduba. Conforme já discutido anteriormente, Massaranduba apresenta melhor posição geográfica em relação aos pontos de geração da biomassa, refletindo num menor custo de transporte por unidade de massa transportada.

Tabela 14 – Receita, custos de insumos e lucro bruto referentes à produção de etanol de biomassa da bananicultura em usinas de grande e médio porte em diferentes cenários*.

	Usinas de Grande Porte			Usinas de Médio Porte	
	G1	G2b	G3b	M3a	M3b
	Valores em dólares (US\$)				
Receita ¹	25.096.671	18.210.112	23.261.668	9.037.271	12.595.270
Insumos (-)					
Biomassa ²	3.147.275	1.929.362	2.698.411	242.086	811.846
Enzima ³	861.365	625.052	798.294	310.176	432.285
H ₂ SO ₄ ³	130.738	94.871	121.165	47.079	65.612
NaOH ³	306.756	222.599	283.797	110.269	153.949
Água ⁴	1.415.409	1.026.899	1.313.623	510.918	710.201
Energia ⁵	150.247.050	109.027.263	139.245.640	54.103.726	75.403.064
Lucro Bruto	-131.011.923	-94.715.935	-121.199.262	-46.286.982	-64.981.686

*G1: instalação de usina de grande porte em Massaranduba, SC, de acordo com o cenário 1 (biomassa de todos os municípios catarinenses das Regiões Norte e Vale do Itajaí produtores de bananas); G2b: instalação de usina de grande porte em Massaranduba, SC, de acordo com o cenário 2b (biomassa dos cinco municípios mais produtores); G3b: : instalação de usina de grande porte em Massaranduba, SC, de acordo com o cenário 3b (biomassa localizada a 60 km do município); M3a: instalação de usina de médio porte em Corupá, SC, de acordo com cenário 3a (biomassa localizada a 30 km do município); M3b: instalação de usina de médio porte em Corupá, SC, de acordo com cenário 3b (biomassa localizada a 60 km do município).

¹Calculado de acordo com a quantidade de etanol estimada para cada cenário produtivo, com base no valor médio do produto (US\$ 499,20).

² Custo de transporte da biomassa nos cenários.

³ Fonte: Dias *et al.* (2011).

⁴ Fonte: Águas de Joinville (2018).

⁵ Fonte: Celesc (2018).

Em relação à usina de médio porte o cenário M3a (US\$ 46.286.982) foi o que mostrou menor custo de produção. Em contrapartida, esse cenário, assim como o M3b (US\$ 64.981.686), foram os que apresentaram menor quantidade de etanol produzido.

De uma forma geral, todos os cenários analisados são inviáveis economicamente, sendo necessária uma análise detalhada de todos os custos envolvidos, buscando alternativas para a redução dos mesmos.

Para o transporte da biomassa, uma possibilidade de minimizar o seu custo, seria diminuir o volume da biomassa a ser transportada do campo para a usina, principalmente em relação ao pseudocaule de bananeira. A secagem e moagem deste material no campo poderia contribuir para a redução de até 73% do seu volume. Contudo, o processamento do pseudocaule na usina na sua forma de farelo resultaria, numa produção de etanol da ordem 20,5% menor do

que a produção estimada para o emprego do pseudocaule úmido. Considerando o cenário 1, a produção com pseudocaule seco e moído seria de 35.841,16 m³/ano (APENDICE X) enquanto que, para o pseudocaule úmido, seria de 45.080,33 m³/ano (Tabela 12).

Com o transporte do farelo, ao invés do material úmido, não seria mais possível aproveitar a seiva do pseudocaule em substituição à água no processamento da polpa. Além disso, para utilizar o pseudocaule na forma de farelo necessitaria de um maior consumo de energia devido as etapas de secagem e moagem e de água de umidificação para a sacarificação. Com tudo isto, o farelo conduziria a uma redução no lucro bruto de 2 a 4% nos cenários avaliados. Tomando como exemplo o cenário 1 o déficit do processo passaria de US\$ -131.011.923 (Tabela 13) para US\$ -134.485.385 (Apêndice XI). Conseqüentemente, em comparação à biomassa úmida, o uso do pseudocaule na forma de farelo nas condições operacionais aqui realizadas é desaconselhado.

Para as enzimas, considera-se que o custo das condições de processo utilizadas já foram as mínimas possíveis. As bases para cálculo deste custo foi o mesmo relatado por Albareli *et al.* (2014), que a partir de valores variáveis do insumo entre 120,00 US\$/t a 1.250,00 US\$/t, empregou o menor valor. De acordo com esses autores, a utilização de um valor maior de enzima, não condiz com as práticas utilizadas por empresas que buscam sempre a redução de custo.

O consumo de água representou aproximadamente 6 % do total da receita. Esse valor pode ser reduzido em cerca de até 17% caso a água utilizada no processo de trituração das cascas de banana seja totalmente substituída pela seiva retirada do processo de prensagem do pseudocaule, como ocorre na trituração da polpa de banana. A quantidade de seiva disponível é suficiente para a obtenção dos caldos dessas biomassas.

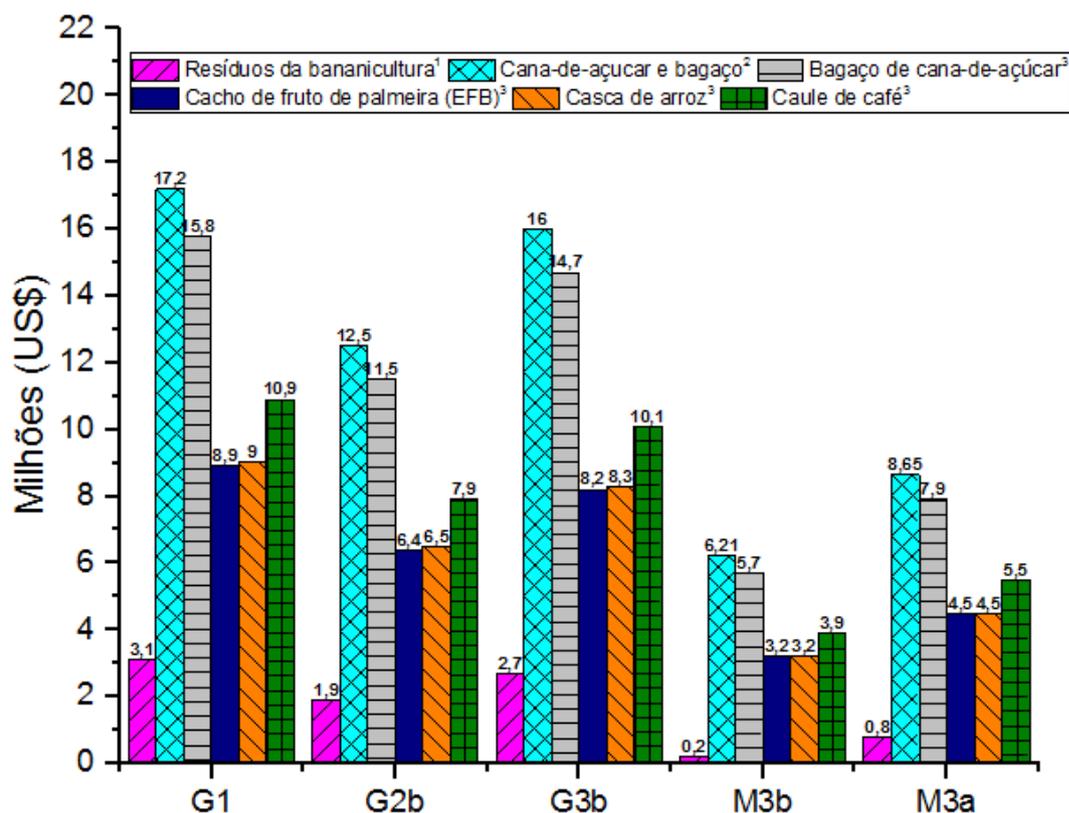
É possível observar na Tabela 14 o alto impacto que o consumo energético tem no custo total dos insumos, sendo responsável por mais de 96% do total em todos os cenários. Uma redução nesse consumo poderia ser obtida através do aproveitamento energético dos “novos resíduos” gerados (Figura 11) a partir da geração de biogás (fermentação metanogênica), como sugerido por Quintero *et al.* (2013) e Albarelli *et al.* (2014) para as usinas de etanol de cana-

de-açúcar através da pirólise, combustão e produção de biogás. Esse tipo de estudo está em desenvolvimento por outro pesquisador do grupo.

Uma grande vantagem que a produção de etanol de biomassa da bananicultura tem, até o momento, em relação a outros tipos de biomassas, é o emprego de uma matéria-prima sem valor de mercado, obtida praticamente de forma gratuita. Esses resíduos normalmente são considerados pelo produtor de bananas como lixo agrícola e, em alguns casos, precisam pagar para a sua remoção do campo.

O impacto do custo de aquisição e transporte de alguns tipos de biomassa para a produção de etanol pode ser visto na Figura 24.

Figura 24 – Comparação dos custos de aquisição e transporte de diferentes biomassas em milhões de dólares em relação às mesmas quantidades de etanol produzidas nas usinas G1 (45.080,33 m³/ano), G2b (32.712,69 m³/ano), G3b (41.779,45 m³/ano), M3a (16.233,36 m³/ano) e M3b (22.624,04 m³/ano).



¹ Este trabalho; ² Albarelli (2013); ³ Quintero *et al.* (2013)

Na Figura 24 observa-se que o custo da matéria-prima utilizada neste estudo foi o que apresentou o menor valor quando comparado às outras biomassas analisadas. Todas as biomassas apresentaram um custo de 2,9 a 5,5 vezes maior do que o da biomassa da bananicultura.

O alto valor mostrado em relação ao bagaço de cana-de-açúcar (etanol 2G) e também em relação à cana-de-açúcar + bagaço (etanol 1G + 2G) deve-se ao fato do custo dessa *comodity* no mercado brasileiro. Segundo ALBARELLI *et al.* (2014), o custo de aquisição e transporte da cana-de-açúcar integral é de US\$ 35,17/t. Para esses autores e Quintero *et al.* (2013), o custo apenas do bagaço de cana-de-açúcar é de US\$ 15/t.

Em relação às outras biomassas, esses valores são da ordem de US\$5/t para EFB e cascas de arroz e de US\$18/t para caule de café (QUINTERO *et al.*, 2013). Para os autores, os valores elevados das biomassas ocorrem por serem comumente utilizadas como fonte de energia térmica e por estarem muito dispersas geograficamente o que aumento o seu custo de transporte.

4.5.1 Proposta otimista

Considerando a eliminação do valor devido ao consumo energético e acrescentando as estimativas dos custos de investimento; custo de mão-de-obra, custos operacionais, despesas gerais da fábrica e manutenção; e custo geral e administrativo baseados nos trabalhos de Albarelli (2013) e Quintero *et al.* (2013) (Apêndice XII), foi possível estruturar uma proposta otimista considerada como a ideal para a produção de etanol de biomassa da bananicultura nos diferentes cenários, conforme apresentado na Tabela 15.

Nota-se na Tabela 15 que a proposta otimista, em comparação à condição anterior (Tabela 14), passa a apresentar um lucro bruto positivo, corroborando com Alberelli (2013), Quintero *et al.* (2013) e Junqueira (2015) que afirmaram que um processo de cogeração de energia integrado às usinas de etanol é indispensável para viabilizar economicamente o processo produtivo.

Tabela 15 – Proposta otimista com a implementação da cogeração de energia, investimento e *payback* simples, para o processo de produção de etanol combustível nos cenários selecionados (G1, G2b, G3b, M3a e M3b)

	Usina Grande Porte			Usina Médio Porte	
	G1	G2b	G3b	M3a	M3b
	Valores em dólares (US\$)				
Receita	25.096.671	18.210.112	23.261.668	9.037.271	12.595.270
Custos (-)					
Matérias-primas ¹	5.861.544	3.898.784	5.215.290	1.220.528	2.173.893
Energia	0	0	0	0	0
Mão-de-obra ²	265.974	193.005	246.499	95.777	133.482
Operacionais e manutenção ²	620.982	450.617	575.512	223.615	311.646
Administrativo ²	2.187.523	1.587.383	2.027.348	787.724	1.097.832
Lucro Bruto	19.235.127	14.311.328	18.046.378	7.816.744	10.421.378
Imposto ³	5.770.538	4.293.398	5.413.913	2.345.023	3.126.413
Lucro Líquido	13.464.589	10.017.930	12.632.465	5.471.720	7.294.964
Investimento ⁴	148.330.000	107.380.000	137.410.000	55.252.912	77.008.216
<i>Payback</i> simples ⁵	11,02	10,72	10,88	10,10	10,56

¹ Custo de transporte da biomassa, aquisição de produtos químicos e consumo de água.

² Valores estimados de acordo com Quintero *et al.* (2013) com base no volume de etanol produzido.

³ O imposto foi calculado com taxa de 30% que engloba ICMS no estado de Santa Catarina (18%) e PIS/CONFIS (12%)

⁴ Apêndice XII.

⁵ *Payback* simples sem contabilizar a taxa de juro anual.

O menor tempo para o retorno do investimento, sem considerar os juros anuais no caso de realizar empréstimos (*payback* simples) foi de 10,9 anos para uma usina de grande porte instalada em Massaranduba (usina G2b, cenário 2b). Para uma usina de médio esse parâmetro foi de 10,1 (usina M3a, cenário 3a) com instalação no município de Corupá.

Valor de *payback* simples maior do que 4,0 anos é, normalmente, considerado alto e desaconselhável para investimentos em quaisquer tipos de processos (DORNELAS, 2015). Especificamente no caso de produção de etanol de biomassa, valores de *payback* podem atingir a ordem de 10, (ALBARELLI, 2013), valor esse muito próximo aos estimados neste trabalho que variam de 9 a 11 anos.

CONCLUSÃO

Nas fermentações por monocultura (*Sacharomyces cerevisiae* UNIVILLE 9080) e por cocultura (*S. cerevisiae* UNIVILLE 9080 + *Pacchysolen tanophilus* ATCC 32691, empregando mosto composto por polpa, cascas e bagaço úmido de pseudocaule, a cocultura apresentou maiores rendimento e produtividade em etanol, da ordem 33% e 10%, respectivamente; sendo, portanto, indicada para o processo fermentativo.

Ao comparar o uso da cocultura na produção de etanol de mosto com bagaço úmido e com bagaço seco e moído (farelo), verificou-se que o bagaço úmido conduziu a uma produtividade de $1,1 \pm 0,07$, 37,5% maior do que o farelo. Comportamento semelhante ocorreu com o rendimento (33% maior).

A partir da simulação e validação dos processos fermentativos, o volume máximo de etanol produzido, estimado a partir das quantidades de biomassa disponível em cada caso, foi de 45.080,33 m³/ano no processo cocultura com bagaço úmido.

Em relação ao consumo energético observou-se que a melhor opção foi também com o processo de cocultura com bagaço úmido, que apresentou consumo de 138,4 GJ/m³; valor este 31,1% menor do processo monocultura com bagaço úmido e 35,5% do processo cocultura com bagaço seco e moído.

A instalação de uma usina de grande porte para produção de etanol de biomassa da bananicultura no município de Massaranduba se mostrou mais apropriada do que os demais municípios catarinenses produtores de bananas em três dos sete cenários avaliados (cenário 1: com toda biomassa dos municípios da região nordeste, cenário 2b: com a biomassa dos cinco municípios catarinenses com maior produção de bananas e cenário 3b: com biomassa transportada numa distância máxima de 60 km do local da usina).

Para uma usina de médio porte o município de Corupá apresentou-se como o mais indicado para instalação. Os cenários definidos para esse tipo de usina foram: cenário 3a, com a biomassa transportada numa distância máxima de 30 km da sede e cenário 3b, com a biomassa disponível a 60 km do município.

Nos demais cenários (2a: biomassa dos três municípios com maior produção de bananas, 2c: biomassa dos dez municípios com maior produção de

bananas e 3c: biomassa transportada numa distância máxima de 80 km da usina) Massaranduba também seria o município indicado para a instalação da usina, uma de média porte (cenário 2a) e duas de grande porte (cenários 2c e 3c). Contudo, esses três últimos cenários foram os que apresentaram maior impacto percentual do custo da biomassa sobre a receita; não sendo, portanto, os mais indicados.

Em todos os cenários com bagaço úmido o custo energético foi responsável por aproximadamente 97% dos custos totais, demonstrando a necessidade do uso da cogeração de energia como a produção de biogás a partir dos “novos resíduos” gerados para a sua viabilidade econômica.

Com a implantação de uma proposta otimista de processo, zerando-se o consumo energético, foi possível obter um valor de lucro bruto positivo da ordem de US\$ 12,7 milhões/ano. Na condição oposta, com suprimento energético totalmente fornecido pela rede pública de energia, não ocorreu lucro, gerando um déficit acima de US\$ 131 milhões/ano.

O valor mínimo do *payback* em uma usina de grande porte em Massaranduba, indicada como a de maior potencial para investimento, foi de 10,9 anos com produção de etanol com cocultura e uso de bagaço úmido de pseudocaule na composição do mosto de fermentação.

SUGESTÕES PARA CONTINUIDADE DO TRABALHO

- ✓ Realizar a fermentação alcoólica do mosto composto com AR > 150 g/L por co-cultura microbiana visando aumentar a concentração de etanol no vinho para valores superiores ao alcançado neste trabalho (P = 55 g/L), bem como maximizar a produtividade volumétrica do processo. A influência da técnica de fermentação com alta densidade celular (uso de microrganismos floculantes e não floculantes) sobre a produção de etanol deverá ser avaliada nesse estudo.

- ✓ Incluir na análise econômica o custo devido à coleta dos resíduos no campo, os quais se encontram normalmente espalhados dentro das plantações de bananeiras, e o custo relativo ao preparo da biomassa para o transporte até o local da usina. Realizar a análise do custo de transporte com base na densidade de carga e não como massa de carga considerada neste trabalho.

- ✓ Desenvolver estudo sobre o reaproveitamento dos novos resíduos gerados neste trabalho (resíduos dos caldos de cascas de banana e pseudocaule da bananeira) bem como da vinhaça a ser gerada após a destilação do vinho. Sugere-se realizar a caracterização desses novos resíduos e avaliar a contribuição da geração de biogás sobre a sustentabilidade energética do processo combinado FAFM (Fermentação Alcoólica + Fermentação Metanogênica).

REFERÊNCIAS

ÁGUAS DE JOINVILLE – Companhia de saneamento básico. **Tarifas**. Disponível em: <<https://www.aguasdejoinville.com.br/?publicacao=tabela-tarifaria-de-servicos-2018>> Acesso em Janeiro de 2018.

ALBARELLI, J. Q; ENSINAS, A. V.; SILVA, M. A. **Product diversification to enhance economic viability of second generation ethanol production in Brazil: The case of the sugar and ethanol joint production**. Chemical engineering research and design, v. 92, p.1470–1481, 2014

ALBARELLI, J. Q. **Produção de açúcar e etanol de primeira e segunda geração: simulação, integração energética e análise econômica**. Tese, 244 p. Doutorado em Engenharia Química, Universidade de Campinas – UNICAMP, Campinas, 2013.

ADEMARK, P.; VARGA, A.; MEDVE, J.; HARJUNPÄÄ, V.; DRAKENBERG, T.; TJERNELDA, F.; STÅLBRAND, H. **Softwood hemicellulose-degrading enzymes from *Aspergillus niger*: Purification and properties of a β -mannanase**. Journal of Biotechnology, v. 63, p. 199-210, 1998

ANDRADE, I. L. E GALVÃO, V. **Biocombustível: importância econômica, inclusão social e redução dos impactos ambientais**. In EXLER, R. B.; SAMPAIO, L. P.; TEIXEIRA, L. P. B. Bioenergia um diálogo renovável, v.2. cap. 6, p. 85-95. Salvador: Vento Leste, 2013.

ANEEL – Agência Nacional de Energia Elétrica. **Fonte Renováveis: Biomassa**. Disponível em <http://www2.aneel.gov.br/arquivos/pdf/atlas_par2_cap4.pdf>. Acesso em: Junho de 2016.

ANP – Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis. **Anuário estatístico brasileiro do petróleo, gás natural e biocombustíveis**. Disponível em: <http://www.anp.gov.br/anp/imagens/publicacoes/Anuario_Estatistico_ANP_2016.pdf>. Acesso em: Agosto 2017.

ANTT – Agência Nacional de Transporte Terrestre. **Tabelas de Preços Mínimos do Transporte Rodoviário de Cargas – RESOLUCAO ANTT n° 5820 de 30 de maio de 2018**. Disponível em: <http://www.antt.gov.br/cargas/Tabelas_de_Precos_Minimos_do_Transporte_Rodoviario_de_Cargas.html>. Acesso em: Junho 2018.

ASHRAFUL, A. M., MASJUKI, H. H., KALAM, M. A., RIZWANUL FATTAH, I. M., IMTENAN, S., SHAHIR, S. A., & MOBARAK, H. M. **Production and comparison of fuel properties, engine performance, and emission characteristics of biodiesel from various non-edible vegetable oils: A review**. Energy Conversion and Management, v. 80, p. 202-228, 2014.

ASPENTECH. **Aspen Hysys**, Users Manual v. 8.1. 2017.

BAIG, M. Z.; DHARMADHIKARI, S. M. **Bioethanol Production from Cotton Stalk Hydrolysate using Immobilized Co culture of *Saccharomyces cerevisiae* and *Pachysolen tannophilus***. International Journal of Current Microbiology and Applied Sciences, v. 5, n. 12, p. 389-397, 2016.

BALAT, M. **Production of bioethanol from lignocellulosic materials via the biochemical pathway: A review**. Energy Conversion and Management, v. 52 (2), p. 858-875, 2011.

BARVE, A. TARFE, K. **Efficiency of Waste Banana Peels in Bio-ethanol Production**, STM Journals, v. 7, p 28-32, 2017.

BEHERA, S.; ARORA, R.; NANDHAGOPAL, N.; KUMAR, S. **Importance of chemical pretreatment for bioconversion of lignocellulosic biomass**. Renewable and Sustainable Energy Reviews, v. 36, p. 91–106, 2014.

BHATIA, L. e JOHRI, S. **Optimization of simultaneous saccharification and fermentation parameters for sustainable ethanol production from sugarcane bagasse by *Pachysolen Tannophilus* MTCC 1077**. Sugar Tech, 2015.

BNDES and CGEE (Coord.). **Sugarcane-based bioethanol – energy for sustainable development**. Rio de Janeiro: BNDES, 2008.

CABRAL; M. M. S.; ABUD; A. K. S.; SILVA, C. E. F.; ALMEIDA, R. M. R. G. **A produção de bioetanol a partir de fibra de casca de coco**. Ciência Rural, Santa Maria, v.46, n.10, p.1872-1877, out, 2016.

CAI, D.; DONG, Z.; WANG, Y.; CHEN, C.; LI, P.; QIN, P.; WANG, Z.; TAN, T. **Biorefinery of corn cob for microbial lipid and bio-ethanol production: An environmental friendly process**. Bioresource Technology, v. 211, p. 677–684, 2016.

CASAROTTO F^o, N.; KOPITTKKE, B. H. **Análise de investimentos**. 7. ed. São Paulo: Atlas, 1996.

CELESC – Centrais Elétricas de Santa Catarina. **Tarifas**. Disponível em: <<http://www.celesc.com.br/portal/index.php/duvidas-mais-frequentes/1140-tarifa>> Acesso em Janeiro de 2018.

CEPEA – Centro de Estudos Avançados em Economia Aplicada. **Indicador semanal do etanol hidratado combustível CEPEA/ESALQ**. Disponível em: <<https://www.cepea.esalq.usp.br/br/indicador/etanol.aspx>> Acesso em: Janeiro de 2018.

CHANDEL, A. K.; ANTUNES, F. A. F.; ANJOS, V.; BELL, M. J. V.; RODRIGUES, L. N.; POLIKARPOV, I.; AZEVEDO, E. R.; BERNARDINELLI, O. D.; ROSA, C. A.; PAGNOCCA, F. C.; SILVA, S. **Multi-scale structural and chemical analysis of sugarcane bagasse in the process of sequential acid–base pretreatment**

and ethanol production by *Scheffersomyces shehatae* and *Saccharomyces cerevisiae*. *Biotechnology for Biofuels*, v. 7:63, 2014.

CHANDEL, A.K.; CHAN, E.; RUDRAVARAM, R.; NARASU, M.I.; RAO, L.V.; RAVINDRA, P. **Economics and environmental impact of bioethanol production Technologies: an appraisal.** *Biotechnology Molecular and Biological*. v. 2. P. 14-32, 2007.

CHANG, M.C.Y. **Harnessing energy from plant biomass.** *Current Opinion in Chemical Biology*, vol. 11, p. 677–684, 2007.

CHENG, C. L.; CHE, P. Y.; CHEN, B. Y.; LEE, W. J.; LIN, C. Y.; CHANG, J. S. **Biobutanol production from agricultural waste by an acclimated mixed bacterial microflora.** *Applied Energy*, v.100, p. 3-9, 2012.

CHONGKHONG, S. **Response surface optimization of ethanol production from banana peels by organic acid hydrolysis and fermentation.** *Songklanakarin J. Sci. Technol*, v. 39, p. 245-251, 2017.

CLAASSEN, P.A.M.; LOPEZ CONTRERAS, A.M.; SIJTISMA, L.; WEUSTHUIS, R.A.; VAN LIER, J.B.; VAN NIEL, E.W.J.; STAMS, A.J.M.; DE VRIES, S.S. **Utilisation of biomass for the supply of energy carries.** *Applied Microbiology and Biotechnology*. v. 52. p. 741-755, 1999.

CORRÊA, C. B. **Parcerias estratégicas tecnológicas em projetos de etanol celulósico: oportunidades e desafios para as firmas nacionais.** Dissertação 151 p. Mestrado em Política Científica e Tecnológica, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2014.

DIAS, M. O. S., **Simulação do processo de produção de etanol a partir do açúcar e do bagaço, visando a integração do processo e a maximização da produção de energia e excedentes do bagaço.** Dissertação 282 p. Mestrado em Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2008.

DIAS, M.O.S. **Desenvolvimento e otimização de processos de produção de etanol de primeira e segunda geração e eletricidade a partir da cana-de-açúcar.** Tese, 277 p. Doutorado em Engenharia Química, Universidade de Campinas, Campinas, 2011.

DORNELAS, J. C. A. **Empreendedorismo: Transformando ideias em negócios.** 5. ed. Rio de Janeiro: Empreende / LTC, 2015.

DUFF, S. J.; MURRAY, W. D. **Bioconversion of forest products industry waste cellulose to fuel ethanol: A Review.** *Bioresource Technology*, v. 55, p.1–33, 1996.

EMBRAPA - Empresa Brasileira de Pesquisa Agropecuária. **O Brasil é o país dos resíduos.** Disponível em: < <https://www.embrapa.br> >. Acesso em Julho de 2017.

EPAGRI/CEPA - Empresa de Pesquisa Agropecuária e Extensão Rural de Santa Catarina/ Centro de Socioeconomia e Planejamento Agrícola. **Síntese anual da agricultura de Santa Catarina 2014-2015**. Disponível em < http://docweb.epagri.sc.gov.br/website_cepa/publicacoes/Sintese_2015.pdf >. Acesso em Junho de 2017.

EPAGRI/CEPA - Empresa de Pesquisa Agropecuária e Extensão Rural de Santa Catarina/ Centro de Socioeconomia e Planejamento Agrícola. **Relatório sobre a Fruticultura Catarinense: Safra 2014/15**. Disponível em: < http://www.epagri.sc.gov.br/?page_id=17035 >. Acesso em Julho de 2016.

EPE - Empresa de Pesquisa Energética. **Balço Nacional Energético 2013 – 2012 (2014)**. Disponível em: http://www.mme.gov.br/mme/galerias/arquivos/publicacoes/BEN/2_-_BEN_-_Ano_Base/1_-BEN_Portugues/Completo.pdf. Acesso em julho de 2017.

ESTERBAUER, H., STEINER, W., LABUDOVA, I., HERMANN, A., HAYN, M. **Production of trichoderma cellulase in laboratory and pilot scale**. Bioresource Technology. vol. 36, p. 51 – 65, 1991.

FAAIJ, A.P.C. **Bio-energy in Europe: changing technology choices**. Energy Policy, v. 34, p. 322–342, 2006.

FAO – **Food and Agriculture Organization of the United Nations**. Disponível em: <<http://www.fao.org>>. Acesso em: agosto de 2017.

FEDERIZZI, M. **Potencialidade do uso de resíduos lignocelulósicos da bananicultura como substrato na fermentação do processo de metanização**. Dissertação, 100 p. Mestrado em Engenharia de Processos, Universidade da Região de Joinville, Joinville, 2008.

GABHANE, J.; PRINCE WILLIAM, S.P.M.; GADHE, A.; RATH, R.; VAIDYA, A. N.; WATE, S. **Pretreatment of banana agricultural waste for bio-ethanol production: Individual and interactive effects of acid and alkali pretreatments with autoclaving, microwave heating and ultrasonication**. Waste Management, v. 34, p. 498–503, 2014.

GEBREGERGS, A.; GEBRESEMATI, M.; SAHU, O. **Industrial ethanol from banana peels for developing countries: Response surface methodology**. Pacific Science Review A: Natural Science and Engineering, p. 1-8, 2016

GÍRIO, F.M.; FONSECA, C.; CARVALHEIRO, F.; DUARTE, L.C.; MARQUES, S.; BOGEL-ŁUKASIK, R. **Hemicelluloses for fuel ethanol: A review**. Bioresource Technology, v. 101, p. 4775-4800, 2010.

GOMBERT, A. K E MARIS, A. JA. **Improving conversion yield of fermentable sugars into fuel ethanol in 1st generation yeast-based production processes**. Current Opinion in Biotechnology, v. 33, p.81–86, 2015.

GONÇALVES FILHO, L. C. **Utilização do pseudocaule de bananeira como substrato da fermentação alcoólica: avaliação de diferentes processos de despolimerização**. Dissertação p. 96. Mestrado em Engenharia de processos, Universidade da Região de Joinville – UNIVILLE, Joinville, 2011.

GONÇALVES FILHO, L.C., FISCHER, G.A.A., SELLIN, N., MARANGONI, C., SOUZA, O. **Hydrolysis of Banana Tree Pseudostem and Second-Generation Ethanol Production by *Saccharomyces Cerevisiae***. Journal of Environmental Science and Engineering, p. 65-69, 2013.

GORREN, R. C. R. **Biocombustíveis – aspectos sociais, e econômicos: comparação entre brasil, estados unidos e alemanha** Dissertação, 132 p., Mestrado em Energia, Universidade De São Paulo – USP, São Paulo, 2009.

GRANBIO, 2017. **GranBio begins producing second-generation ethanol**. Disponível em: <<http://www.granbio.com.br>>. Acesso em agosto 2017.

GRASEL, F. S.; STIEHL, A. C. R.; BERNARDI, L. P.; HERPICH, T. L.; BEHRENS, M. C.; ANDRADE, J. B.; SCHULTZ, J.; MANGRICH, A. S. **Inovação em Biorrefinarias I. Produção de Etanol de Segunda Geração a partir de Capim-Elefante (*Pennisetum purpureum*) e Bagaço de Cana-de-Açúcar (*Saccharum officinarum*)**. Revista Virtual Química, v. 9, 2016.

GU, H.; ZHANG, J.; BAO, J. **High tolerance and physiological mechanism of *Zymomonas mobilis* to phenolic inhibitors in ethanol fermentation of corncob residue**. Biotechnology and Bioengineering, 2015.

GUERRERO, A. B.; BALLESTEROS, I.; BALLESTEROS, M. **The potential of agricultural banana waste for bioethanol production**. Fuel, v. 213, p. 176-185, 2018.

GUEVARA-BRAVO, C. A.; ACEVEDO-RUIZ, J. M.; PELÁEZ-JARAMILLO, C. A. **Biorefinery from banana rejected: Integrated system for ethanol, single Cell protein, biogas and compost Co-production**. Biotecnología en el Sector Agropecuario y Agroindustrial, n.1, v. 14, p. 78 – 86, 2016.

HAMMOND, J. B.; EGG, R.; DIGGINS, D.; COBLE, C. G. **Alcohol from bananas**. Bioresour. Technology, v. 56, p. 125-130, 1996.

HERRERA, S. **Análise da governança global da sustentabilidade dos biocombustíveis e proposta para o etanol brasileiro**. Tese, 216 p., Doutorado em Planejamento Energético, Universidade Federal do Rio de Janeiro – UFRJ, Rio de Janeiro, 2014.

HICKERT, L. R.; CRUZA, M. M.; DILLONB, A. J. P.; FONTANAB, R. C.; ROSAC, C. A.; AYUBA, M. A. Z. **Fermentation kinetics of acid–enzymatic soybean hull hydrolysate in immobilized-cell bioreactors of *Saccharomyces cerevisiae*, *Candida shehatae*, *Spathaspora arborariae*, and their co-cultivations**. Biochemical Engineering Journal, v. 88, p.61–67, 2014.

HOPFNER, S.A. **Produção de etanol por diferentes espécies de micro-organismos a partir de mostos de cascas de banana (frescas ou sacarificadas) com diferentes concentrações de açúcares redutores.** Dissertação, 103 p. Mestrado em Engenharia de Processos, Universidade da Região de Joinville, Joinville, 2015.

IBGE - Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística. **Levantamento Sistemático da Produção Agrícola (LSPA).** Disponível em: <<https://sidra.ibge.gov.br/home/lspa/brasil/>>. Acesso em Junho de 2016.

IEA - International Energy Agency. **From 1st to 2nd Generation Biofuel Technologies: An Overview of Current Industry and RD&D activities,** Disponível em: <<http://www.iea.org/topics/biofuels/>>. Acesso em Agosto de 2017.

JUNQUEIRA, T. L.; DIAS, M. O. S.; JESUS, C. D. F.; MANTELATTO, P. E.; CUNHA, M. P.; CAVALETT, O.; MACIEL FILHO, R.; ROSSELL, C. E. V.; BONOMI, A. **Simulation and Evaluation of Autonomous and Annexed Sugarcane Distilleries.** Chemical Engineering Transactions, 25, 941-946, 2011.

JUNQUEIRA, T. L. **Techno-economic feasibility analysis of process alternatives for ethanol production in Brazil.** Tese, 146 p. Doutorado em Engenharia Química, Universidade de Campinas – UNICAMP, Campinas, 2015.

JUNQUEIRA, T. L.; CHAGAS, M. F.; GOUVEIA, V. L. R.; REZENDE, M. C. A. F.; WATANABE, M. D. B.; JESUS, C. D. F.; CAVALETT, O.; MILANEZ, A. Y.; BONOMI, A. **Techno-economic analysis and climate change impacts of sugarcane biorefineries considering different time horizons.** Biotechnology for Biofuels, v. 10:50, p 1-12, 2017.

KARAGÖZ, P.; ÖZKAN, M. **Ethanol production from wheat straw by *Saccharomyces cerevisiae* and *Scheffersomyces stipitis* co-culture in batch and continuous system.** Bioresource Technology. v. 158. p. 286-293, 2014.

KIM, K.H., TUCKER, M.P., NGUYEN, Q.A. **Effects of pressing lignocellulosic biomass on sugar yield in two-stage dilute-acid hydrolysis process.** Biotechnology Progress, vol. 18, p. 489, 2002.

KOTI, S.; GOVUMONI, S. P.; GENTELA, J.; RAO, L. V. **Enhanced bioethanol production from wheat straw hemicellulose by mutant strains of pentose fermenting organisms *Pichia stipitis* and *Candida shehatae*.** Springer Plus v. 5:1545, 2016.

KUHAD, R. C., GUPTA, R. KHASA, Y. P., SINGH, A., ZHANG, P. Y.-H. **Bioethanol production from pentose sugars: Current status and future prospects.** Renewable and Sustainable Energy Reviews, vol. 15, p 4950–4962, 2011.

KUYPER, M, WINKLER, A. A.; DIJKEN, J. P.; PRONK, J. T. **Minimal metabolic engineering of *Saccharomyces cerevisiae* for efficient anaerobic xylose fermentation: a proof of principle.** Federation of European Microbiological Societies (FEMS) Yeast Research, v. 4, p. 655–664, 2004.

LARNAUDIE, V.; ROCHÓN, E.; FERRARI, M. D.; LAREO, C. **Energy evaluation of fuel bioethanol production from sweet sorghum using very high gravity (VHG) conditions.** Renewable Energy, v. 88, p. 280-287, 2016.

LAVARACK, B.; GRIFFIN, G.; RODMAN, D. **The acid hydrolysis of sugarcane bagasse hemicellulose to produce xylose, arabinose, glucose and other products.** Biomass Bioenergy, v. 23, p. 367–380, 2002.

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

LI, Y.L.; PARK, J.; SHIROMA, R.; TOKUYASU, K. **Bioethanol production from rice straw by a sequential use of *Saccharomyces cerevisiae* and *Pichia stipitis* with heat inactivation of *Saccharomyces cerevisiae* cells prior to xylose fermentation.** Journal of Bioscience and Bioengineering. v. 111. p. 682-686, 2011.

LIEBL, G. F. **Influência das condições de secagem e tamanho da partícula sobre a sacarificação do pseudocaule da bananeira.** Dissertação 109 p. Mestrados em Engenharia de Processos, Universidade da Região de Joinville, Joinville, 2015.

LIMA, D. A.; LUNA, R. L. N.; MARTIN, C.; GOUVEIA, E. R. **Comparison of bioethanol production from acid hydrolyzates of waste office paper using *Saccharomyces cerevisiae* and *Spathaspora passalidarum*.** Cellulose Chemistry and Technology, v.49 (5-6), p. 463-469, 2015.

LIN, Y.; TANAKA, S. **Ethanol fermentation from biomass resources: current state and Prospects.** Appl. Microbiol. Biotechnol., v. 69, p. 627-642, 2006.

LIU, G.; ZHANG, J.; BAO, J. **Cost evaluation of cellulase enzyme for industrial-scale cellulosic ethanol production based on rigorous Aspen Plus modeling.** Bioprocess Biosyst Eng, v. 39, p. 133–140, 2016.

MAA, K.;RUAN, Z.; SHUI, Z.;WANG, Y.;HUC, G.; HE, M. **Open fermentative production of fuel ethanol from food waste by an acid-tolerant mutant strain of *Zymomonas mobilis*.** Bioresource Technology, v. 203, p. 295-302, 2016.

MAIA, B. G. O. **Valorização de resíduos da bananicultura e da rizicultura na produção de briquetes.** Dissertação, 85 p.Mestrado em Engenharia de Processos, Universidade da Região de Joinville – Univille, 2013.

MEHER, L.C.; SAGAR, D.V.; NAIK, S.N. **Technical aspects of biodiesel production by transesterification — a review,** Renew Sustain Energy Rev 10 248–268, 2006.

MESA, L.; MARTÍNEZ, Y.; BARRIO, E.; GONZÁLEZ, E. **Desirability function for optimization of Dilute Acid pretreatment of sugarcane straw for ethanol production and preliminary economic analysis based in three fermentation configurations.** *Applied Energy*, 2017.

MILANEZ, A. Y. et al. **A produção de etanol pela integração do milho-safrinha às usinas de cana-de-açúcar: avaliação ambiental, econômica e sugestões de política.** *Revista do BNDES*, n. 41, 2014.

MILANEZ, A. Y.; NYKO, D.; VALENTE, S. M.; SOUSA, L. C.; BONOMI, A.; JESUS, C. D. F.; WATANABE, M. D. B.; CHAGAS, M. F.; REZENDE, M. C. A. F.; CAVALETT, O.; JUNQUEIRA, T. L.; GOUVÊIA, V. L. R. **De promessa a realidade: como o etanol celulósico pode revolucionar a indústria da cana-de-açúcar – uma avaliação do potencial competitivo e sugestões de política pública.** BNDES, Setorial 41, p. 237-294, 2015.

MILLER, G.L. **Use of Dinitrosalicylic Acid Reagent for Determination of Reducing Sugar.** *Analytical Chemistry*, n. 31, p.426 - 428, 1959.

MIRANDA F. C. A.; CAMELO M. C. S.; LUCENA S. **Simulação e estudo da integração de unidades produtoras de etanol.** *Scientia Plena*, v. 9, n. 5, 2013.

MONTAGNOLI, M. S. **Análise da produção de etanol 2g de pseudocaulis de bananeira por cocultura microbiana em bateladas sequenciais.** Tese 140 p. Doutorado em Engenharia Química, Universidade Federal de Santa Catarina – UFSC, Florianópolis, 2017.

MORENO S. M.; ANSERSEN F. E.; DÍAZ M. S. **Dynamic modeling and parameter estimation for unit operations in lignocellulosic bioethanol production.** *Industrial & Engineering Chemistry Research*, n. 52, p 4146-4160, 2013.

MOSIER, N.; WYMAN, C.; DALE, B.; ELANDER, R.; LEE; Y. Y.; HOLTZAPPLE, M.; LADISCH, M. **Features of promising technologies for pretreatment of lignocellulosic biomass.** *Bioresource Technology*, v. 96, p. 673–686, 2005.

NETO, C.; FIGUEIREDO, J. **Elaboração e avaliação de projetos de investimento: considerando o risco.** Rio de Janeiro: Elsevier, 2009.

NOVACANA, 2017 **Etanol celulósico na encruzilhada: gargalos continuam e usinas atingem, em média, apenas 7% da capacidade.** Disponível em: <<https://www.novacana.com/n/etanol/2-geracao-celulose/etanol-celulosico-encruzilhada-gargalos-usinas-7-capacidade-310517/>>. Acesso em Agosto 2017.

NOVACANA, 2017 **Etanol de segunda geração poderá ser economicamente viável a partir de 2025.** Disponível em: <https://www.novacana.com/n/etanol/2-geracao-celulose/etanol-segunda-geracao-economicamente-viavel-290917/>>. Acesso em Agosto 2017.

NUNES, D. L.; BARBIERI, J. P.; PINHO, A. F.; **Análise do ritmo de trabalho em um processo produtivo através da Simulação Baseada em Agentes.** p. 3088-3099, 2015.

OLIVO, C.J, PEREIRA, T.L.E, DE CARVALHO, N.M, VOGEL, F.F, HEINZMANN, B.M, NEVES, A.P. **Uso da bananeira (*Musa spp.*) no controle de parasitas de animais domésticos: do empirismo à ciência.** Livestock Research for Rural Development. v.19, n 11, nov.2007.

OKONKWO, C. C.; AZAM, M. M.; EZEJI, T. C.; QURESHI, N. **Enhancing ethanol production from cellulosic sugars using *Scheffersomyces (Pichia) stipites*.** Bioprocess Biosyst Eng, 2016.

ORTEGA, E.; CAVALETT, O.; WATANABE, M. **A produção de etanol em micro e mini-destilarias.** Em Biomassa para Energia. Organizadores: Cortez L.A., Lora, E., Gomez, E. Editora da Unicamp, Campinas, SP, p. 475-492, 2008

PALMQVIST, E.; HAHN-HÄGERDAL, B. **Fermentation of lignocellulosic Hydrolysates. II: inhibitors and mechanisms of inhibition.** Bioresource Technology, v. 74, p. 25–33, 2000.

PANDEY, A.; SOCCOL, C. R.; NIGAM, P.; SOCCOL, V. T. **Biotechnological potential of agro-industrial residues. I: sugarcane bagasse.** Bioresource Technology, v. 74, p. 69-80, 2000.

PEREIRA, S. C.; MAEHARA, L., MACHADO, C. M. M.; FARINAS, C. S. **2G ethanol from the whole sugarcane lignocellulosic biomass.** Biotechnology for Biofuels, v. 8:44, 2015.

PITARELO, A. M.; FONSECA, C. S.; CHIARELLO, L. M.; GÍRIO, F. M.; RAMOS, L. P. **Ethanol production from sugarcane bagasse using phosphoric acid-catalyzed steam explosion.** Journal of the Brazilian Chemical Society, v. 27, n° 10, p 1889-1898, 2016

PORZIO, G. F.; PRUSSI, M.; CHIARAMONTI, D.; PARI, L. **Modelling lignocellulosic bioethanol from poplar: estimation of the level of process integration, yield and potential for co-products.** Journal of Cleaner Production, n. 34, p. 66-75, 2012.

PRÁ, F. B. **Avaliação do aproveitamento de folhas ressecadas de bananeira na produção de briquetes por extrusão.** Dissertação, 85 p. Mestrado em Engenharia de Processos, Universidade da Região de Joinville – Univille, 2016.

QUINTERO J. A.; CARDONA C. A. **Process simulation of fuel ethanol production from lignocellulosics using Aspen Plus.** Ind. Eng. Chem. Res., n. 50, p. 6205-6212, 2011.

QUINTERO, J. A.; CARDONA, C. A.; FELIX, E.; MONCADA, J.; SÁNCHEZ, O. J.; GUTIÉRREZ, L. F. **Techno-economic analysis of bioethanol production in Africa: Tanzania case.** *Energy*, v. 48, p. 442-454, 2012.

QUINTERO, J. A.; MONCADA, J.; CARDONA, C. A. **Techno-economic analysis of bioethanol production from lignocellulosic residues in Colombia: A process simulation approach.** *Bioresource Technology*, v 139, p. 300–307, 2013.

RAÍZEN, 2017. **Tecnologia em energia renovável – Etanol de segunda geração.** Disponível em: <<http://www.raizen.com.br/energia-do-futuro-tecnologia-em-energia-renovavel/etanol-de-segunda-geracao>>. Acesso em agosto 2017.

RODRIGUES, A. C.; HAVEN, M. O.; LINDEDAM, J.; FELBY, C.; GAMA, M. **Celluclast and Cellic® CTec2: Saccharification/fermentation of wheat straw, solid–liquid partition and potential of enzyme recycling by alkaline washing.** *Enzyme and Microbial Technology*, v. 79-80, p. 70-77, 2015.

SALEH, M.; CUEVAS, M.; GARCIA, J.F.; SANCHEZ, S. **Valorization of olive stones for xylitol and ethanol production from dilute acid pre-treatment via enzymatic hydrolysis and fermentation by *Pachysolen tannophilus*.** *Biochemical Engineering Journal*, 2014.

SANDRIN, B. M. **Fermentação alcoólica de mosto composto por diferentes combinações de biomassas residuais da bananicultura.** Dissertação 107 p. Mestrados em Engenharia de Processos, Universidade da Região de Joinville, Joinville, 2018.

SANTOS, F. A.; QUEIRÓZ, J. H.; COLODETTE, J. L.; FERNANDES, S. A.; GUIMARÃES, V. M.; REZENDE, S. T. **Potencial da palha de cana-de-açúcar para produção de etanol.** *Revista Química Nova*, v. 35, n. 5, p. 1004-1010, 2012.

SANTOS, F. F.P.; RODRIGUES, S.; FERNANDES, F. A.N. **Optimization of the production of biodiesel from soybean oil by ultrasound assisted methanolysis** *Fuel Processing Technology*, v. 90, p. 312-316, 2009.

SARKAR, N.; GHOSH, S. K.; BANNERJEE, S.; AIKAT, K. **Bioethanol production from agricultural wastes: An overview.** *Renewable Energy*, v.37, p. 19-27, 2012.

SARKS, C.; BALS, B. D.; WYNN, J.; TEYMOURI, F.;SCHWEGMANN, S.; SANDERS, K.; JIN, M.; BALAN, V.; DALE, B. E. **Scaling up and benchmarking of ethanol production from pelletized pilot scale AFEX treated corn stover using *Zymomonas mobilis* 8b.** *BIOFUELS*, 2016.

SATHESH-PRABU C.; MURUGESAN, A.G. **Potential utilization of sorghum field waste for fuel ethanol production employing *Pachysolen tannophilus* and *Saccharomyces cerevisiae*.** *Bioresource Technology*, v.102, p. 2788–2792, 2011.

SCANDIFFIO, M. I. G. **Análise prospectiva do álcool combustível no Brasil – cenários 2004-2024**. Tese 201p. Doutorado em Engenharia Mecânica, Universidade de Campinas – UNICAMP, 2005.

SCHAFFEL, S.; HERRERAB, S.; OBERMAIERA, M.; ROVEREA, E. L. **Can family farmers benefit from biofuel sustainability standards? Evidence from the brazilian social fuel certificate**. *Biofuels*, v. 3:6, p. 725-736, 2012.

SCHULZ, M.A. **Produção de bioetanol a partir de rejeitos da bananicultura: Polpa e Cascas de Banana**. Dissertação, 101 p. Mestrados em Engenharia de Processos, Universidade da Região de Joinville, Joinville, 2010.

SHINDE, V. A.; PATIL, R. B. **Production of Ethanol by *Saccharomyces cerevisiae* Using Orange Peels and Banana Peels**. *Int. J. Curr. Microbiol. App. Sci.*, v. 5 (8), p. 280-284, 2016.

SILVA, A. F. B. **Análise estratégica da produção e consumo de biocombustíveis em Portugal e Espanha e as perspectivas de competitividade futura de biorefinarias**. Dissertação, 113 p., Mestrado em Engenharia e Gestão Industrial, Universidade de Lisboa, Lisboa, 2011.

SILVA, P. R. N.; GONÇALVES, R. G.; FREITAS, C. C. J. **Preparação, caracterização e avaliação na gaseificação de celuligninas de bagaço de cana e casca de arroz: caso de reaproveitamento de resíduos lignocelulósicos**. *Revista Virtual Química*, 2016.

SILVA, W.C.; ARAÚJO, E. C.; CALMANOVICI, C. E.; BERNARDO, A.; GIULIETTI, M. **Environmental assessment of a standard distillery using aspen plus®: Simulation and renewability analysis**. *Journal of Cleaner Production*, v. 162, p. 1442-1454, 2017.

SOONTORNCHAIBOON, W.; CHUNHACHART, O.; PAWONGRAT, R. **Ethanol Production from Pineapple Waste by Co-culture of *Saccharomyces cerevisiae* TISTR 5339 and *Candida shehatae* KCCM 11422**. *KKU*, v. 21 (1), 2016.

SOUZA, E.L **Influência do pré-tratamento e da concentração de biomassa sobre a sacarificação do pseudocaule de bananeira e avaliação da descodificação do caldo hidrolisado sobre a produção de etanol**. Dissertação, 111 p. Mestrados em Engenharia de Processos, Universidade da Região de Joinville, Joinville, 2016.

SOUZA, E. L; SELLIN, N; MARANGONI, C; SOUZA, O. **The influence of different strategies for the saccharification of the banana plant pseudostem and the detoxification of concentrated broth on bioethanol production**. *Applied Biochem Biotechnol*, v. 183, p.943 – 965, 2017.

SOUZA, O., FEDERIZZI, M., COELHO, B., WAGNER, T.M., WISBECK, E. **Biodegradação de resíduos lignocelulósicos gerados na bananicultura e**

sua valorização para a produção de biogás. Revista Brasileira de Engenharia Agrícola e Ambiental, vol. 14, nº 4, p. 438-443, 2010.

SOUZA, P. K. **Simulação do processo de produção de etanol a partir de resíduos da bananicultura. Mestrado.** Dissertação apresentada ao Curso de Mestrado em Engenharia de Processos da Universidade da Região de Joinville. Joinville. 2015.

SWAAIJ, W.; KERSTEN, S; PALZ, W. **Biomass Power for the World: Transformations to Effective Use.** Pan Stanford Series on Renewable Energy, v. 6, 2015.

TEIXEIRA, T. S.; SIQUEIRA, F. G.; BATISTA, R. D. **Enzimas microbianas de desconstrução da parede celular: novas abordagens.** Revista Eletrônica de Energia, v. 6, p. 27-38, 2016.

TURTON, R. **Analysis, synthesis, and design of chemical processes.** 3rd ed. Upper Saddle River, N.J.: Prentice-Hall, p.1068, 2009.

UNICA – União da Indústria de Cana-de-Açúcar. **Caderno de Energia EPE: perspectiva para o etanol no Brasil.** Disponível em: <www.unica.com.br/download.php?idSecao=17&id=36485489>. Acesso em agosto de 2016.

UNICA – União da Indústria de Cana-de-Açúcar. Etanol. **Associadas da UNICA mais próximas de produzir etanol celulósico.** Disponível em: <<http://www.unicadata.com.br/historico-de-producao-e-moagem.php?idMn=31&tipoHistorico=2>>. Acesso em Fevereiro de 2018.

VERAS, L. L. **Matemática financeira.** 4 ed. São Paulo: Atlas, 2001.

WOOLEY, R. J.; PUTSCHE, V. **Development of an ASPEN PLUS Physical Property Database for Biofuels Components.** National Renewable Energy Laboratory, Colorado, 1996.

WILKINSON, J.; HERRERA, S. **Biofuels in Brazil: debates and impacts.** The Journal of Peasant Studies, v. 37:4, p. 749-768, 2010.

YADAV, K.S.; NASEERUDINN, S.; PRASHANTHI, G.S.; SATEESH, L.; RAO, V. **Bioethanol fermentation of concentrated rice straw hydrolysate using co-culture of *Saccharomyces cerevisiae* and *Pichia stipitis*.** Bioresource Technology. v. 102. p. 6473-6478, 2011.

YANASE, H.; MIYAWAKI, H.; SAKURAI, M.; KAWAKAMI, A.; MATSUMOTO, M.; HAGA, K.; KOJIMA, M.; OKAMOTO, K. **Ethanol production from wood hydrolysate using genetically engineered *Zymomonas mobilis*.** Applied Microbiology and Biotechnology. v. 94, p. 1667-78, 2012.

YUCEL, H. G.; AKSU, Z. **Ethanol fermentation characteristics of *Pichia stipitis* yeast from sugar beet pulp hydrolysate: Use of new detoxification methods.** Fuel, 2015.

YUVADETKUN, P.; BOONMEE, M. **Comparison between free cells and immobilized cells of *Candida shehatae* in ethanol production from rice straw hydrolysate using repeated batch cultivation.** Renewable Energy, 2017, doi: 10.1016/j.renene.2017.08.033

ZAAFOURI, K.; ZIADI, M.; TRABELSI, A. B. H.; MEKNI, S.; AISSI, B.; ALAYA, M.; BERGAOUI, L.; HAMDI M. **Optimization of hydrothermal and diluted acid pretreatments of tunisian *Iuffa cylindrica* (L.) Fibers for 2g bioethanol production through the cubic central composite experimental design ccd: response surface methodology.** Hindawi BioMed Research International, v. 2017, p.1, 14, 2017.

ZABED, H.; SAHU, J.N.; BOYCE, A.N.; FARUQ, G. **Fuel ethanol production from lignocellulosic biomass: An overview on feedstocks and technological approaches.** Renewable and Sustainable Energy Reviews, v. 66, p. 751–774, 2016.

ZABED, H.; SAHU, J.N.; SUELY, A.; BOYCE, A.N.; FARUQ, G. **Bioethanol production from renewable sources: Current perspectives and technological progress.** Renewable and Sustainable Energy Reviews, v. 71, p. 475–501, 2017.

ZAMPIERI, D. **Expressão do complexo celulolítico em *Penicillium echinulatum*.** Caxias do Sul, 2011. Dissertação (Mestrado em Biotecnologia) Universidade de Caxias do Sul, Caxias do Sul, 2011.

ZHANG, X.; SHEN, Y.; SHI, W.; BAO, X. et al. **Ethanolic cofermentation with glucose and xylose by the recombinant industrial strain *Saccharomyces cerevisiae* NAN-127 and the effect of furfural on xylitol production.** Bioresour. Technol., v. 101, p. 7093–7099, 2010.

ZHAO, X.; LIU, W.; DENG, Y; ZHU, J. Y. **Lignocellulosic Biomass-Energized Fuel Cells: Cases of High-Temperature Conversion.** Momentum Press LLC: New York, 2016.

ZHENG, H.; KALIYAN, N.; MOREY, R. V., **Aspen Plus simulation of biomass integrated gasification combined cycle systems at corn ethanol plants.** Biomass and bioenergy, v. 56, p. 197-210, 2013.

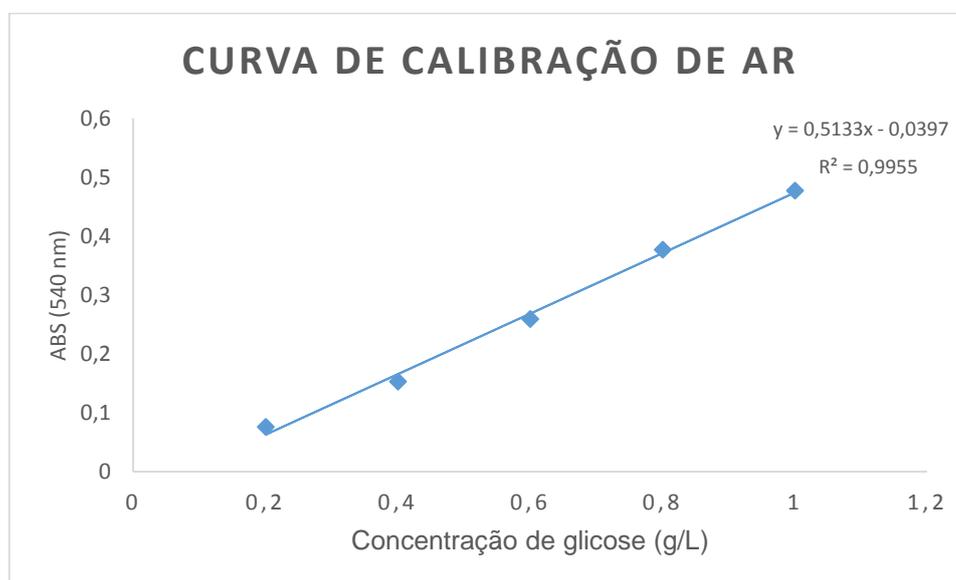
APÊNDICE I

Curvas padrão para análises de açúcares pelo método DNS

Tabela 16 – Valores de absorvância a 540 nm de amostras contendo diferentes concentrações de glicose para a confecção da curva de calibração pelo método DNS

Curva de Calibração de AR - DNS		
Concentração de glicose	Abs	AR
0	0	0,077
0,2	0,076	0,225
0,4	0,1525	0,374
0,6	0,259	0,582
0,8	0,377	0,812
1	0,477	1,007

Figura 25 – Curva de calibração obtida a partir de diferentes concentrações de glicose pelo método DNS.



APÊNDICE II

Figura 26 – Cromatografia do Etanol

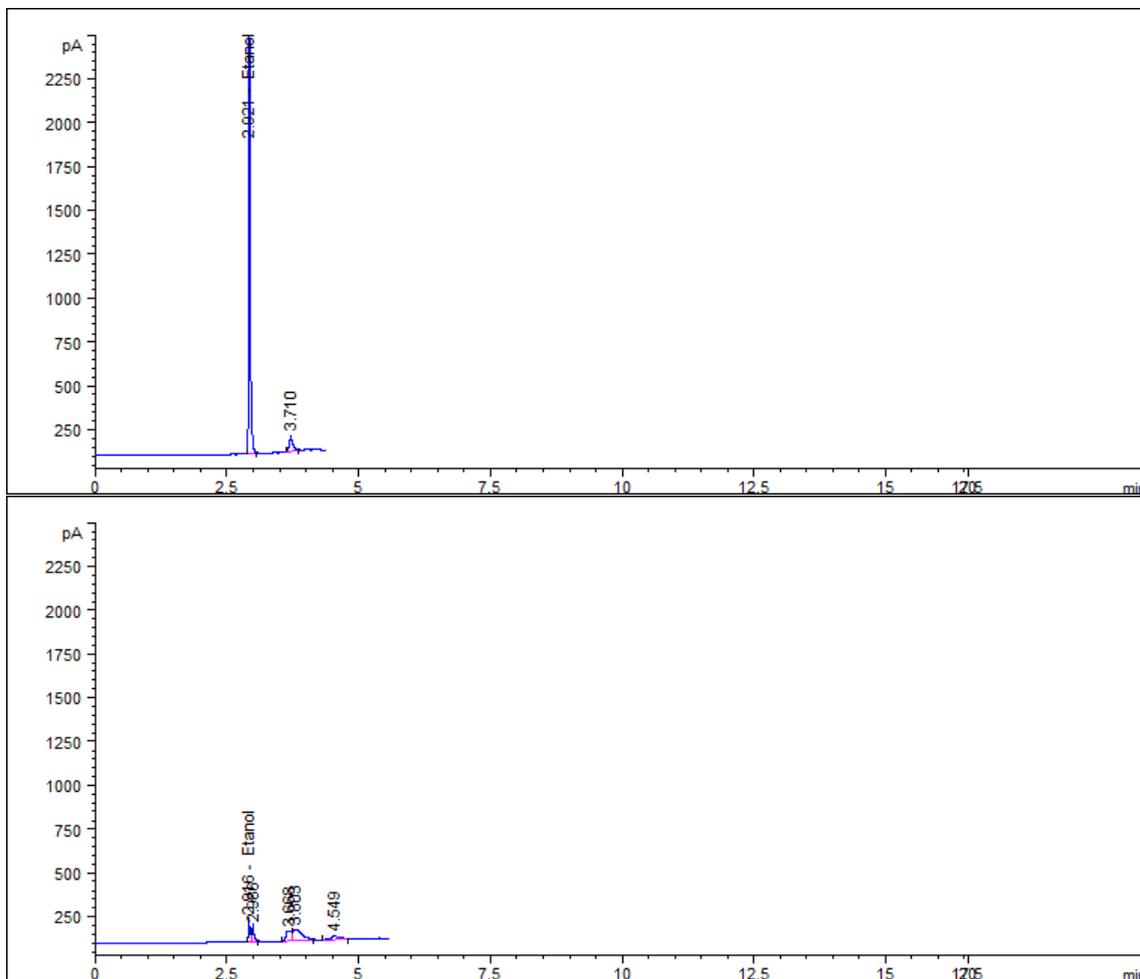
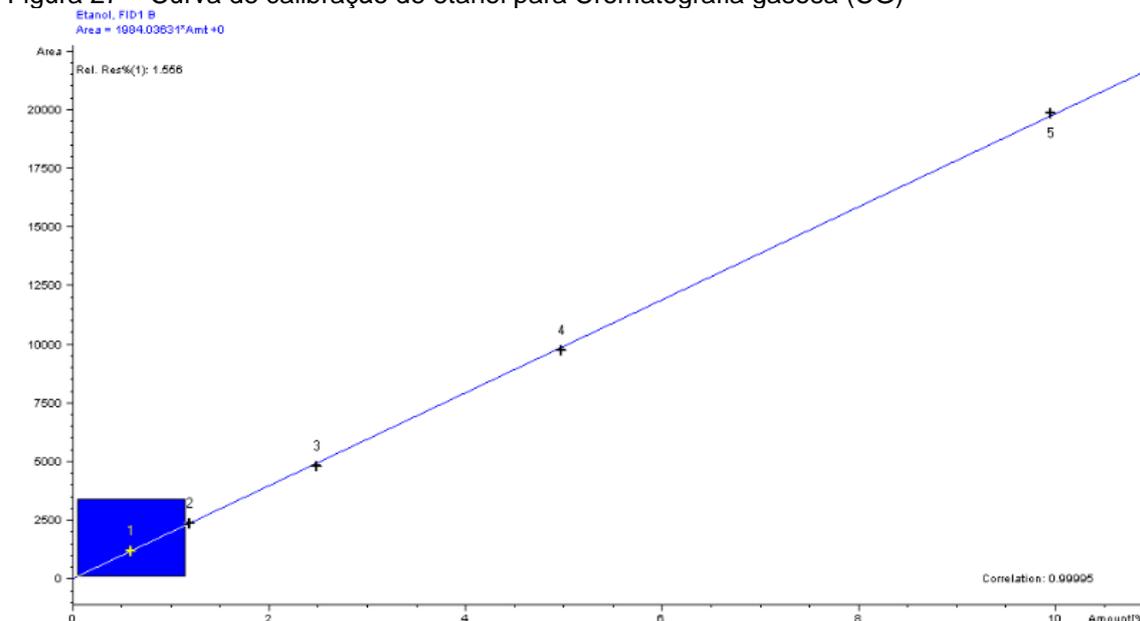


Figura 27 – Curva de calibração de etanol para Cromatografia gasosa (CG)



APÊNDICE III

Tabela 17 – Valores da análise de açúcares redutores (AR) em todos as etapas de processo fermentativo.

Tipo de resíduo	AR (g/L)
Bagaço úmido de pseudocaule	
Triturado em meio aquoso	7,0 ± 2,2
Após hidrólise ácida	11,3 ± 3,2
Após sacarificação	31,2 ± 0,3
Farelo de pseudocaule	
Triturado em meio aquoso	7,3 ± 2,1
Após hidrólise ácida	14,13 ± 2,0
Após sacarificação	32,8 ± 0,3
Polpa triturada em meio aquoso	64,9 ± 3,5
Casca triturada em meio aquoso	32,6 ± 5,0

APÊNDICE IV

Tabela 18 – Configurações e especificações do processo de destilação simulado.

Coluna A	
Número de pratos	18
Pressão no topo (kPa)	139,3
Pressão no fundo (kPa)	152,5
Posição de retirada de vapor de flegma	17
Fração mássica de etanol na vinhaça	0,0002
Recuperação de etanol no vapor de flegma (%)	76
Coluna A1	
Número de pratos	8
Pressão no topo (kPa)	136,3
Pressão no fundo (kPa)	139,3
Coluna D	
Número de pratos	6
Pressão no topo (kPa)	133,8
Pressão no fundo (kPa)	136,3
Temperatura no condensado (°C)	35
Fração de álcool de segunda reciclada à coluna D	0,99
Coluna B,B1	
Número de pratos	45
Pressão no topo (kPa)	116
Pressão no fundo (kPa)	135,7
Posição de alimentação - vapor de flegma	23
Posição de alimentação - flegma líquida	23
Posição de retirada - óleo fúsel	26 e 4
Fração mássica de etanol em AEHC	0,935
Vazão de óleo fúsel B (kg/h) ¹	$5,76 \times 10^{-4}$
Vazão de óleo fúsel B1 (kg/h) ¹	$4,36 \times 10^{-4}$

¹ Vazões calculadas para a proporção da simulação em escala laboratorial, a partir das correntes apresentadas para a escala industrial.

Fonte: Adaptado de Souza (2015) e Miranda (2011)

APÊNDICE V

Tabela 19 – Vazões de entrada e saídas dos equipamentos na simulação S1_PCB_MC

Substrato	Etapas	Vazões de Entrada (kg/h)	Vazões de Saída (kg/h)
Pseudocaule	Prensagem Splitter (1)	Pseudocaule: 0,5380	Bagaço Úmido: 0,13112; Seiva:0,30516
	Hidrólise Ácida Reator Conv.	Bagaço Úmido: 0,13112; Ácido: $5,6 \cdot 10^{-4}$; Água:0,22832	Caldo Ácido: 0,360
	Neutralização Reator Conv.	Caldo Ácido: 0,360; NaOH: $4,568 \cdot 10^{-4}$	Caldo Neutro: 0,3605
	Hidrólise Enzimática Reator Conv.	Caldo Neutro: 0,3605; Enzima: 0,04	Caldo Hidrolisado: 0,4005
	Filtração/ Centrifugação Separador	Caldo Hidrolisado: 0,4005	Caldo Pseudo: 0,3560; Resíduo Sólido 1: 0,0445
Casca	Trituração Misturador	Casca: 0,1076; Água:0,0538	Caldo Casca1: 0,1614
	Filtração Separador	Caldo Casca 1: 0,1614	Caldo Casca: 0,1327; Resíduo Sólido 2: 0,02871
Polpa	Trituração Misturador	Polpa: 0,0538; Seiva:0,0538	Caldo Polpa: 0,1076
Mosto	Concentração do Caldo	Caldo Mosto:0,5962	Caldo Mosto Concentrado: 0,1262
	Inoculação	Caldo Mosto Concentrado: 0,1262; Inóculo: $3,155 \cdot 10^{-2}$; Nutrientes: $2,112 \cdot 10^{-5}$	Caldo Nutrido: 0,1578
	Fermentação	Caldo Nutrido: 0,1578	Caldo Fermentado: 0,1519
	Filtração/ Centrifugação Separador	Caldo Fermentado: 0,1519	Resíduo Sólido3: $9,6530 \cdot 10^{-3}$; Vinho:0,1422

APÊNDICE VI

Tabela 20 – Vazões de entrada e saídas dos equipamentos na simulação S2_PCB_CC.

Substrato	Etapas	Vazões de Entrada (kg/h)	Vazões de Saída (kg/h)
Pseudocaule	Prensagem Splitter (1)	Pseudocaule: 0,4035	Bagaço Úmido: 0,09834; Seiva:0,30516
	Hidrólise Ácida Reator Conv.	Bagaço Úmido: 0,09834; Ácido: $4,2 \cdot 10^{-4}$; Água:0,1712	Caldo Ácido: 0,27
	Neutralização Reator Conv.	Caldo Ácido: 0,27; NaOH: $3,426 \cdot 10^{-4}$	Caldo Neutro: 0,270343
	Hidrólise Enzimática Reator Conv.	Caldo Neutro: 0,2703; Enzima: 0,03	Caldo Hidrolisado: 0,3003
	Filtração/ Centrifugação Separador	Caldo Hidrolisado: 0,3003	Caldo Pseudo: 0,2649; Resíduo Sólido 1: 0,03545
Casca	Trituração Misturador	Casca: 0.0807; Água:0,04035	Caldo Casca1: 0,1211
	Filtração Separador	Caldo Casca 1: 0,1211	Caldo Casca: 0,09952; Resíduo Sólido 2: 0,02153
Polpa	Trituração Misturador	Polpa: 0,04035; Seiva:0,04035	Caldo Polpa: 0,0807
Mosto	Concentração do Caldo	Caldo Mosto:0,4451	Caldo Mosto Concentrado: 0,0911
	Inoculação	Caldo Mosto Concentrado: 0,0911; Inóculo: $2,2775 \cdot 10^{-2}$; Nutrientes: $9,58 \cdot 10^{-6}$	Caldo Nutrido: 0,1139
	Fermentação	Caldo Nutrido: 0,1139	Caldo Fermentado: 0,1078
	Filtração/ Centrifugação Separador	Caldo Fermentado: 0,1078	Resíduo Sólido3: $7,158 \cdot 10^{-3}$; Vinho:0,1007

APÊNDICE VII

Tabela 21 – Vazões de entrada e saídas dos equipamentos na simulação S3_PCF_CC

Substrato	Etapas	Vazões de Entrada (kg/h)	Vazões de Saída (kg/h)
Pseudocaule	Prensagem Splitter (1)	Pseudocaule: 0,4035	Bagaço Úmido: 0,09834; Seiva:0,30516
	Secador Splitter (2)	Bagaço Úmido:0,09834	Farelo:0,0210
	Hidrólise ácida Reator Conv.	Farelo: 0,021; Ácido: $4,2 \cdot 10^{-4}$; Água:0,2486	Caldo Ácido: 0,27
	Neutralização Reator Conv.	Caldo Ácido: 0,27; Naoh: $3,426 \cdot 10^{-4}$	Caldo Neutro: 0,270343
	Hidrólise enzimática Reator Conv.	Caldo Neutro: 0,2703; Enzima: 0,03	Caldo Hidrolisado: 0,3003
Casca	Filtração/ Centrifugação Separador	Caldo Hidrolisado: 0,3003	Caldo Pseudo: 0,2659; Resíduo Sólido 1: 0,03443
	Trituração Misturador	Casca: 0.0807; Água:0,04035	Caldo Casca1: 0,1211
Polpa	Filtração Separador	Caldo Casca 1: 0,1211	Caldo Casca: 0,09952; Resíduo Sólido 2: 0,02153
	Trituração Misturador	Polpa: 0,04035; Seiva:0,04035	Caldo Polpa: 0,0807
Mosto	Concentração do caldo	Caldo Mosto:0,4461	Caldo Mosto Concentrado: 0,0933
	Inoculação	Caldo Mosto Concentrado: 0,0933; Inóculo: $2,333 \cdot 10^{-2}$; Nutrientes: $1,4 \cdot 10^{-5}$	Caldo Nutrido: 0,1166
	Fermentação	Caldo Nutrido: 0,1166	Caldo Fermentado: 0,1115
	Filtração/ Centrifugação Separador	Caldo Fermentado: 0,1115	Resíduo Sólido3: $7,202 \cdot 10^{-3}$; Vinho:0,1043

APÊNDICE VIII

Tabela 22 – Consumo de energia em cada etapa da simulação em escala laboratorial das três simulações realizadas

Equipamentos	S1_PCB_MC		S2_PCB_CC		S3_PCF_CC	
	kJ/h	kW	kJ/h	kW	kJ/h	kW
Prensagem e trituração (pseudo)	30,989	0,009	23,242	0,006	23,242	0,006
Secador E. (pseudo)		0,000		0,000	18,420	0,005
Trituração (casca)	6,198	0,002	4,648	0,001	4,648	0,001
Aquec.2 E5 (casca)	63,440	0,018	47,580	0,013	47,580	0,013
Trituração (polpa)	3,099	0,001	2,324	0,001	2,324	0,001
Subtotal	103,725	0,029	77,794	0,022	96,214	0,027
Aquec. 1 (E1)	143,200	0,040	107,400	0,030	103,600	0,029
Reator Hidrólise Ácida E2 (pseudo)	15,710	0,004	11,780	0,003	15,690	0,004
Reator Neutralização E3 (pseudo)	131,300	0,036	98,500	0,027	98,310	0,027
Reator Hidrólise Enzimática E4 (pseudo)	39,140	0,011	27,190	0,008	24,510	0,007
Subtotal	329,350	0,091	244,870	0,068	242,110	0,067
Reator Concentrador E6	1.138,000	0,316	853,800	0,237	853,700	0,237
Subtotal	1.138,000	0,316	853,800	0,237	853,700	0,237
Aquec. 3 E7	18,470	0,005	13,510	0,004	13,680	0,004
Resfr. 1 E8	41,500	0,012	30,320	0,008	30,720	0,009
Subtotal	59,970	0,017	43,830	0,012	44,400	0,012
Reator Fermentador E9	19,060	0,005	17,790	0,005	13,900	0,004
Subtotal	19,060	0,005	17,790	0,005	13,900	0,004
Aquec.3 E10	36,630	0,010	27,630	0,008	27,160	0,008
Coluna A E11	9,792	0,003	7,486	0,002	7,250	0,002
Resfr.2 E12	3,853	0,001	6,854	0,002	2,792	0,001
Colina B,b1 E13	26,310	0,007	20,110	0,006	19,450	0,005
Colina B,b1 E14	35,070	0,010	28,600	0,008	25,860	0,007
Resf.3 E15	8,770	0,002	8,683	0,002	6,418	0,002
Subtotal	120,425	0,033	99,363	0,028	88,930	0,025
TOTAL	1.770,530	0,492	1.337,447	0,372	1.339,254	0,372

¹ Etapas de tratamentos físicos (prensagem e trituração) utilizou-se a quantidade de energia relatada por Dias *et al.* (2011), sendo o valor de 16 kW/t (57600 kJ/h.t para cada tonelada) de biomassa.

Tabela 23 – Consumo energia em cada etapa da simulações em tonelada.

Equipamentos	S1_PCB_MC		S2_PCB_CC		S3_PCF_CC	
	kJ/t	kW/t	kJ/t	kW/t	kJ/t	kW/t
Prensagem e trituração (pseudo)	44.307,69	12,31	44.307,69	12,31	44.307,69	12,31
Secador E. (pseudo)	0,00	0,00	0,00	0,00	35.115,81	9,75
Trituração (casca)	8.861,54	2,46	8.861,54	2,46	8.861,54	2,46
Aquec.2 E5 (casca)	90.706,32	25,20	90.706,32	25,20	90.706,32	25,20
Trituração (polpa)	4.430,77	1,23	4.430,77	1,23	4.430,77	1,23
Subtotal	148.306,32	41,20	148.306,32	41,20	183.422,13	50,95
Aquec. 1 (E1)	204.746,93	56,87	204.746,93	56,87	197.502,62	54,86
Reator Hidrólise Ácida E2 (pseudo)	22.462,11	6,24	22.457,34	6,24	29.911,35	8,31
Reator Neutralização E3 (pseudo)	187.732,34	52,15	187.780,00	52,16	187.417,79	52,06
Reator Hidrólise Enzimática E4 (pseudo)	55.962,25	15,55	51.834,91	14,40	46.725,76	12,98
Subtotal	470.903,63	130,81	466.819,18	129,67	461.557,53	128,21
Reator Concentrador E6	1.627.108,95	451,97	1.627.680,87	452,13	1.627.490,23	452,08
Subtotal	1.627.108,95	451,97	1.627.680,87	452,13	1.627.490,23	452,08
Aquec. 3 E7	26.408,35	7,34	25.755,41	7,15	26.079,50	7,24
Resfr. 1 E8	59.336,57	16,48	57.801,93	16,06	58.564,48	16,27
Subtotal	85.744,92	23,82	83.557,33	23,21	84.643,98	23,51
Reator Fermentador E9	27.251,93	7,57	33.914,78	9,42	26.498,90	7,36
Subtotal	27.251,93	7,57	33.914,78	9,42	26.498,90	7,36
Aquec.3 E10	52.373,46	14,55	52.673,72	14,63	51.777,71	14,38
Coluna A E11	14.000,57	3,89	14.271,28	3,96	13.821,37	3,84
Resfr.2 E12	5.509,01	1,53	13.066,44	3,63	5.322,66	1,48
Colina B,b1 E13	37.617,96	10,45	38.337,62	10,65	37.079,40	10,30
Colina B,b1 E14	50.142,98	13,93	54.522,92	15,15	49.299,40	13,69
Resf.3 E15	12.539,32	3,48	16.553,24	4,60	12.235,25	3,40
Subtotal	172.183,30	47,83	189.425,22	52,618	169.535,793	47,093
TOTAL	2.531.499,1	703,2	2.549.703,7	708,3	2.553.148,6	709,2

¹ Etapas de tratamentos físicos (prensagem e trituração) utilizou-se a quantidade de energia relatada por Dias *et al.* (2011), sendo o valor de 16 kW/t (57600 kJ/h.t para cada tonelada) de biomassa.

APÊNDICE IX

Cálculos detalhados dos percentuais de Souza *et al.* (2010) para cada tonelada de banana produzida são gerados 4 toneladas de resíduos sendo 74% pseudocaule, 12% folha 11% casca 4% engaço e segundo EMBRAPA, (2006) *apud* Federizzi, (2008), que para cada tonelada de fruto colhido 460 kg é impróprio para o comércio.

Os valores de cada município das três microrregiões (Joinville, Blumenau e Itajaí) estão na Tabela 23.

Tabela 24 – Resíduos gerados durante a cultura e industrialização da banana e fruto rejeitados para cada municípios das microrregiões de Joinville, Blumenau e Itajaí.

Cidade	Produção (t)	Resíduo total (t)	46%Frutos rejeitados (t)
Corupá	153.645,00	626.871,60	70676,7
Massaranduba	59.200,00	241.536,00	27232
Jaraguá do Sul	51.100,00	208.488,00	23506
Guaramirim	24.404,10	99.568,73	11225,886
Schroeder	22.800,00	93.024,00	10488
Garuva	17.671,00	72.097,68	8128,66
Joinville	13.917,50	56.783,40	6402,05
Araquari	8.210,50	33.498,84	3776,83
São Francisco do Sul	1.920,00	7.833,60	883,2
Itapoá	1.370,00	5.589,60	630,2
Luiz Alves	155.715,40	635.318,83	71629,084
Rio dos Cedros	3.663,80	14.948,30	1685,348
São Joao do Itaperiú	42.110,00	171.808,80	19370,6
Barra Velha	27.200,00	110.976,00	12512
Balneário Piçarras	25.870,00	105.549,60	11900,2
Ilhota	23.720,00	96.777,60	10911,2
Navegantes	3.834,00	15.642,72	1763,64
TOTAL	636.351,30	2.596.313,30	292.721,60

Com os valores obtidos na Tabela, utilizou-se os percentuais das biomassa utilizadas neste trabalho, o pseudocaule que possui 74% dos resíduos gerados, a casca que possui 11% dos resíduos gerados mais 35% dos frutos rejeitados são composto de casca e 65% dos frutos rejeitados são de polpa de banana. Esse cálculo pode ser observado na Tabela 24.

Tabela 25 – Quantidade em tonelada de cada resíduo polpa, casca e pseudocaule e a soma desses resíduos nas microrregiões de Joinville, Blumenau e Itajaí.

Cidade	65% Polpa ² (t)	11% casca ¹ + 35% casca ² (t)	74% pseudocaule ¹ (t)	Total de resíduo utilizados (t)
Corupá	45939,9	92340,645	460935	599.215,50
Massaranduba	17700,8	35579,2	177600	230.880,00
Jaraguá do Sul	15278,9	30711,1	153300	199.290,00
Guaramirim	7296,8	14666,8641	73212,3	95.175,99
Schroeder	6817,2	13702,8	68400	88.920,00
Garuva	5283,6	10620,271	53013	68.916,90
Joinville	4161,3	8364,4175	41752,5	54.278,25
Araquari	2454,9	4934,5105	24631,5	32.020,95
São Francisco do Sul	574,1	1153,92	5760	7.488,00
Itapoá	409,6	823,37	4110	5.343,00
Luiz Alves	46558,9	93584,9554	467146,2	607.290,06
Rio dos Cedros	1095,5	2201,9438	10991,4	14.288,82
São Joao do Itaperiú	12590,9	25308,11	126330	164.229,00
Barra Velha	8132,8	16347,2	81600	106.080,00
Balneário Piçarras	7735,1	15547,87	77610	100.893,00
Ilhota	7092,3	14255,72	71160	92.508,00
Navegantes	1146,4	2304,234	11502	14.952,60
TOTAL	190.269,04	382.447,13	1.909.053,90	2.481.770,07

(*) – Base de cálculo valores de Resíduo total (t)

(**) – Base de cálculo valores de 46%Frutos rejeitados (t)

APÊNDICE X

Tabela 26 – Custo de transporte da biomassa (polpa + cascas + pseudocaule seco e moído) estimado nos cenários com diferentes localizações da usina, produção em etanol e impacto sobre a receita.

Cenário ¹	Biomassa transportada ² (t/ano)	Etanol ³ (m ³ /ano)	Localização da usina	Custo de transporte da biomassa úmida ³ (US\$) ⁴	% ⁵
1	662.441,70	35.841,16	Luiz Alves	991.674,83	6%
			Corupá	1.140.294,40	6%
			Massaranduba	840.080,28	5%
2a	383.671,38	20.758,40	Luiz Alves	458.387,52	4%
			Corupá	513.779,06	5%
			Massaranduba	413.442,63	4%
2b	480.702,99	26.008,26	Luiz Alves	598.772,44	5%
			Corupá	661.163,72	5%
			Massaranduba	514.991,37	4%
2c	609.780,84	32.991,97	Luiz Alves	827.139,35	5%
			Corupá	1.002.430,34	6%
			Massaranduba	722.381,90	4%
3a	267.563,44	14.476,42	Luiz Alves	96.762,77	1%
			Corupá	64.618,39	1%
			Massaranduba	269.666,02	3%
3b	453.827,59	24.554,17	Luiz Alves	428.367,91	3%
			Corupá	216.700,39	2%
			Massaranduba	720.268,13	4%
3c	640.621,30	34.660,58	Luiz Alves	906.112,59	5%
			Corupá	868.944,37	5%
			Massaranduba	844.665,86	5%

¹ Cenário 1: Biomassa de todos os municípios catarinenses, Regiões Norte e Vale do Itajaí, com maior produção de bananas; Cenário 2a: Biomassa dos três municípios de maior produção da fruta; Cenário 2b: Biomassa dos cinco municípios mais produtores; Cenário 2c: Biomassa dos dez municípios de maior produção; Cenário 3a: Biomassa dos municípios situados a 30 km das três cidades catarinenses com maior produção de bananas (Luiz Alves, Corupá, Massaranduba), consideradas, com base nessa produção, como as mais indicadas para a instalação da usina; Cenário 3b: Biomassa dos municípios que estão localizadas a 60km das cidades mais produtoras (Luiz Alves, Corupá e Massranduba) escolhidas para instalação da usina; Cenário 3c: Biomassa dos municípios que estão entre 80km das cidade de maior produção (Luiz Alves, Corupá e Massranduba) escolhidas para instalação da usina.

² Polpa e cascas úmidas de banana + farelo de pseudocaule.

³ Quantidade estimada em função do rendimento obtido na fermentação F3_PCB_CC (biomassa: polpa + cascas + farelo de pseudocaule; inóculo: cocultura, *S. cerevisiae* + *P. tannophilus*)

⁴ US\$ 1 = R\$ 3,766, conforme cotação realizada em <www.economia.uol.com.br/cotacoes/cambio/dolar-comercial-estados-unidos>. Acesso em: 01/06/2018.

⁵ Impacto percentual do custo de transporte da biomassa em relação à receita a ser obtida na comercialização do produto.

APÊNDICE XI

Tabela 27 – Receita, custos de insumos e lucro bruto referentes à produção de etanol de biomassa da bananicultura utilizando polpa e casca de banana e farelo de pseudocaule em usinas de grande e médio porte em diferentes cenários*.

	Usinas de Grande Porte			Usinas de Médio Porte	
	G1	G2b	G3b	M3a	M3b
Valores em dólares (US\$)					
Receita ¹	19.953.062	14.479.005	18.492.057	7.185.066	10.013.654
Insumos (-)					
Biomassa ²	840.080	514.991	720.268	64.618	216.700
Enzima ³	130.795	94.912	121.218	47.099	65.641
H ₂ SO ₄ ³	306.889	222.695	284.418	110.510	154.016
NaOH ³	861.365	625.052	798.294	310.176	432.285
Água ⁴	2.095.338	1.520.086	1.941.398	754.328	933.559
Energia ⁵	150.437.961	109.165.798	139.422.573	54.172.473	75.498.875
Lucro Bruto	-134.485.395	-97.495.151	-124.579.788	-48.190.086	-67.170.279

*G1: instalação de usina de grande porte em Massaranduba, SC, de acordo com o cenário 1 (biomassa de todos os municípios catarinenses das Regiões Norte e Vale do Itajai produtores de bananas); G2b: instalação de usina de grande porte em Massaranduba, SC, de acordo com o cenário 2b (biomassa dos cinco municípios mais produtores); G3b: : instalação de usina de grande porte em Massaranduba, SC, de acordo com o cenário 3b (biomassa localizada a 60 km do município); M3a: instalação de usina de médio porte em Corupá, SC, de acordo com cenário 3a (biomassa localizada a 30 km do município); M3b: instalação de usina de médio porte em Corupá, SC, de acordo com cenário 3b (biomassa localizada a 60 km do município).

¹Calculado de acordo com a quantidade de etanol estimada para cada cenário produtivo, com base no valor médio do produto (US\$ 499,20).

² Custo de transporte da biomassa nos cenários.

³ Fonte: Dias *et al.* (2011).

⁴ Fonte: Águas de Joinville (2018).

⁵ Fonte: Celesc (2018).

Tabela 28 – Proposta otimista com a implementação da cogeração de energia, investimento e *payback* simples, para o processo de produção de etanol combustível nos cenários selecionados, utilizando farelo (G1, G2b, G3b, M3a e M3b)

	Usina Grande Porte			Usina Médio Porte	
	G1	G2b	G3b	M3a	M3b
Valores em dólares (US\$)					
Receita	19.953.062	14.479.005	18.492.057	7.185.066	10.013.654
Custos (-)					
Matérias-primas ¹	4.234.467	2.977.737	3.865.597	1.286.732	1.802.201
Energia	0	0	0	0	0
Mão-de-obra ²	211.463	153.449	195.979	76.147	106.125
Operacionais e manutenção ²	493.712	358.264	457.561	177.785	247.775
Administrativo ²	1.739.192	1.262.051	1.611.845	626.280	872.832
Lucro Bruto	15.952.566	11.670.647	14.842.784	5.982.387	8.328.595
Imposto ³	4.785.770	3.501.194	4.452.835	1.794.716	2.498.579
Lucro Líquido	11.166.796	8.169.453	10.389.949	4.187.671	5.830.017
Investimento ⁴	148.330.000	107.380.000	137.410.000	55.252.912	77.008.216
<i>Payback</i> simples ⁵	13,28	13,14	13,23	13,19	13,21

¹ Custo de transporte da biomassa, aquisição de produtos químicos e consumo de água.

² Valores estimados de acordo com Quintero *et al.* (2013) com base no volume de etanol produzido.

³ O imposto foi calculado com taxa de 30% que engloba ICMS (18%) e PIS/CONFIS (12%)

⁴ Apêndice XII.

⁵ *Payback* simples sem contabilizar a taxa de juro anual.

APÊNDICE XII

Tabela 29 – Custos de investimento em milhões de US\$, com base no dados da indústria sucroalcooleira.

	Cenários Grande Porte			Cenário Médio Porte	
	G1 ¹	G2b ²	G3b ³	M3a ⁴	M3b ⁵
Valores em dólares (US\$)					
Recepção do pseudocaule, preparo e extração	16,89	12,22	15,64	6,07	8,47
Prédios, laboratório industrial, oficinas, tratamento de água	5,22	3,78	4,83	1,88	2,61
Sistema de controle e automação, isolamentos, interligações	7,30	5,29	6,76	2,63	3,66
Embalagem, transporte	3,52	2,55	3,26	1,27	1,77
Obras civis, montagem mecânica	19,36	14,02	17,94	6,97	9,71
Peças de reposição, supervisão, engenharia, serviço, etc	2,80	2,03	2,60	1,01	1,41
Rede de trocadores de calor	1,96	1,42	1,81	0,70	0,98
Pré-tratamento, hidrólise e concentração do hidrolisado 2G	69,57	50,36	64,45	25,02	34,88
Fermentação e destilação	21,32	15,43	19,75	7,67	10,69
Concentração da vinhaça	0,39	0,28	0,36	0,14	0,20
TOTAL	148,33	107,38	137,41	55,25	77,01

Processamento de 365 dias/ano com 87% da capacidade: ¹ Capacidade de 326 t/h; ² Capacidade de 236 t/h; ³ Capacidade de 302 t/h; ⁴ Capacidade de 117 t/h; ⁵ Capacidade de 164 t/h

Fonte: Adaptado de Albarelli (2013)

AUTORIZAÇÃO

Nome do autor: Patrícia Zigoski Uchôa

RG: 7.461.415

Título da Dissertação: Etanol de Biomassa da Bananicultura: Produção, Simulação e Análise Econômica Preliminar.

Autorizo a Universidade da Região de Joinville – UNIVILLE, através da Biblioteca Universitária, disponibilizar cópias da dissertação de minha autoria.

Joinville, 05 de setembro de 2018.



Assinatura do aluno