

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

**PROJETO, CONSTRUÇÃO E PRÉ-OPERAÇÃO DE UM
DESTILADOR DE TECNOLOGIA HÍBRIDA PARA
APLICAÇÃO EM UMA MICRODESTILARIA**

TESE DE DOUTORADO

FLÁVIO DIAS MAYER

Porto Alegre, RS

2014

CIP - Catalogação na Publicação

Mayer, Flávio Dias

Projeto, construção e pré-operação de um destilador de tecnologia híbrida para aplicação em uma microdestilaria / Flávio Dias Mayer. -- 2014.
194 f.

Orientadora: Liliana Amaral Feris.

Coorientadores: Nilson Romeu Marcilio, Ronaldo Hoffmann.

Tese (Doutorado) -- Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Escola de Engenharia, Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química, Porto Alegre, BR-RS, 2014.

1. Etanol combustível. 2. Destilação. 3. Pequena escala. 4. Desenvolvimento tecnológico. I. Feris, Liliana Amaral, orient. II. Marcilio, Nilson Romeu, coorient. III. Hoffmann, Ronaldo, coorient. IV.

Título.

Elaborada pelo Sistema de Geração Automática de Ficha Catalográfica da UFRGS com os dados fornecidos pelo(a) autor(a).

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

**PROJETO, CONSTRUÇÃO E PRÉ-OPERAÇÃO DE UM
DESTILADOR DE TECNOLOGIA HÍBRIDA PARA
APLICAÇÃO EM UMA MICRODESTILARIA**

FLÁVIO DIAS MAYER

Tese de Doutorado apresentada como
requisito parcial para obtenção do título
de Doutor em Engenharia.

Área de concentração: Fenômenos de
Transporte e Operações Unitárias.

Orientadores:

Prof^a Liliana Amaral Féris, D.Sc.

Prof^o Nilson Romeu Marcilio, D.Sc.

Coorientador:

Prof^o Ronaldo Hoffmann, D.Sc.

Porto Alegre, RS

2014

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

A Comissão Examinadora, abaixo assinada, aprova a Tese *Projeto, construção e pré-operação de um destilador de tecnologia híbrida para aplicação em uma microdestilaria*, elaborada por Flávio Dias Mayer como requisito parcial para a obtenção do grau de Doutor em Engenharia.

Comissão Examinadora:

Prof. Dr. Pedro Juarez Melo – UFRGS

Prof. Dr. Daniel Assumpção Bertuol – UFSM

Prof^a. Dr^a. Gabriela Silveira da Rosa – UNIPAMPA

Agradecimentos

Gostaria de agradecer às pessoas e instituições que contribuíram para a realização desse trabalho.

À Universidade Federal do Rio Grande do Sul, pela infraestrutura e suporte ao meu doutoramento.

À Universidade Federal de Santa Maria, pela disponibilização da infraestrutura necessária à realização dessa pesquisa.

Ao Ministério de Ciência, Tecnologia e Inovação, pelo financiamento da pesquisa.

Aos Professores Liliana Amaral Feris, Nilson Romeu Marcilio e Ronaldo Hoffmann, pela orientação e amizade.

À Coordenadoria de Aperfeiçoamento de Pessoal Técnico de Nível Superior, pelo suporte financeiro.

À empresa Limana Polisserviços, pela cooperação técnica.

À Professora Paula Bettio Staudt, pelo suporte com a simulação do processo.

Aos Professores Nina Paula Salau e Claiton Moro Franchi e aos Acadêmicos Henrique Magnago e André Jaques Ramos, pelo auxílio na instalação do sistema de controle operacional do equipamento.

Ao Engenheiro Químico Eduardo Birnfeld, pelo auxílio nas análises cromatográficas.

À Vanessa Baldo, João Pedro e Henrique pelo valoroso auxílio do desenvolvimento experimental desse trabalho.

À empresa VR Tech Tecnologias Industriais, pela disponibilização do software *iiSE*, utilizado nas simulações.

Aos amigos Roger, Manuela, Odivan, Michel, Paulo, Nicholas, Thiago e Daniel, com quem compartilhei inúmeros momentos de alegria nessa caminhada.

Agradeço, sobretudo, aos meus pais, Frederico e Sandra, e à minha irmã, Sílvia, pelo apoio incondicional, paciência e confiança, a quem dedico esse trabalho.

Resumo

Este trabalho teve por objetivo avaliar a destilação de misturas hidroalcoólicas em um destilador piloto, constituído em formato híbrido, possuindo pratos e recheio nas seções de esgotamento e retificação, respectivamente. O estudo se aplica ao caso da produção de etanol em pequena escala em microdestilarias, que carecem de rendimentos maiores na etapa de destilação. As etapas desenvolvidas nessa pesquisa compreenderam o levantamento de informações técnicas de microdestilarias, a simulação do processo de destilação, o estudo da influência dos componentes do óleo fúsel na separação etanol-água, o projeto, construção e pré-operação de um destilador piloto, além do estudo de viabilidade econômica preliminar da tecnologia proposta. As simulações foram realizadas no software iiSE (VRTech) e envolveram três casos distintos quanto à composição da alimentação e quanto aos equipamentos. Na análise experimental da influência do óleo fúsel, misturas de etanol (6,0 a 6,5 % em massa) e água (93,0 a 94 % em massa) contendo diferentes concentrações (zero a 0,5 % em massa) de 3-metil-1-butanol, 2-metilpropan-1-ol, propan-1-ol e propan-2-ol foram destilados em um destilador de bancada. O dimensionamento considerou diferentes correlações empíricas aplicadas para as seções de esgotamento e de retificação. A análise de viabilidade econômica considerou o cenário atual da produção de etanol em pequena escala e também avaliou a competitividade do etanol hidratado combustível (EHC) produzido frente a variações no preço da matéria-prima e também na tecnologia de destilação. As simulações realizadas demonstraram que a concentração máxima de EHC obtida em uma única coluna de destilação, na presença de alcoóis superiores na alimentação, foi 91,5 % em massa, necessitando de uma elevada razão de refluxo (6,0). Assim, a obtenção de EHC com concentração acima de 92,5 % em massa, em conformidade com a legislação, só foi possível utilizando-se duas colunas de destilação. Os resultados em refluxo total demonstraram a possibilidade de obtenção de EHC acima de 92,5 % em massa. A concentração desejada não foi obtida durante a operação contínua, mesmo na ausência dos alcoóis superiores. Todos os experimentos resultaram em elevada

perda de etanol no produto de fundo, decorrente de condições operacionais diferenciadas. Os resultados demonstram que há interferência dos componentes do óleo fúsel na destilação, porém não comprometendo a separação etanol-água. A análise de viabilidade econômica mostrou a competitividade do EHC produzido em pequena escala e também que a nova tecnologia proposta favorece a redução do custo final do EHC. Foi realizada a prova de conceito do destilador piloto, buscando-se a obtenção de dados operacionais de acordo com os parâmetros de qualidade previamente definidos. Os melhores resultados foram obtidos utilizando-se oito pratos e recheio do tipo IMTP®, nas seções de esgotamento e retificação, respectivamente. Os resultados comprovaram a eficácia e a viabilidade técnica do sistema de destilação proposto, além de seu potencial de utilização na produção de etanol em pequena escala.

Abstract

This study aimed to evaluate distillation of ethanol-water mixtures in a pilot distiller set up on hybrid format, with trays and packing in stripping and rectification sections, respectively. The study applies to the case of ethanol production on small scale, which demands higher yields on distillation operation. Steps developed in this study comprised a survey of technical information for small-scale ethanol production, the simulation of the distillation process, the study on influence of fusel oil components in ethanol-water separation, evaluation of correlations applied to design of distillation columns and design, construction, and pre-operation tests of a pilot distiller. Simulations were performed in *iiSE* software (VRTech) and involved three cases differentiated in relation to the composition of feed and equipment configuration. In experimental analysis of fusel oil influence, ethanol (from 6.0 to 6.5 %w/w) and water (93.0 to 94 %w/w) containing different concentrations (zero to 0.5 %w/w) 3-methyl-1-butanol, 2- methylpropan-1-ol, propan-1-ol and propan-2-ol were distilled in a bench distiller. Design considered different empirical correlations applied to stripping and rectification sections. Economic feasibility analysis considered the current scenario of small scale ethanol production and evaluated the competitiveness of hydrous ethanol fuel (HEF) considering fluctuations in the feedstock price and two distillation technologies. Simulations showed that HEF maximum concentration obtained in a single distillation column in the presence of higher alcohols in the feed was 91.5 %w/w, requiring a high reflux ratio (6.0). Therefore, obtaining HEF concentration up to 92.5 %w/w in accordance with legislation, was possible only using two distillation columns. Experimental results for total reflux demonstrated the possibility of obtaining HEF above 92.5% by mass. The desired concentration was not achieved during continuous operation, even in the absence of higher alcohols. All experiments resulted in high loss of ethanol in the bottom product, due to different operating conditions. Results demonstrate that there is no interference of fusel oil components to the point of preventing ethanol-water separation in accordance with legislation. Economic feasibility analysis showed the competitiveness of HEF produced on small scale and also that the new proposed technology reduced the

final cost of the HEF. A proof of concept was performed to obtain operational data according to quality standards defined previously. Best results were obtained by using eight trays and IMTP[®] packing in stripping and rectification sections, respectively. Results confirmed effectiveness and technical viability of the system proposed, in addition of its potential of being used in ethanol production on small scale.

PRODUÇÃO CIENTÍFICA ASSOCIADA AO TRABALHO

Artigos publicados

MAYER, F. D., FERIS, L. A., MARCILIO, N. R., BALDO, V., HOFFMANN, R. Review of Hydraulics Correlations for Sieve Trays without Downcomers. **Industrial & Engineering Chemistry Research**, v. 53, n. 20, p. 8323–8331, 21 maio 2014.

MAYER, F. D., BALDO, V., FERIS, L. A., MARCILIO, N. R., HOFFMANN, R. Produção de etanol hidratado (EHC) em microdestilarias: análise de custos e viabilidade econômica. In: **XV Congresso Brasileiro de Energia**, 2013, Rio de Janeiro. Segurança Energética e Desenvolvimento Econômico, 2013. v. III. p. 1337-1351.

MAYER, F. D., BALDO, V., FERIS, L. A., MARCILIO, N. R., HOFFMANN, R. Fator energético como ferramenta para avaliação do desempenho de colunas de destilação de pequena escala. In: **Simpósio Estadual de Agroenergia**, 2012, Porto Alegre. Anais do Simpósio Estadual de Agroenergia, 2012.

Artigos aceitos para publicação

MAYER, F. D., FERIS, L. A., MARCILIO, N. R., BALDO, V., STAUDT, P. B., HOFFMANN, R. Influence of fusel oil components in the distillation of hydrous ethanol fuel (hef) in a bench column. **Brazilian Journal of Chemical Engineering**.

MAYER, F. D., FERIS, L. A., MARCILIO, N. R., BALDO, V., HOFFMANN, R. Fusel oil influence in ethanol distillation. In: **XX Congresso Brasileiro de Engenharia Química**, 2014, Florianópolis.

Artigos submetidos

MAYER, F. D., FERIS, L. A., MARCILIO, N. R., HOFFMANN, R. Why small-scale fuel ethanol production in Brazil does not take off? **Renewable and Sustainable Energy Reviews**.

MAYER, F. D., FERIS, L. A., MARCILIO, N. R., HOFFMANN, R. Small-scale production of hydrous ethanol fuel: Analysis of costs and economic feasibility. **Biomass & Bioenergy**.

Lista de Figuras

Figura 1 - Consumo de etanol (anidro + hidratado) e gasolina pura no Brasil (em 10^3 m^3)... 37	37
Figura 2 - Produção de açúcar e etanol hidratado e preços de exportação no Brasil, entre 2002 e 2011. 38	38
Figura 3 – Fluxograma da produção de EHC em pequena escala a partir de cana-de-açúcar ou sorgo sacarino. 45	45
Figura 4 – Processo dos sistemas de destilação. 46	46
Figura 5 – Destilador do tipo batelada. 47	47
Figura 6 – Sistema de destilação contínuo. 49	49
Figura 7 – Destilador de bancada em uma única coluna. 67	67
Figura 8 – Destilador contínuo para fracionamento de misturas hidroalcoólicas. 73	73
Figura 9 – Correlação de Fair para estimativa do ponto de inundação em pratos perfurados. 77	77
Figura 10 - Correlação de Garcia e Fair para estimativa do ponto de inundação em pratos perfurados sem <i>downcomer</i> (espaçamento de 610 mm e diâmetro de furo de 12,7 mm). 78	78
Figura 11 – Carta de interpolação CGQP modificada para a queda de pressão. 80	80
Figura 12 – Fluxograma do processo de destilação em uma coluna simulado no software <i>iiSE</i> 87	87
Figura 13 – Fluxograma do processo de destilação em duas colunas com retirada lateral de óleo fúsel, simulado no software <i>iiSE</i> 90	90
Figura 14 – Comportamento da concentração do produto destilado durante a operação em regime contínuo para as seis soluções. 96	96
Figura 15 – Comportamento da concentração do produto de fundo durante a operação em regime contínuo para as seis soluções. 97	97
Figura 16 – Fluxograma operacional do destilador piloto. 106	106
Figura 17 – Planta do fluxograma do sistema piloto de destilação. 109	109
Figura 18 – Detalhe das seções de esgotamento e retificação do destilador piloto. 110	110
Figura 19 – Projeto do prato perfurado sem <i>downcomer</i> 111	111
Figura 20 – Destilador piloto instalado no Laboratório do PPGEPro (TD – torre de destilação; C1, C2 e C3 – condensadores; TC – trocador de calor). 113	113

Figura 21 – Estrutura de custos de produção de etanol em microdestilaria em função do custo da matéria-prima, para o destilador modelo tradicional.	119
Figura 22 – Estrutura de custos de produção de etanol em microdestilaria em função do custo da matéria-prima, para o destilador modelo híbrido.	120
Figura 23 – Imagem da interface do sistema supervisorio.	123
Figura 24 – Perfil de temperatura ao longo do destilador piloto.	131
Figura 25 - Altura de espuma (hf) medida na inundação em função da capacidade (F) para três frações áreas perfuradas (19, 25 e 30%), diâmetro da coluna de 25,4 mm e diâmetro de furo de 6,35 mm, para o sistema heptano-metilcicloexano a 760mmHg).	178
Figura 26 – Queda de pressão em leito recheado.	187
Figura 27 – Carta de interpolação CGQP para a queda de pressão para anéis Pall 1” (plástico).	188
Figura 28 – Eficiência característica típica de recheios randômicos.	189
Figura 29 – Correlação para predição da inundação e MCO para anéis Pall 1”.	190

Lista de Tabelas

Tabela 1 – Produção, consumo e preço ao consumidor do etanol para o Brasil e Rio Grande do Sul.	40
Tabela 2 – Composição do preço do EHC.....	42
Tabela 3 – Escalas das destilarias de produção de etanol.	43
Tabela 4 – Rendimentos (%) e produtividade industrial ($L \cdot t^{-1}$ de cana-de-açúcar) de microdestilarias instaladas no Rio Grande do Sul.....	51
Tabela 5 – Produtividade industrial de microdestilarias.....	52
Tabela 6 – Dados operacionais de sistemas de destilação em pequena escala contínuos e batelada (continua).	55
Tabela 7 – Variação do consumo de energia na destilação com base na alimentação com 8,0% em volume de etanol e produto de topo com 95 % em volume de etanol.	57
Tabela 8 – Composição de amostras de óleo fúsel (% em massa) provenientes da fermentação de caldo de cana-de-açúcar.....	60
Tabela 9 – Composição do mosto fermentado de cana-de-açúcar.	61
Tabela 10 – Propriedades físico-químicas dos principais componentes do óleo fúsel.....	64
Tabela 11 – Parâmetros da corrente de alimentação.	69
Tabela 12 – Composição da alimentação utilizada nas simulações.....	70
Tabela 13 – Especificações operacionais da destilação.....	71
Tabela 14 – Concentração de álcool superior para cada teste (93,5 % em massa de água e 6,0 % em massa de etanol).	74
Tabela 15 – Considerações técnicas operacionais.....	82
Tabela 16 – Resultados da Etapa 1 (Casos 1, 2 e 3) da simulação no software <i>iiSE</i>	88
Tabela 17 – Resultado da Etapa 2 da simulação no software <i>iiSE</i>	91
Tabela 18 – Características das retiradas laterais de óleo fúsel na coluna B para Etapa 2. .	92
Tabela 19 – Composição das amostras de destilado obtidas em refluxo total.	94
Tabela 20 – Concentração média (% em massa) para seis testes em operação contínua (produtos de topo e fundo).....	95
Tabela 21 – Estimativa das vazões e concentrações para as correntes do destilador piloto	99

Tabela 22 – Variáveis operacionais do destilador piloto.....	100
Tabela 23 – Dados operacionais calculados para o destilador piloto.....	101
Tabela 24 – Resultados do dimensionamento da seção de esgotamento.	102
Tabela 25 – Características do recheio utilizado no dimensionamento do destilador piloto	103
Tabela 26 – Resultados do dimensionamento da seção de retificação.	104
Tabela 27 – Cálculo da altura da seção de retificação.	105
Tabela 28 – Principais características construtivas do destilador piloto.	107
Tabela 29 – Características dos pratos perfurados sem <i>downcomer</i>	108
Tabela 30 – Preços (USD·t ⁻¹) e custos (USD·L ⁻¹) mínimo, médio e máximo.....	114
Tabela 31 – Investimentos em uma microdestilaria para os dois modelos de destilador.....	115
Tabela 32 – Custos operacionais (C _{OeM}) e receitas dos coprodutos (C _{Co}) considerando o preço médio da matéria-prima.	117
Tabela 33 – Indicadores de viabilidade econômica para os cenários considerados.....	122
Tabela 34 – Recheios randômicos testados na seção de retificação.....	125
Tabela 35 – Dados de operação do destilador piloto, para os sistemas A e B.....	126
Tabela 36 – Consumo energético na destilação, para os sistemas A e B.....	128
Tabela 37 - Especificações do EAC e do EHC.	155
Tabela 38 – Principais coprodutos do processamento da cana-de-açúcar e sorgo sacarino e técnicas para agregação de valor (continua).....	165
Tabela 39 - Relações estequiométricas da formação de etanol.....	168
Tabela 40 - Rendimentos das etapas do processo de produção de EHC a partir da cana-de-açúcar.....	170
Tabela 41 – Faixas de dimensão do prato <i>dual flow</i> e propriedades físicas.	180
Tabela 42 – Lista de dispositivos que compõe o sistema de destilação.	191
Tabela 43 – Descrição e valor (em USD) dos equipamentos e serviços de instalação de ma microdestilaria com capacidade de 30 L·hora ⁻¹ de EHC.....	193

Lista de abreviaturas e siglas

- ANP – Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis;
- ART – Açúcares redutores totais;
- ATR – Açúcar total recuperável;
- B1, B2 e B3 – Bombas para movimentação de líquidos;
- Brix – Escala numérica de índice de refração, utilizada indiretamente para a determinação da concentração de sólidos em solução. Expressa a massa de sólido em 100g de solução;
- C1, C2 e C3 – Condensadores;
- CGQP – Correlação generalizada para a queda de pressão;
- COFINS – Contribuição para o financiamento da seguridade social;
- EHC – Etanol hidratado combustível;
- FRI – Fractionation Research, Inc.;
- GL, grau – Medida de concentração que expressa a quantidade em mililitros de álcool absoluto contida em 100 mL de mistura hidroalcoólica;
- HCCI – *Homogeneous charge compression ignition*, variante de motor de Ciclo Diesel;
- HETP – Altura equivalente ao prato teórico;
- ICMS – Imposto sobre circulação de mercadorias e serviços;
- INPM, grau – Medida de concentração de etanol, que expressa a concentração mássica de etanol, mensurada a 20°C;
- MOC – Máxima capacidade operacional;
- PASEP – Programa de Formação de Patrimônio do Servidor Público;
- PCI – Poder calorífico inferior;
- PGR – Preço de gasolina de referência;
- PIS – Programa de Integração Social;
- PROALCOOL – Programa Nacional do Álcool
- T1 – Tanque de alimentação;
- T2 – Tanque para armazenamento de destilado;
- TC – Trocador de calor;
- TD – Torre de destilação;

TIR – Taxa interna de retorno;

TMA – Taxa mínima de atratividade;

TR – Torre de resfriamento;

VPL – Valor presente líquido;

Lista de símbolos

A – vazão de alimentação [$\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$];

A_B – área de borbulhamento da seção transversal da torre [m^2];

A_c – área da seção transversal da coluna [m^2];

A_h – área do furo [m^2];

a_L – área interfacial efetiva por unidade de volume de líquido [$\text{m}^2\cdot\text{m}^{-3}$];

$ART\%cana$ – concentração de açúcares redutores totais presentes na cana-de-açúcar [-];

B – vazão de produto de fundo [$\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$];

b_{1-4} – coeficientes da equação (23) [-];

b_{5-7} – coeficientes da equação (38) [-];

c – coeficiente das equações (53) e (54) [-];

$C, \text{ fator} - C, C_{SB}$ – Fator de Souders e Brown;

C_1 – coeficientes da equação (53) [-];

C_2 – coeficientes da equação (54) [-];

CFS – vazão volumétrica de vapor [$\text{m}^3\cdot\text{s}^{-1}$];

d – diâmetro do furo [m];

d_T – diâmetro da seção transversal da torre [m];

D – vazão de produto de topo [$\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$];

D_A – coeficiente de difusão molecular [$\text{m}^2\cdot\text{s}^{-1}$];

E – Eficiência medida em baixo carregamento [-];

E_{OG} – Eficiência de ponto [-];

E_p – ponto de máxima (pico) eficiência [-];

E_w – Eficiência corrigida para o arraste de líquido no vapor [-];

F – Fator de capacidade, que é a medida da energia cinética do vapor ($= U_{vc}\sqrt{\rho_v}$) [$\text{Pa}^{-0,5}$];

F_h – Fator de capacidade baseado na velocidade do furo, utilizado para correlacionar o ponto de carga ($= U_{vh}\sqrt{\rho_v/SG}$) [$\text{Pa}^{-0,5}$];

F_{lv} – Parâmetro de vazão [-];

Fr – Número de Froude ($Fr = U_{vc}^2/gh_{cl}$) [-];

Fr_c – Número de Froude crítico [-];

Fr_M – Número de Froude modificado [-];

FRE – Fração de recuperação de etanol [-];

FS – Fator de segurança de inundação [-];

g – aceleração da gravidade [$\text{m}\cdot\text{s}^{-2}$];

G – taxa de gás ou vapor [$\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}\cdot\text{m}^{-2}$];

Ga – número de Galilei ($Ga = gh_{cl}^3/v_L^2$) [-];

h_{cl} – retenção de líquido (*holdup*) [cm];

h_f – altura da espuma [cm];

H – altura da torre ou seção da torre [m];

IED – Índice de eficiência da destilação [-];

k – coeficiente de transferência de massa [$\text{kmol}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{s}^{-1}$];

k' – coeficiente de transferência de massa [$\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$];

k_1 – coeficiente de prato seco proposto por McAllister et al. (1958) [-];

M – massa molar [$\text{kg}\cdot\text{kmol}^{-1}$];

n – número de estágios de separação teóricos [-];

N – número de unidades de transferência de massa [-];

P_0 – pressão na distância $x = 0$ em relação ao prato [Pa];

P_i – pressão abaixo do prato [Pa];

PI – Produtividade industrial [$\text{L}\cdot\text{t}^{-1}$ de cana-de-açúcar];

P_H – pressão na distância $x = H$ em relação ao prato [Pa];

P_d – queda de pressão seca ($= \zeta_d \{U_{Vh}/(1 - \tau)\}^2 \rho_V/2$) [Pa];
 P_i – pressão do vapor abaixo do prato [Pa];
 P_p – queda de pressão no prato ou estágio [atm];
 P_t – queda de pressão total [Pa];
 PC – parâmetro de capacidade [-];
 R – razão de refluxo [-];
 Sc – número de Schimidt ($= \nu_L/D_A$);
 S_F – fator de forma na inundação [-];
 SG – gravidade específica do líquido [-];
 Sh – número de Sherwood ($= k_L h_{cL}/D_A$) [-];
 t – tempo de residência médio [s];
 t' – tempo de residência definido pela equação (56) [s];
 U_{Lc} – velocidade superficial do líquido [$m \cdot s^{-1}$];
 U_{LF} – velocidade de inundação do líquido [$m \cdot s^{-1}$];
 U_{Lh} – velocidade do líquido através do furo [$m \cdot s^{-1}$];
 U_{Vc} – velocidade superficial do vapor [$m \cdot s^{-1}$];
 $U_{Vc,f}$ – velocidade superficial do vapor de inundação [$m \cdot s^{-1}$];
 U_{VF} – velocidade de inundação do vapor [$m \cdot s^{-1}$];
 U_{Vh} – velocidade do vapor através do furo [$m \cdot s^{-1}$];
 U_x – velocidade do vapor através da fração x do total de furos [$m \cdot s^{-1}$];
 x – fração do total de furos por onde passa vapor em qualquer instante [-];
 X – parâmetro de vazão [-];
 X_C – Abscissa do diagrama de velocidade de inundação [-];
 We – número de Weber ($= h_{cL} \rho_V^{0,5} U_V \rho_L^{0,5} U_L / \sigma$) [-];
 Y_C – Ordenada do diagrama de velocidade de inundação [-];
 z – distância do prato [cm];
 Z – espaçamento entre pratos [m];

Letras gregas

β_1 – amplitude das ondas formadas sobre o prato [-];

β_2 – fator de aeração [-];

δ – espessura do prato [m];

μ – viscosidade [$\text{kg}\cdot\text{m}^{-1}\cdot\text{h}^{-1}$];

ζ – coeficiente de resistência do prato seco [-];

ζ_d – coeficiente de resistência devido ao vapor ($= k\{[1 - \tau(1 - \tau_L)]^2 + 0,4\{1,25 - \tau(1 - \tau_L)\}\}$) [-];

ζ_L – coeficiente de resistência devido ao líquido [-];

ζ_σ – coeficiente de resistência devido à tensão superficial [-];

η_{ind} – rendimento industrial [-];

η_D – rendimento da destilação [-];

ν – viscosidade cinemática [$\text{m}^2\cdot\text{s}^{-1}$];

ρ – massa específica [$\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$];

σ – tensão superficial [$\text{kg}\cdot\text{h}^{-2}$];

τ – fração de área livre do prato [-];

τ_L – fração de área livre para a passagem de líquido no prato [-];

τ_V – fração de área livre para a passagem de vapor no prato [-];

φ' – fração da área transversal livre do prato ocupada por líquido [-];

ϕ_V – distribuição vertical da fração de vazios do vapor em relação ao nível do prato;

ψ – fração média de líquido em um prato ($= h_{cl}/h_f$) [-];

Subscrito

L – líquido;

V – vapor;

ar – ar;

F – inundação;

h – furo;

Sumário

1. Introdução.....	31
1.1 Objetivo Geral	34
1.2 Objetivos Específicos.....	34
2. Revisão Bibliográfica	35
2.1 Panorama da produção de etanol no Brasil e no Rio Grande do Sul.....	36
2.2 Desafios tecnológicos da produção de etanol em pequena escala	42
2.2.1 Processo produtivo do álcool etílico hidratado combustível	43
2.2.1.1 Destilação.....	45
2.2.2 Desafios tecnológicos.....	50
2.2.2.1 Produtividade industrial	51
2.2.2.2 Consumo energético	53
2.2.2.3 Aspectos construtivos e operacionalidade.....	59
2.2.2.4 Remoção do óleo fúsel na destilação do etanol	59
2.3 Processo de destilação	65
2.3.1 Destilador híbrido aplicado à produção de etanol em pequena escala	66
3. Materiais e Métodos	69
3.1 Simulação de destilação da mistura água+etanol	69
3.1.1 Etapa 1 - Coluna de destilação única	70
3.1.2 Etapa 2 - Colunas de destilação A e B	71
3.2 Experimentos com óleo fúsel	72
3.2.1 Materiais	72
3.2.2 Procedimento experimental.....	73
3.2.3 Procedimento analítico.....	74
3.2.2.1 Aparato	75
3.2.2.2 Reagentes	75
3.2.2.3 Procedimento	75

3.3 Dimensionamento do destilador piloto	76
3.4 Montagem e instalação do destilador piloto	81
3.5 Viabilidade econômica preliminar	82
3.5.1 Determinação de custos e receitas	83
3.5.2 Análise de viabilidade econômica preliminar	84
3.6 Prova de conceito do destilador piloto	85
4. Resultados e Discussão	87
4.1 Simulação da destilação de etanol	87
4.2 Influência do óleo fúsel	93
4.3 Dimensionamento do destilador piloto	98
4.3.1 Considerações sobre o dimensionamento	99
4.3.1.1 Seção de esgotamento	101
4.3.1.2 Seção de retificação	103
4.3.2 Fluxograma do sistema piloto de destilação	105
4.4 Construção e montagem do destilador piloto	106
4.5 Análise de viabilidade econômica preliminar	114
4.5.1 Custos	114
4.5.2 Análise de viabilidade econômica preliminar	121
4.6 Prova de conceito do destilador piloto	122
4.6.1 Funcionalidade	122
4.6.1.1 Ajuste físico do destilador	123
4.6.1.2 Dados operacionais	126
4.6.2 Viabilidade Técnica e potencial de uso	129
5. Conclusões	133
5.1 Simulação de destilação do sistema água+etanol	133
5.2 Experimentos com óleo fúsel	133
5.3 Dimensionamento, montagem e instalação do destilador piloto	134
5.4 Análise de viabilidade econômica preliminar	134
5.5 Prova de conceito	134

5.6 Sugestões para trabalhos futuros	135
Referências	137
Apêndice A – Legislação	153
A.1 Licenciamento Ambiental	153
A.2 Comercialização	154
Apêndice B – Produtividade Industrial.....	159
B.1 Processo produtivo do etanol em pequena escala.....	159
B.1.1 Obtenção de substrato para fermentação	159
B.1.2 Fermentação	161
B.1.3 Destilação	163
B.1.4 Coprodutos	163
B.2 Rendimento Teórico.....	167
B.3 Produtividade Industrial	168
Apêndice C – Dispositivos de contato	171
C.1 Pratos perfurados sem downcomer.....	171
C.1.1 Características hidrodinâmicas dos pratos perfurados sem downcomer.....	173
A) Altura da espuma	173
B) Queda de pressão	176
C) Capacidade máxima.....	179
D) Eficiência do prato	181
C.2 Recheios	185
C.2.1 Características hidrodinâmicas dos recheios randômicos	185
A) Queda de pressão	186
B) Eficiência	188
C) Ponto de inundação e Máxima Capacidade Operacional (MCO)	189
Apêndice D – Lista de materiais do destilador piloto	191
Apêndice E – Especificação dos equipamentos e serviços de uma microdestilaria.....	193

1. Introdução

O etanol hidratado combustível (EHC), produzido a partir da cana-de-açúcar, apresenta-se como um substituto potencial à gasolina. Pontos positivos envolvem o fato de o etanol ser renovável, fazer uso da mesma infraestrutura logística daquele combustível fóssil, podendo ser produzido localmente (ao contrário do petróleo) e, em alguns casos, ser obtido de forma mais econômica.

Muitos países têm se aperfeiçoado na produção de etanol para fins carburantes, notadamente os Estados Unidos e o Brasil, responsáveis por mais de 86% da produção mundial em 2010 (OAK RIDGE NATIONAL LABORATORY, 2011). Outras regiões também pretendem ampliar a produção ou a participação dos biocombustíveis em sua matriz energética, como a América Latina, Europa e Ásia (CHALMERS; ARCHER, 2011; JANSSEN; RUTZ, 2011; RAVINDRANATH et al., 2011; SORDA; BANSE; KEMFERT, 2010).

A produção de EHC em pequena escala, que ainda apresenta-se pouco desenvolvida, desempenha um importante papel econômico e social no meio em que está inserida, pois ao mesmo tempo em que essa atividade pode tornar-se fonte geradora de renda, ela garante autossuficiência energética ao produtor e à região. Essas duas características são as incentivadoras do desenvolvimento e adaptação da tecnologia de destilação para a pequena escala. Subsidiariamente, podem vislumbrar também a ampliação do leque de matéria-prima para a produção de biocombustíveis.

O interesse por microdestilarias foi intensificado em momentos de escassez de derivados de petróleo (principalmente a gasolina), ou aumento em seus preços no mercado. Assim, tem-se observado desenvolvimento e implantação intermitentes desse modelo de produção de etanol sem que essa atividade tenha se firmado como alternativa à produção de etanol em larga escala. Podem-se citar os períodos entre guerras, quando o governo brasileiro criou, em 1933, o Instituto do Açúcar e do Alcool (IAA); 2ª Guerra Mundial (1939-1945), com a escassez de gasolina; período pós-primeiro choque do petróleo (1975-1989), com a criação do Programa Nacional do Alcool (PROÁLCOOL) e posterior crise de desabastecimento e extinção do IAA, e; período atual (2002-presente), com incremento de aproximadamente 55 % na

produção de etanol (EPE, 2013) em função do aumento próximo a 62% nos preços internacionais do petróleo entre 2002 e 2010 (BRITISH PETROLEUM, 2011).

No Brasil, o movimento em direção à produção de etanol em pequena escala ganhou força com o advento do PROÁLCOOL em 1975, lançado após o primeiro choque do petróleo, ocorrido em 1973 (ITURRA, 2004). Este programa teve por objetivo principal fomentar a produção nacional de etanol de maneira a diminuir a dependência nacional do petróleo importado.

Nesse contexto, desenvolveram-se duas vertentes de atuação na produção de etanol em pequena escala, entre elas: 1) garantir a autossuficiência energética do agricultor, sob o emblema “fabrique seu próprio combustível” e aproveitamento dos subprodutos do processo para fabricação de ração animal ou combustível sólido (BROWN, 1979; CARLEY, 1980; CRUZ et al., 1980; HOFFMANN, 1985; SOLAR ENERGY RESEARCH INSTITUTE, 1982) e; 2) incluir os produtores de etanol em pequena escala no esforço em suprir a demanda nacional por combustíveis líquidos (ITURRA, 2004).

A primeira linha de atuação sempre foi a mais promissora, uma vez que o maior custo do etanol combustível obtido por processo em pequena escala, devido às menores eficiências, seria compensado pela não incidência de impostos sobre o autoconsumo. Além disso, os autoprodutores de etanol teriam o não pagamento de frete como outra vantagem competitiva, pois, no Brasil, a produção de etanol está concentrada na região sudeste do país, fazendo com que o transporte para o Rio Grande do Sul e sua distribuição elevem o preço final do EHC em aproximadamente 5 % (SULPETRO, 2012).

A possibilidade de produção local de um combustível líquido, para atender a demanda do maquinário agrícola para outros cultivos, como no caso da soja, poderia incentivar a autoprodução de etanol, conforme relatado por Dias et al. (1980). O empenho industrial nesse sentido resultou no aperfeiçoamento de tratores agrícolas com motores híbridos etanol-diesel (HANSEN et al., 2001; PIDOL et al., 2012; SAYIN, 2010).

Nenhum desses dois modelos apresentou bons resultados, seja por empecilhos tecnológicos, econômicos ou por excesso de restrições legais para a comercialização do etanol, que afetaram diretamente a pequena escala.

Dessa forma, não havendo nenhum incentivo específico à pequena escala, que a colocasse em pé de igualdade com as grandes usinas, o modelo das microdestilarias segue por conta própria, em lento desenvolvimento.

Em recente estudo, Mayer et al. (2010) analisaram a produção de etanol em microdestilarias apresentando dados que corroboram a avaliação de ausência de tecnologia eficiente aplicada à pequena escala, com destaque para a destilação. Na destilação, os rendimentos deveriam situar-se em torno de 92%, porém, devido à precariedade dos equipamentos - do ponto de vista de projeto e operacional, tais rendimentos não superam os 80 %.

Além do rendimento insatisfatório, os processos analisados consomem mais energia do que a obtida a partir do combustível produzido, decorrendo do fato de que a geração de vapor responde por 31 % dos custos de produção de EHC (excetuando-se a matéria-prima) e, desse valor, 50 % deve-se somente ao consumo de lenha (MAYER; HOFFMANN; JAHN, 2010). Ressalta-se que esses custos relacionam-se diretamente com a destilação.

Quando se verificou um crescente número de microdestilarias instaladas no Rio Grande do Sul, esperava-se que tais equipamentos atendessem de forma eficiente as necessidades para as quais foram instalados. Entretanto, é possível afirmar que não existe, no mercado, nenhum equipamento de destilação em pequena escala que obtenha elevado índice de recuperação de produto, com qualidade em conformidade com a legislação e que disponha de um rendimento energético compatível com um balanço positivo de energia.

A etapa de destilação apresenta-se como a mais promissora quanto a possibilidade de aumento de rendimento, por tratar-se de um processo que é minimamente afetado pela redução de escala. Dessa forma, propõe-se o desenvolvimento de uma tecnologia de destilação que atenda à pequena escala, de forma eficiente, do ponto de vista da recuperação e da garantia da qualidade do produto e de eficiência energética.

1.1 Objetivo Geral

O objetivo geral desse trabalho foi projetar, construir e operar um destilador de tecnologia híbrida adaptado às características de produção de EHC em pequena escala.

1.2 Objetivos Específicos

Os objetivos específicos foram:

- Estabelecer as condições operacionais do processo de destilação (vazões, temperaturas, regime operacional, etc.), com base em estudo detalhado de microdestilarias;
- Avaliar através de simulação e experimentalmente a influência do óleo fúsel na destilação de etanol em coluna de bancada, visando à obtenção de parâmetros operacionais que auxiliem no projeto do destilador piloto;
- Projetar e construir um destilador, em escala piloto, utilizando os parâmetros obtidos no destilador em escala de laboratório e que empregue um sistema misto (pratos e recheio), conforme avaliação prévia obtida por Mayer (2010);
- Realizar a prova de conceito do destilador piloto e avaliar seu desempenho, de maneira a permitir sua comparação com modelos utilizados no projeto de pratos perfurados sem *downcomer*;
- Avaliar, preliminarmente, o impacto da tecnologia proposta na viabilidade econômica das microdestilarias.

2. Revisão Bibliográfica

A produção de EHC em pequena escala, e suas qualidades, tem atraído a atenção de governos, produtores e pesquisadores desde a década de 1970, durante a implantação do Programa Nacional do Alcool (PROALCOOL). Esse debate sempre foi pautado pelas qualidades “superiores” que a pequena escala possui em relação à grande escala, como o perfil socialmente justo e ecologicamente correto das microdestilarias, além da provável viabilidade econômica, que justificaria, por si só, os investimentos e/ou os programas governamentais de incentivo ao setor.

Em quase 40 anos de discussões a respeito da produção de etanol em pequena escala, pouco ou nada foi implementado além de unidades de caráter demonstrativo nos centros de pesquisa, principalmente. A maioria das unidades privadas para produção de etanol visou à produção para o consumo próprio e aquelas que pretendiam a comercialização do produto não prosperaram. Isto contrasta com a grande escala, que através de incentivos governamentais, conseguiu se estabelecer como fornecedora de um combustível competitivo com a gasolina, apesar dos problemas enfrentados nos últimos anos.

Pode-se atribuir diversos fatores para justificar a falta de êxito da produção de etanol em pequena escala em relação à grande escala, tais como: maiores custos da matéria-prima e operacionais; restrições legais quanto à qualidade do EHC; carga tributária; questões de solo e clima, especialmente no Rio Grande do Sul; falta de conhecimento técnico pelos produtores; e o menor rendimento industrial. É possível afirmar com certa margem de segurança que todos esses fatores estão relacionados e afluem para o último deles, que é o baixo rendimento industrial comparado à grande escala, aliado às dificuldades tecnológicas da escala reduzida.

Os casos de microdestilarias estudadas, todas elas implementadas nos últimos 40 anos, revelam que o rendimento industrial da pequena escala não ultrapassa os 75% do rendimento da grande escala, que é de aproximadamente $82,0 \text{ L}\cdot\text{t}^{-1}$ (MINISTÉRIO DA AGRICULTURA, 2012). Isto sem mencionar o consumo energético, que pode afetar negativamente os resultados econômicos e ambientais desses empreendimentos.

A análise de diversas fontes bibliográficas revela que a tecnologia utilizada nas microdestilarias não sofreu modificações nas últimas quatro décadas, enquanto que a grande escala obteve ganhos expressivos tanto na produtividade agrícola como industrial. Entre 1985 e 2000, o incremento na produtividade agrícola e na eficiência de conversão de açúcar em etanol nas grandes usinas cresceram 33 % e 14 %, respectivamente (MACEDO; NOGUEIRA, 2004).

Assim, a viabilização da produção de etanol em pequena escala passa pelo aumento dos rendimentos industriais, de modo que esse será o enfoque desse estudo.

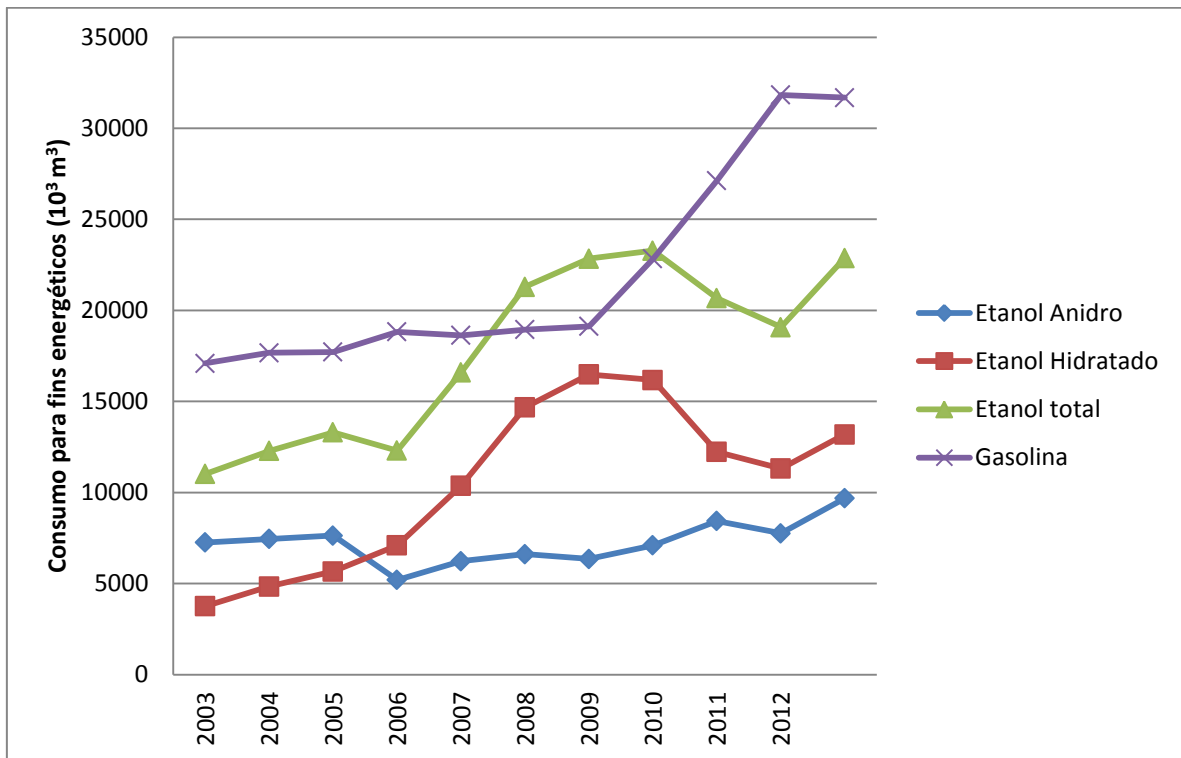
2.1 Panorama da produção de etanol no Brasil e no Rio Grande do Sul

O etanol¹ carburante constitui-se em um importante combustível renovável no Brasil. Ele é utilizado hidratado, diretamente em motores, ou anidro, obrigatoriamente adicionado à gasolina, em uma concentração legalmente definida entre 20 % e 25 % em volume. Na década de 1980 o etanol foi o combustível mais utilizado em veículos de passeio, perdendo essa posição devido a uma crise de desabastecimento em 1989 e à queda dos preços internacionais do petróleo (SORDA; BANSE; KEMFERT, 2010). Em fevereiro de 2008 ultrapassou novamente a gasolina, mas foi superado mais uma vez em 2010 (Figura 1).

Entre 2008 e 2012, os veículos *flex fuel* licenciados no Brasil responderam, em média, a 85 % do total e somaram 15,3 milhões de unidades fabricadas desde 2003, conforme a Associação Nacional dos Fabricantes de Veículos Automotores (ANFAVEA, 2012). Estima-se que até 2015 atinjam 47 % da frota nacional de veículos leves (SORDA; BANSE; KEMFERT, 2010).

¹ No Brasil, a Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis estabeleceu, através da Resolução ANP nº23 de 06/07/2010, as definições para o etanol utilizado como combustível. De maneira a definir com exatidão os termos empregados nesse trabalho, optou-se pelas seguintes significações: etanol, como denominação genérica, correspondendo à fração anidra e à hidratada; etanol anidro, para designar o etanol anidro adicionado à gasolina; etanol hidratado combustível (EHC), para indicar o etanol hidratado, com concentração de 92,5 % em massa e; álcool combustível super-hidratado, para nomear a mistura de etanol em concentrações menores que 92,5 % em massa.

Figura 1 - Consumo de etanol (anidro + hidratado) e gasolina pura no Brasil (em 10^3 m^3).



Fonte: elaborada pelo autor a partir de dados publicados em Empresa de Pesquisa Energética (2013).

A vantagem tecnológica dos motores *flex fuel* resultou na flexibilização no consumo dos combustíveis líquidos (gasolina e etanol) e possibilitou aos consumidores escolher qual combustível utilizar em função do preço, escolhendo-se o etanol hidratado quando esse situar-se abaixo de 70 %² do valor da gasolina. Essa versatilidade dos motores resulta em uma mudança quase instantânea no consumo desses energéticos, em função dos preços relativos.

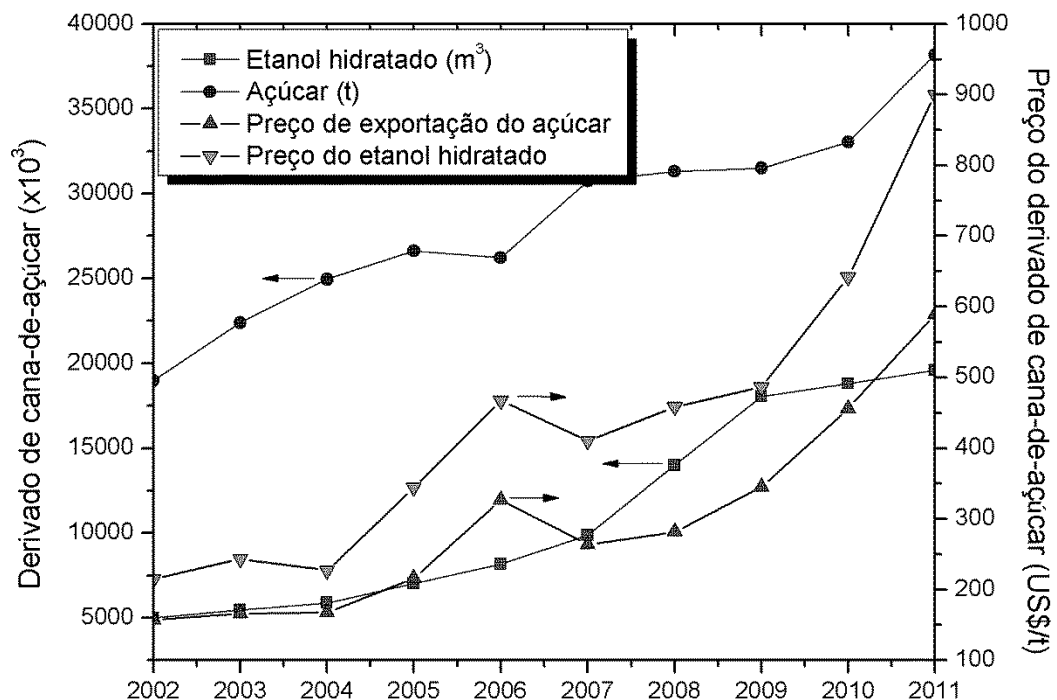
Tendo em conta essa possibilidade de uso e o fato de que, no Brasil, o preço da gasolina mantém-se em um patamar estável desde 2005 – o governo, através da estatal Petrobras, tem evitado repassar as flutuações dos preços internacionais do petróleo ao mercado consumidor, atuando como “tampão” – o preço do etanol torna-se prioritário no que diz respeito à sua utilização.

² Conforme os fabricantes de motores *flex fuel*, 70% é a relação entre o aproveitamento do etanol e da gasolina em um motor.

No caso do Brasil, que produziu 27,7 milhões de m³ de etanol em 2010 (CONAB, 2011), tem-se como principal matéria-prima a cana-de-açúcar, com um sistema de produção centralizado em grande escala, em unidades que, geralmente, produzem concomitantemente açúcar, etanol e energia elétrica. Esse sistema torna fácil o direcionamento da produção para açúcar ou etanol, conforme os preços internacionais destes produtos. Assim, apesar de o etanol não ser uma “commodity”, no Brasil ele se comporta como tal, uma vez que sofre grande influência dos preços do açúcar.

É neste ponto que surgem as interações do comércio internacional do açúcar com o modelo de produção de etanol no Brasil, uma vez que o etanol é produzido a partir de cana-de-açúcar em destilarias autônomas ou anexas à fabricação de açúcar. Isto torna o preço do etanol hidratado muito susceptível à cotação do açúcar no mercado internacional, conforme é visto na Figura 2.

Figura 2 - Produção de açúcar e etanol hidratado e preços de exportação no Brasil, entre 2002 e 2011.



Fonte: Adaptado de Empresa de Pesquisa Energética (2012); Ministério da Agricultura, (2012a; 2012b).

Na Figura 2 observa-se que existe uma tendência entre o aumento de preço do açúcar para exportação e a quantidade de açúcar exportado. No Brasil, a relação

entre o rendimento da produção de açúcar e o de etanol é superior a 2,0, a partir de uma mesma quantidade de cana-de-açúcar processada. Assim, desprezando-se os custos de produção de cada produto, pode-se inferir que o preço de venda do etanol deve ser o dobro em relação ao do açúcar. Entretanto, nos últimos anos a relação tem-se mantido em 1,47, em média. Assim, é mais rentável direcionar a matéria-prima para a produção de açúcar do que para álcool hidratado, encarecendo seu valor, diminuindo sua competitividade com a gasolina e, conseqüentemente, diminuindo seu consumo.

É inegável a importância que o modelo de produção de etanol em grande escala representa para o País, em termos econômicos e energéticos, sendo responsável por 2,35 % do PIB nacional, 3,6 milhões de empregos diretos e indiretos e no envolvimento de 72.000 agricultores (DIEESE, 2007), além de responder por 19,3 % de participação na oferta interna de energia primária brasileira em 2010 (EPE, 2011). Além disso, devem-se observar os ganhos ambientais da cultura bioenergética da cana-de-açúcar e do sorgo sacarino, uma vez que a utilização de etanol em substituição à gasolina reduz as emissões de gases de efeito estufa em mais de 70 % (WALTER et al., 2010). Esse valor pode atingir mais de 100 % se forem computados créditos de emissões para coprodutos (incluindo eletricidade) na indústria da cana-de-açúcar (OCDE, 2008).

Entretanto, deve-se ressaltar os impactos econômicos e sociais negativos da produção de EHC, como ocorrências de subempregos no setor e a competição com a produção de alimentos (AZADI et al., 2012). O cultivo da cana-de-açúcar, como qualquer outra monocultura, apresenta desvantagens: concentração de terras e de renda; êxodo rural pela mecanização da lavoura; riscos da dependência de um único cultivo; e pressões ambientais sobre os ecossistemas, entre outros. Ainda, Corsini (1984) citou a sazonalidade da produção (seis meses, aproximadamente) e custos com transporte de matéria-prima e de produto, por que uma grande extensão de terra é necessária para suprir a destilaria, características ainda muito atuais.

Por esses fatores, a produção sucroalcooleira em grande escala só apresenta viabilidade de implantação em regiões com clima e relevo favoráveis, como ocorre nas regiões sudeste e centro-oeste do país, especificamente nos estados de São Paulo, Mato Grosso, Mato Grosso do Sul e Goiás.

Em regiões com relevo acentuado ou onde há o predomínio de pequenas propriedades, com produção agrícola baseada na mão-de-obra familiar, o modelo de

produção em grande escala não pode e não deve ser aplicado. Nessas regiões, em que o RS está incluso, deve-se buscar um outro modelo, com características específicas e que potencialize as qualidades da pequena escala, como é o caso das microdestilarias.

A Tabela 1 apresenta o volume de etanol produzido e consumido e o preço médio ao consumidor no Brasil e no Rio Grande do Sul ao longo dos últimos anos. Observa-se que o consumo de EHC no estado variou conforme o preço praticado no mercado, apresentando uma tendência decrescente. A produção de EHC proveniente da única destilaria instalada no RS, localizada em Porto Xavier, respondeu com 5,0% do consumo de EHC no RS. Ressalta-se que não foi considerado o consumo de etanol anidro adicionado à gasolina na proporção de 25% em volume, que em 2012 totalizou 703,5 mil m³. Assim, a demanda de etanol é abastecida majoritariamente pela indústria sucroalcooleira tradicional, concentrada nas regiões sudeste (especificamente em São Paulo) e Centro-Oeste.

Tabela 1 – Produção, consumo e preço ao consumidor do etanol para o Brasil e Rio Grande do Sul.

Ano	Produção de etanol anidro e hidratado (mil m ³)		Vendas de etanol hidratado pelas distribuidoras (mil m ³)		Preço médio do EHC ao consumidor (R\$.L ⁻¹)	
	Brasil	RS ^a	Brasil	RS	Brasil	RS
2005	16.039,89	3,34	4.667,22	189,90	1,38	1,81
2006	17.764,26	5,50	6.186,55	158,76	1,63	2,17
2007	22.556,90	7,00	9.366,84	220,30	1,45	1,77
2008	27.133,19	6,32	13.290,10	324,89	1,44	1,78
2009	26.103,09	2,46	16.470,95	403,03	1,48	1,80
2010	28.203,42	5,81	15.074,30	240,89	1,67	2,01
2011	22.892,50	6,58	10.899,22	137,12	2,00	2,37
2012	23.540,06	1,67	9.850,18	115,22	1,94	2,40

^aSomente etanol hidratado.

Fonte: ANP (2013).

Segundo o Zoneamento Agroecológico da Cana-de-Açúcar, o Rio Grande do Sul dispõe de aproximadamente 1,3 milhões de hectares com aptidão média e alta ao cultivo dessa matéria-prima (EMBRAPA, 2009). Essas áreas se caracterizam por um relevo acidentado ou com predomínio de pequenas propriedades, com produção agrícola baseada na mão de obra familiar.

Embora o modelo de produção em grande escala seja mais eficiente tecnicamente, ele não pode e não deve ser aplicado nessas regiões, devendo-se buscar outro modelo, com características específicas e que potencialize as qualidades da pequena escala, como é o caso das microdestilarias. Embora se registre uma única destilaria de maior porte, a Câmara Temática da Agroenergia da Secretaria de Agricultura, Pecuária e Agronegócio identificou a existência de 30 microdestilarias no Estado, visando a autoprodução, com possível disponibilidade de excedente de produção (IRGA, 2012), o que indicaria a possibilidade de atender parte da demanda estadual.

A venda de etanol combustível no mercado é regulamentada pela Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis (ANP), através das resoluções nº 07/2011 e nº 43/2009 (ver Apêndice A). A resolução nº 07/2011 estabelece as especificações para o EHC que devem ser atendidas para que o produto seja direcionado ao mercado consumidor, o que pode inviabilizar as microdestilarias uma vez que a tecnologia de destilação disponível à pequena escala é de certa forma rudimentar.

Já a resolução nº 43/2009, regulamenta a cadeia de agentes que atuam na comercialização de etanol: o produtor de etanol vende seu produto a uma empresa distribuidora que repassa o combustível para os postos de combustíveis, que por sua vez comercializam diretamente com o consumidor final. É vedada a venda direta do produtor ao consumidor, o que encarece o produto final devido a custos com transporte – muitas vezes a distribuidora situa-se longe do produtor, obrigando a viagem do etanol combustível à central distribuidora e o seu retorno à região em que foi produzido para então ser comercializado – e remuneração dos agentes envolvidos nessa cadeia.

A Tabela 2 apresenta a composição do preço do etanol para o Brasil no ano de 2011, considerando o preço médio por litro de R\$ 2,22. Para o caso do etanol combustível, a carga tributária incidente sobre a cadeia de comercialização é superior a 30 %, com destaque para o ICMS (Imposto sobre Circulação de Mercadorias e Serviços), que atinge 18,2 %. No Estado do Rio Grande do Sul a alíquota de ICMS alcança 25 %. Recentemente o Governo Federal publicou a Medida Provisória nº 613 (BRASIL, 2013), concedendo crédito presumido de PIS/PASEP e COFINS para os produtores de etanol, com o objetivo de zerar as alíquotas desses impostos.

Analisando-se a Tabela 2, observa-se que a competitividade do EHC frente à gasolina depende majoritariamente do custo e da margem de lucro do produtor uma vez que a alíquota dos impostos estaduais e federais incidentes sobre o EHC e sobre a gasolina são similares.

Tabela 2 – Composição do preço do EHC

Item	Percentagem
Custo e margem de lucro do produtor	55,7%
ICMS - substituição tarifária (posto de combustível)	3,5%
ICMS - distribuidor	2,0%
PIS/COFINS - distribuidor	5,4%
ICMS - produtor	18,2%
PIS/COFINS - produtor	2,2%
Margem de lucro – distribuidora e posto de combustível	13,0%
Preço final (posto de combustível)	100,0%

Fonte: Rezende et al. (2011).

Dessa forma, a eficiência do processo produtivo é o fator que irá definir a capacidade de competição do EHC e, por consequência, a viabilidade econômica das microdestilarias.

2.2 Desafios tecnológicos da produção de etanol em pequena escala

A produção de etanol em pequena escala tem sido afetada pelos rendimentos insatisfatórios das etapas produtivas, especialmente na destilação. Além disso, o elevado consumo energético do processo tende a inviabilizar economicamente e ambientalmente a pequena escala, o que tem se refletido no pequeno número de microdestilarias instaladas no Brasil e no Rio Grande do Sul. Uma análise do

processo e das suas características tecnológicas é apresentada neste item, com destaque para a destilação.

2.2.1 Processo produtivo do álcool etílico hidratado combustível

As destilarias de etanol não apresentam uma classificação padronizada quanto à escala de produção, como foi observado em uma busca bibliográfica realizada sobre o assunto (BENGSTON, 1983; COLLURA; LUYBEN, 1988; DAIANOVA et al., 2012; HOFFMANN, 1985; ILLES; ISTVÁN, 2009; MENEZES, 1980; OLESKOWICZ-POPIEL et al., 2012; PAUL, 1980; SOLAR ENERGY RESEARCH INSTITUTE, 1982; STAMPE et al., 1983; WONDER; SIMPSON, 1982). No Brasil, mais especificamente, existe uma diferenciação estabelecida informalmente a respeito da escala das unidades de produção, ou destilarias, como mostrado na Tabela 3. Esta distinção foi reportada por Hoffmann (1985), porém não informa com segurança o nível tecnológico empregado, o desempenho industrial e a economicidade. Entretanto, esta divisão tem sido muito útil para o estabelecimento de discussões a respeito desses e outros aspectos tais como a criação de empregos, investimentos e problemas ambientais.

Tabela 3 – Escalas das destilarias de produção de etanol.

Escala	Produção (L·dia ⁻¹)
macro	Maior do que 60.000
mini	entre 5.000 e 60.000
micro	Menor que 5.000

Fonte: Hoffmann (1985).

Além dessa classificação, é possível diferenciar entre microdestilarias de acordo com o produto final (tipo de álcool produzido), matéria-prima utilizada (cana-de-açúcar, sorgo sacarino, mandioca, etc.) ou regime operacional (contínuo ou descontínuo) (GEMENTE et al., 1982).

Apesar da variabilidade de matérias-primas e de processos empregados e da escala de produção, pode-se dividir o processo de produção de etanol em quatro etapas, com maior ou menor envolvimento tecnológico:

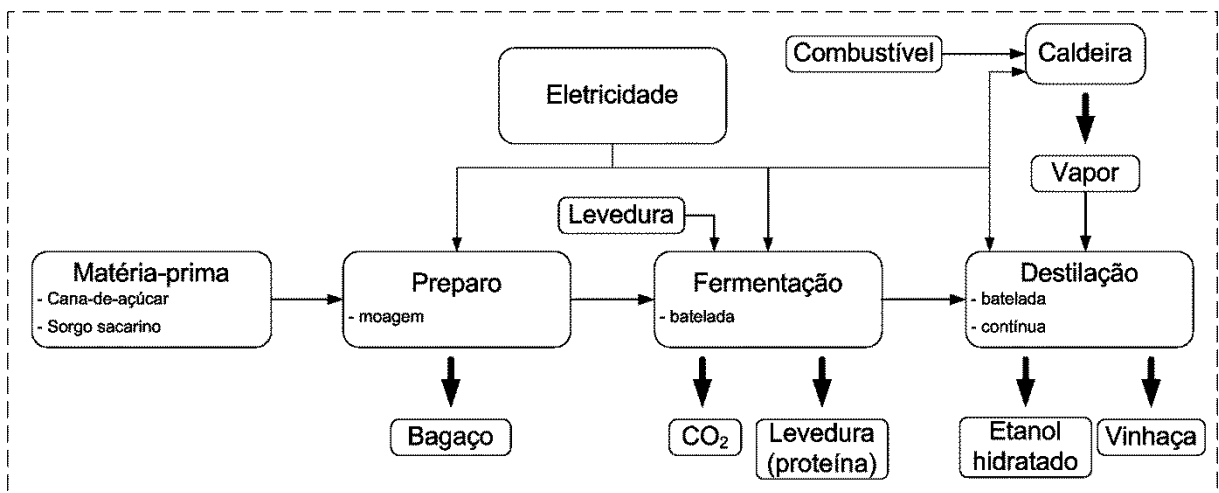
1. Preparo da matéria-prima: inclui o recebimento da matéria-prima, pesagem, lavagem e cominuição;
2. Obtenção do substrato para fermentação: essa etapa apresenta a maior variabilidade no processo produtivo. Para a cana-de-açúcar e sorgo sacarino ela abrange a moagem ou extração de açúcares por difusão; para amiláceas inclui hidrólise e sacarificação; para matérias-primas-celulósicas pode haver a separação da lignina para posterior hidrólise ácida ou enzimática da celulose;
3. Fermentação: conversão dos açúcares fermentescíveis em etanol, obtendo-se vinho com concentração entre 7 e 10 % em volume. Pode ocorrer alguma variação construtiva nas dornas de fermentação (agitadores, raspadores de fundo, etc), de acordo com a necessidade imposta pela matéria-prima utilizada;
4. Destilação: etapa em que ocorre a separação do etanol do vinho proveniente do fermentador, até uma concentração mínima de etanol de 92,5 INPM³. Assim como na fermentação, pequenas modificações podem se fazer necessárias de acordo com o tipo de matéria-prima utilizada no processo.

Essas quatro etapas estão presentes em qualquer destilaria que tenha por objetivo transformar uma determinada matéria-prima em etanol combustível. A influência da escala de produção sobre o processo produtivo abrange o tamanho dos equipamentos utilizados e os rendimentos obtidos. A pequena escala faz uso de tecnologia menos sofisticada uma vez que existe uma relação direta entre escala de produção e rendimento do processo, o que já era afirmado por Hoffmann (1985).

Além dos quatro grandes setores citados (recepção de matéria-prima, obtenção de substrato para fermentação, fermentação e destilação), existem ainda as utilidades, que compreendem a geração de vapor (incluída no setor de destilação) e eletricidade. A Figura 3 apresenta o fluxograma do processo de produção de EHC em pequena escala.

³ Quantidade, em gramas, de álcool absoluto contida em 100 gramas de mistura hidroalcoólica. Esse valor é a mínima concentração exigida pela Resolução ANP Nº 07/2011. É importante ressaltar que, para fins de comercialização, o Álcool Etílico Hidratado Combustível (EHC) deve enquadrar-se nas especificações de outras 14 características além do teor de etanol, conforme essa mesma resolução.

Figura 3 – Fluxograma da produção de EHC em pequena escala a partir de cana-de-açúcar ou sorgo sacarino.



Fonte: O autor (2014)

Devido aos objetivos propostos para esse estudo, uma maior ênfase será apresentada ao processo de destilação. Uma descrição da tecnologia utilizada no preparo da matéria-prima (cana-de-açúcar e sorgo sacarino) e na fermentação é apresentada no Apêndice B.

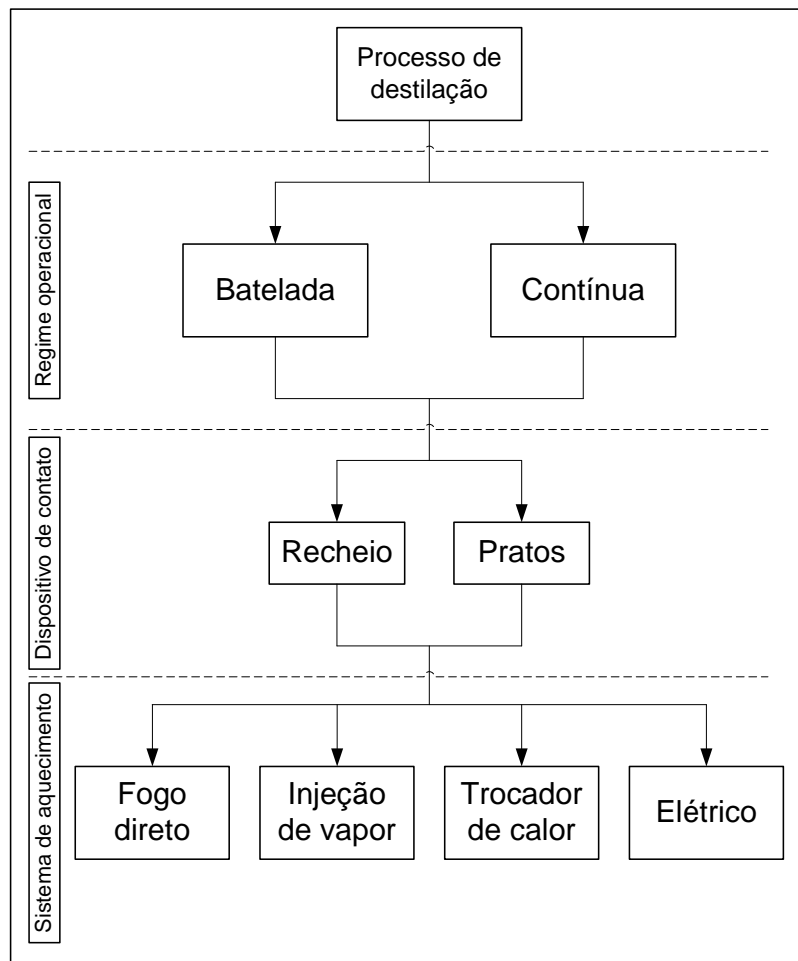
2.2.1.1 Destilação

A destilação é a operação de transferência de massa mais utilizada na indústria química (CALDAS et al., 2007). Esta operação ocorre devido à diferença de volatilidade existente entre os componentes da mistura, promovido pelo fornecimento de calor ao sistema aliado aos dispositivos de contato que promovem a separação dos componentes (CALDAS et al., 2007). Esse processo pode apresentar diferentes características de acordo com a necessidade ou condições operacionais, conforme mostra a Figura 4. As principais diferenciações referem-se ao regime operacional, ao dispositivo de contato e ao sistema de aquecimento.

Existem dois tipos de regime operacional: batelada ou contínuo. A destilação em batelada - menos sofisticada que a destilação contínua - é comumente empregada quando a composição dos materiais a serem separados varia amplamente, quando a separação não ocorre de maneira frequente ou quando os materiais a serem separados são produzidos em pequenas quantidades

(FLODMAN; TIMM, 2012; KISTER, 1992). Comparando-se o trabalho de Bengtson (1983) com a situação atual observa-se que não ocorreram grandes modificações tecnológicas nos últimos 30 anos, excetuando-se as novas estratégias de processamento em batelada (FLODMAN; TIMM, 2012; MODLA; LANG, 2008; PENG et al., 2007).

Figura 4 – Processo dos sistemas de destilação.

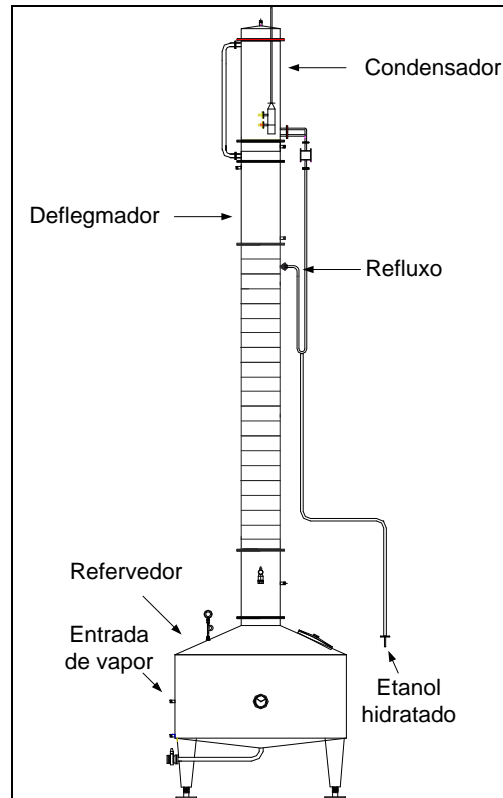


Fonte: O autor (2014)

A Figura 5 mostra o leiaute de um destilador batelada, compreendendo o refervedor, a coluna de destilação, o deflegmador – utilizado para controlar a vazão de vapor de etanol que será direcionado ao condensador, e o condensador, responsável pela condensação dos vapores hidroalcoólicos e separação dos compostos de menor ponto de ebulição (aldeídos, ésteres e cetonas). Na destilação intermitente, a alimentação é carregada no refervedor e o etanol no vinho é esgotado pelo aquecimento, evaporação e, finalmente, condensação dos vapores

hidroalcoólicos. Após a destilação, o resíduo ou vinhaça é descarregado e uma nova carga é realizada.

Figura 5 – Destilador do tipo batelada.



Fonte: Adaptado de Michel Junior (2010).

A destilação batelada apresenta alguns problemas inerentes à sua natureza dinâmica, dificultando seu controle e otimização (FLODMAN; TIMM, 2012). Assim, tem sido difícil obter EHC a partir de destilação em batelada de acordo com os padrões de qualidade, especialmente quanto à concentração de etanol no produto de topo. Além disso, outra variável de importância no processo é a produtividade (litros de etanol por batelada), na medida em que se deseja obter o maior volume de etanol e a maior concentração possíveis.

Usualmente, a dinâmica do processo batelada implica na retificação através da utilização da razão de refluxo constante ou variável (KISTER, 1992). Se for utilizada razão de refluxo constante, terá inicialmente uma maior concentração de etanol no produto de topo, mas que irá decair ao longo do tempo. Nesse caso, ao final do processo, será possível obter elevada recuperação do produto leve (etanol), porém de menor concentração média. Alvarez et al. (2012) e Coelho et al. (2012)

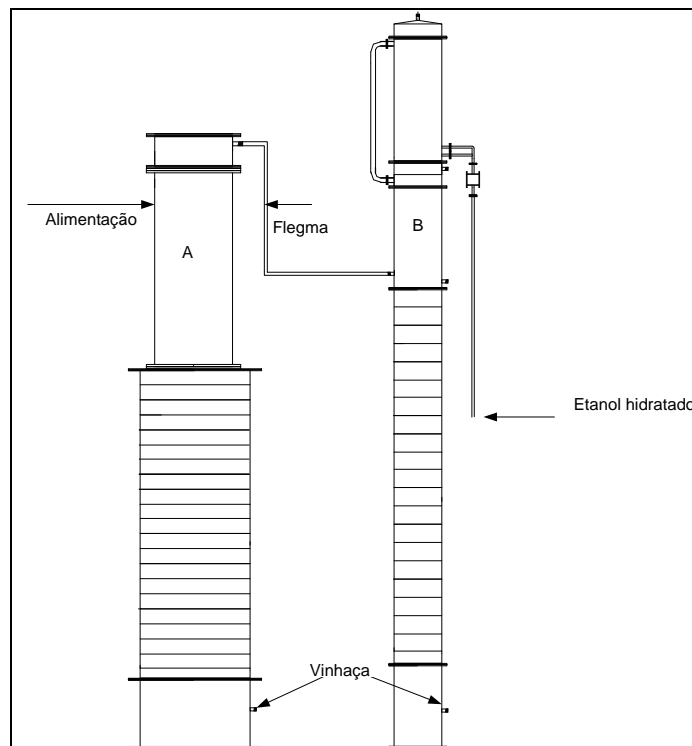
apresentam resultados que comprovam o decréscimo exponencial da concentração de etanol no produto de topo durante a destilação em batelada com refluxo constante. Coelho et al. (2012) informam que quanto maior a razão de refluxo, maior será a concentração inicial do produto destilado e maior será o tempo necessário para a destilação devido à menor produção horária.

Se a razão de refluxo for continuamente ajustada ao longo do processo de destilação será possível obter uma concentração constante para o produto de topo, mantendo-se a taxa de vaporização (razão L/V) constante ou mantendo-se a vazão de destilado constante (LOPES; SONG, 2010). Ao final da destilação, o produto de topo coletado terá maior concentração, mas a recuperação será menor. Lopes e Song (2010) informam que, para os casos por eles analisados, a destilação com refluxo variável (mantendo-se a taxa de vaporização constante) é mais econômica que aquela com refluxo constante. Assim, na medida em que é crucial obter-se um produto de topo que atenda ao padrão de qualidade, deve-se utilizar a estratégia operacional de renunciar à produtividade e à economia de energia em virtude do uso de razão de refluxo variável, o que também incorre em elevadas perdas de etanol no produto de fundo. Isto sugere a utilização do regime batelada em casos muito específicos, como o atendimento ao consumo próprio de etanol combustível. Maiores informações sobre esse regime operacional podem ser encontradas em Bengston (1983), que apresenta dados operacionais para cinco destiladores batelada com diferentes capacidades.

Um destilador contínuo é constituído de uma ou duas torres onde se processa a separação do etanol. A maioria dos destiladores contínuos para a produção de etanol possui duas torres, uma de esgotamento e outra de retificação, chamadas de coluna A e coluna B, respectivamente (Figura 6). Esse sistema deriva dos destiladores empregados em grande escala. A coluna A, que recebe a alimentação, faz uma separação inicial, produzindo na parte superior uma flegma (mistura hidroalcoólica com concentração de etanol entre 40 e 50% em volume), e um produto de fundo, praticamente isento de etanol (concentração menor que 0,5% em volume). O flegma produzido na coluna A é conduzido para a porção intermediária da coluna B, onde os vapores ali produzidos ascendem em contato contracorrente com o líquido refluxado, resultando no aumento gradual da concentração alcoólica dos vapores que chegam ao topo da coluna.

Nos pratos superiores da coluna B obtém-se o produto destilado com a concentração desejada (próxima a 96% em volume) e no fundo dessa torre retira-se o líquido residual, com baixa concentração de etanol e óleos, chamado de “água de luter” (DIAS et al., 2009; RASOVSKY, 1979; SÁNCHEZ; CARDONA, 2012). O fornecimento de calor para o esgotamento e retificação é realizado nas bases das colunas A e B.

Figura 6 – Sistema de destilação contínuo.



Fonte: O autor (2014)

É importante ressaltar que o sistema em duas colunas é o utilizado nas destilarias de grande escala para a produção de EHC. O sistema de destilação divide-se, visualmente, em duas colunas, embora se tenha, fisicamente, cinco colunas. Sobrepostas a coluna A existem as colunas A1 – onde o flegma é produzido, e D – onde se extrai “álcool de segunda” (rico em aldeídos). Juntamente à coluna B tem-se a coluna B1, ambas constituindo a torre de retificação, conforme apresentado e discutido em Dias et al. (2009).

A destilação em regime contínuo apresenta uma série de vantagens em relação à batelada, como a elevada concentração do destilado, pequena perda de etanol no produto de fundo (vinhoto), elevada produtividade e menor consumo

energético. Entretanto, um destilador contínuo não permite flexibilidade operacional, exigindo um rigoroso planejamento da operação da microdestilaria a fim de que se disponibilize a esta etapa material fermentado em quantidade suficiente para atender a demanda do processo.

Os rendimentos da destilação em colunas de operação contínua variam de 92 a 96% (MAYER; HOFFMANN; HOFFMANN, 2013; SECRETARIA DE INDÚSTRIA E COMÉRCIO, 1984). Schettert (2012) relatou rendimentos entre 80 e 95% em função de mudanças na concentração de etanol na alimentação de um destilador com única coluna, que variou entre 5 e 9% em volume.

2.2.2 Desafios tecnológicos

O aumento da eficiência do processo, a produtividade e o baixo consumo energético são os desafios tecnológicos a serem enfrentados pela produção de etanol em pequena escala. A escala de produção define a tecnologia utilizada no processo uma vez que estas duas relacionam-se com a viabilidade econômica do investimento. Como regra geral, as tecnologias que conduzem aos maiores rendimentos são as que apresentam maiores investimentos e/ou custos operacionais (mão de obra, insumos, energia, etc.). Assim é o caso, por exemplo, do difusor na extração de açúcares, da fermentação contínua na conversão do substrato em etanol ou do uso de membranas na concentração do etanol.

Cabe ressaltar que o rendimento de um terno de moenda ou de um fermentador em batelada não depende da escala e, por isso, esses equipamentos, que são as tecnologias atualmente utilizadas, estão no limite superior de eficiência. Atualmente tecnologias mais eficientes que estas resultam em custos proibitivos, ou seja, o ganho em rendimento não é suficiente para cobrir os custos envolvidos.

Em relação à destilação, ocorre certa diferença na análise escala *versus* rendimento, uma vez que, teoricamente, o rendimento da destilação é elevado e independe da escala de produção.

A diferenciação entre os rendimentos das três etapas de produção de etanol em pequena escala é apresentada no item 2.2.2.1 Produtividade Industrial.

2.2.2.1 Produtividade industrial

A produtividade industrial das microdestilarias é resultante dos rendimentos das etapas de obtenção de substrato, fermentação e destilação. Em relatório de avaliação de microdestilarias instaladas no Rio Grande do Sul, elaborado pela Universidade Federal de Santa Maria (MAYER; JAHN; BISOGNIN, 2010) foram detalhados os processos produtivos de microdestilarias pertencentes à Cooperativa Mista de Produção, Industrialização e Comercialização de Biocombustíveis do Brasil Ltda, com sede em Palmeira das Missões (RS), instaladas nos municípios de Seberi e Vista Alegre. A Tabela 4 apresenta os valores de rendimento e produtividade industrial para os três casos analisados.

Tabela 4 – Rendimentos (%) e produtividade industrial ($L \cdot t^{-1}$ de cana-de-açúcar) de microdestilarias instaladas no Rio Grande do Sul

Etapas	Rendimentos (%)		
	Tecnologia AS	Tecnologia AV	Tecnologia B
Extração	79,1	65,0	65,0
Fermentação	85,0	84,6	84,6
Destilação	77,5	57,0	70,3
Perdas de etanol no vinhoto (%) ^a	17,76	10,81	20,82
Gradação alcoólica (°GL)	84,00	80,00	90,13
Produtividade Industrial ($L \cdot t^{-1}$ de cana)	59,83	34,87	39,87

^a Perdas calculadas em relação à quantidade de etanol presente no vinho alimentado no destilador.

Fonte: Dados obtidos em Mayer, Jahn e Bisognin (2010).

As três microdestilarias avaliadas possuem sistema de extração de caldo por um terno de moenda e sistema de fermentação em batelada. Os destiladores possuem regime de operação contínuo, com capacidade nominal de produção de etanol combustível de $25 L \cdot h^{-1}$, para os destiladores de Seberi e Vista Alegre (AS e AV, respectivamente), e $12 L \cdot h^{-1}$, para o destilador de Vista Alegre (B), conforme informado pelos fabricantes.

A partir dos dados apresentados na Tabela 4 é possível verificar que os rendimentos das etapas de obtenção de substrato e fermentação estão de acordo com os valores máximos esperados, conforme exposto no Apêndice B. Em relação à

destilação, verifica-se um rendimento muito baixo (entre 57,0 e 77,5 %) em comparação com o valor mínimo esperado (92,0 %). Esse baixo rendimento torna-se evidente quando se avaliam as perdas de etanol no vinhoto, que atingiu 20,82 % no destilador de Vista Alegre (B). Além disso, a graduação alcoólica obtida por tais destiladores ficou aquém dos 95,1 % em volume exigidos para sua comercialização (conforme Resolução ANP n° 07, de 09 de fevereiro de 2011). A Tabela 5 apresenta valores de produtividade industrial encontrados na literatura para doze microdestilarias.

Tabela 5 – Produtividade industrial de microdestilarias.

Fonte	Produção de etanol (L·h ⁻¹)	Matéria-prima	ATR (%) ^a	Produtividade industrial (L·t ⁻¹ de material-prima)	
				Real	Padronizado ^b
Iturra (2004)	70,0	Cana-de-açúcar	14,5	55,2	53,3
	100,0	Cana-de-açúcar	14,5	57,0	55,0
	200,0	Cana-de-açúcar	13,5	59,5	61,7
Mayer et al. (2008)	21,6		19,5	59,83	42,2
	11,4	Cana-de-açúcar	19,5	34,87	25,0
	6,5		19,5	39,87	28,6
Hulett (1981)	100,0	Cana-de-açúcar	-	50,0	50,0
Gemente et al. (1982)	100,0			44,50	46,1
	100,0	Cana-de-açúcar	13,5	51,92	53,8
	100,0			59,33	61,5
	200,0			59,33	61,5
Weschenfelder (2011)	42,0	Sorgo sacarino	10,6	48,85	64,5

^a Açúcares redutores totais. Valores em % ou gramas de ART por 100 g de caldo.

^b Valores padronizados para 14% ATR na matéria-prima.

Fonte: O autor (2014)

A partir dos dados da Tabela 5 é possível observar que os valores de produtividade industrial não ultrapassam 65 L·t⁻¹ de cana-de-açúcar padronizada, enquanto a média nacional da produtividade industrial é de 82,0 L·t⁻¹ de cana-de-açúcar, considerando uma concentração de açúcares totais recuperáveis (ATR) de

14% (MINISTÉRIO DA AGRICULTURA, 2012). O Apêndice B apresenta uma descrição detalhada sobre o cálculo da produtividade industrial.

Os dados das Tabelas 4 e 5 revelam que o maior potencial para melhoria no incremento do rendimento das microdestilarias encontra-se na etapa de destilação, uma vez que os rendimentos das etapas de extração e fermentação estão próximos de valores máximos possíveis. O aumento do rendimento na etapa de destilação tem grande impacto na produtividade industrial, motivo que justifica especial atenção.

2.2.2.2 Consumo energético

O consumo energético é um aspecto relevante na análise de microdestilarias, pois impacta significativamente em sua viabilidade econômica. De todas as etapas industriais, a destilação é a que responde pelo maior consumo energético. Além disso, o apelo ambiental que esse sistema de produção possui pode ser ofuscado se não houver um balanço energético satisfatório para o processo.

Tecnologias sofisticadas e de maior rendimento térmico, como a destilação diabática (DE KOEIJER; RIVERO, 2003), destilação com membrana (BONYADI; CHUNG, 2007), colunas de destilação com paredes divididas e colunas de destilação com integração térmica interna - *Internally Heat Integrated Distillation Column* (HIDiC) (OLUJÍĆ et al., 2009) ou pervaporação extrativa (THONGSUKMAK; SIRKAR, 2009), são exemplos de desenvolvimentos que ainda não são utilizados na pequena escala pelo custo proibitivo e complexidade operacional.

Na maioria dos casos, a fonte energética para provimento de calor ao processo às microdestilarias são combustíveis sólidos de baixo custo e renováveis, como os subprodutos do processo (bagaço de cana-de-açúcar), lenha ou outro resíduo agroindustrial, como nos três primeiros sistemas de aquecimento citados na Figura 4. O aproveitamento dessas fontes de energia de produção local se alia ao propósito de sustentabilidade energética desses sistemas rurais, propósito que diversas experiências procuraram demonstrar em relação ao consumo de energia necessário na produção de etanol em pequena escala.

A Tabela 6 apresenta dados operacionais de doze destiladores em batelada e contínuos, de onde foi possível calcular o consumo específico de energia na

destilação. Os dados apresentados demonstram a variabilidade dos sistemas de aquecimento empregados na destilação em microdestilaria, bem como o combustível utilizado no fornecimento de energia ao processo.

De um modo geral, o consumo energético na destilação foi maior para os destiladores em batelada, o que era esperado. Os consumos específicos de energia mostrados pelos destiladores 10 e 11 excedem o consumo de alguns destiladores batelada, possivelmente por falhas de projeto (razão de refluxo muito elevada). Bengston (1983) apresenta estimativas de consumo de energia para sistemas em pequena escala batelada e contínuo de 13,65 e 7,96 MJ·L⁻¹ de etanol anidro equivalente, respectivamente.

Comparando-se o consumo de energia dos sistemas de destilação em pequena escala e o apresentado por uma destilaria de grande escala – igual a 4,89 MJ·L⁻¹ de etanol anidro equivalente (SALLA et al., 2009) – pode-se afirmar que existe grande potencial para redução desse consumo, principalmente para os sistemas em regime contínuo. Essa redução pode ocorrer de diversas maneiras:

- pelo aumento da concentração da alimentação até 13 % em volume de etanol. Concentração acima de 13 % em volume resulta em pequena redução nos custos energéticos (COLLURA; LUYBEN, 1988; STAMPE et al., 1983), além de comprometer a fermentação pela toxicidade do etanol para boa parte das cepas de leveduras (WALKER, 1998);
- pela redução na concentração do destilado (ver Tabela 8);
- pela integração energética, aproveitando-se o calor residual das correntes de saída (condensado e vinhoto) para o pré-aquecimento da alimentação;
- pela utilização de tecnologias não tradicionais, como recompressão de vapor (COLLURA; LUYBEN, 1988; DIAS et al., 2011; FICARELLA; LAFORGIA, 1999; FONYO; MIZSEY, 1994) e alimentação dividida (split feed) (COLLURA; LUYBEN, 1988);

Tabela 6 – Dados operacionais de sistemas de destilação em pequena escala contínuos e batelada (continua).

Destilador	Regime operacional	Dispositivo de contato	Sistema de aquecimento	Combustível	Concentração da alimentação	Concentração do produto de topo	Produtividade	Consumo energético ^b	Fonte
					% em volume	% em volume	L.h ⁻¹ (l/batelada ^a)	MJ.L ⁻¹ de etanol anidro equivalente ^c	
1	Batelada	-	Vapor ^d	Lenha	-	94,00	- ^e	41,36	(CORTEZ; LORA; GÓMEZ, 2008)
2	Batelada	Prato com borbulhadores	Sistema de fluido térmico	Lenha	7,3	70,00	12,3 (41)	82,50	(MAYER et al., 2008)
3				Lenha	12	85,00	11,2 (28)	21,45 ^f	
4	Batelada	Recheio (pérolas de vidro)	Fogo direto	Bagaço de cana-de-açúcar	29 ^g	89,00	11,72 (85)	17,74 ^h	(NOGUEIRA, 2008)
5	Batelada	Recheio (anéis de taquara-bambu)	Fogo direto	Lenha	6,0 a 8,0	92,00	12,0 (12)	114,40	(HOFFMANN, 1985)
6					7,0		51	5,00	
7	Contínuo	-	Injeção de vapor	Carvão mineral	10,0	-	76	3,80	(STAMPE et al., 1983)
8					13,0		98	3,20	
9	Contínuo	Prato com borbulhadores	Vapor	Lenha	10,5	84,00	21,6	13,68	(MAYER et al., 2008)

Tabela 6 – Dados operacionais de sistemas de destilação contínuos e batelada (continuação).

10		Prato com borbulhadores	Vapor (trocaador de calor)	Lenha	9,18	80,00	11,43	67,22	
11	Contínuo	Prato perfurado sem <i>downcomer</i>	Injeção de vapor	Lenha	9,81	90,13	6,54	80,15	
12	Contínuo	Prato perfurado sem <i>downcomer</i>	Injeção de vapor	Lenha	9,50	95,40	42,0	13,31	(WESCHENFELDER, 2011)

^a litros por batelada para destiladores do tipo batelada.

^b considerando o poder calorífico inferior da lenha igual a 12.960 kJ·kg⁻¹.

^c A concentração de etanol hidratado foi convertida em etanol anidro equivalente, de maneira a permitir a comparação entre os sistemas.

^d trocador de calor.

^e produção de 100 L·dia⁻¹ de álcool hidratado.

^f consumo baseado na lenha com PCI igual a 4.254 kJ·kg⁻¹.

^g destilação de resíduos da destilação de cachaça, com baixa concentração de etanol.

^h consumo baseado no bagaço de cana-de-açúcar, com PCI igual a 3.981 kJ·kg⁻¹.

Fonte: O autor (2014).

A Tabela 7 apresenta a variação do consumo energético da destilação em condições industriais padrão (alimentação a 8,0 % de etanol em volume e produto de topo a 95,0 % em volume) em relação a outras concentrações para a alimentação e para o destilado, calculada com base em dados divulgados por Bengston (1983). Observa-se que o caso mais representativo dessa variação ocorre quando a concentração da alimentação é elevada de 8,0 % para 12,0 %, em volume e a concentração do destilado é reduzida de 95,0 % para 80,0 %, em volume, resultando na redução de 42 % no consumo energético do processo de destilação.

Tabela 7 – Variação do consumo de energia na destilação com base na alimentação com 8,0% em volume de etanol e produto de topo com 95 % em volume de etanol.

Concentração na alimentação (% em volume)	Concentração no produto de topo	
	80 % em volume	95 % em volume
4	21,11%	73,33%
8	-18,89%	0,00%
12	-42,22%	-27,78%

Fonte: Elaborada pelo autor a partir de dados fornecidos por Bengston (1983).

Conforme Ladisch e Dyck (1979), o conteúdo energético de um produto de topo com concentração de 90,0 % em massa, a partir de uma alimentação a 12 % em massa, é onze vezes maior que o gasto energético na destilação. A relação entre conteúdo energético do destilado e a energia necessária para a destilação cai abruptamente para valores de concentração de destilado acima de 90 % em massa. Essa relação iguala-se a um (1,0) assim que se aproxima do azeótropo. Estudo conduzido por Mayer et al. (2013) em um destilador de bancada indicou que essa relação aproxima-se de 1,0 quando a razão de refluxo aproxima-se de 5,0, atingindo um máximo (1,8) quando a razão de refluxo é 1,0.

Eduardo (1979) apresentou uma correlação entre o consumo de vapor e o teor alcoólico da alimentação, permitindo calcular que o aumento da concentração da alimentação de 5,0 % em volume para 8,0 % em volume resulta na redução de 40,1% no consumo de vapor na destilação. No mesmo sentido, Seemann (2003) afirma que um aumento na concentração da alimentação de 10 para 12 % em volume reduz o consumo de vapor em 15 %. Embora a legislação exija que o EHC apresente concentração mínima de etanol igual a 92,5 % em massa (95,1 % em

volume), não há necessidade de atendimento a essa norma se o combustível for destinado ao consumo próprio (BENGSTON, 1983; HOFFMANN, 1985).

A adaptação de motores para utilizar álcool combustível super-hidratado, com 80 % em volume de etanol, pode reduzir o consumo energético da destilação e permitir o adequado funcionamento dos destiladores batelada, uma vez que é energeticamente mais custoso obter elevada concentração para o destilado nesse regime operacional. Motores de ciclo Otto que utilizam etanol hidratado 50 % em volume podem desenvolver a mesma potência que com o etanol puro, desde que o motor seja convenientemente adaptado (STUMPF, 1979). Isso resulta do aumento da capacidade antidetonante da água devido ao seu elevado calor latente de vaporização (KOTRBA, 2008; STUMPF, 1979).

Gupta et al. (2010) descrevem o funcionamento de um motor a gasolina adaptado para misturas etanol-água. Os resultados indicaram que concentrações de água maiores que 20 % em volume na mistura com etanol ocasionam grandes perdas de eficiência. Além disso, as emissões de CO, NO_x e hidrocarbonetos não queimados resultantes da combustão de etanol hidratado são menores que as da mistura gasolina-etanol. Entretanto, o consumo específico de combustível para misturas hidroalcoólicas é 41,9% maior do que para mistura gasolina-etanol a 100% de carga.

Martinez-Frias et al. (2007) descreveram predições numéricas em que a utilização de etanol super-hidratado a 35 % em volume de etanol em motores HCCI (*homogeneous charge compression ignition*) resultou em eficiência térmica de 38,7 % e baixas emissões de NO_x (1,6 ppm). Segundo estes autores, essa concentração de etanol reduziu o custo energético da destilação para 3% da energia obtida pela combustão do etanol (versus 37 % para a produção de etanol anidro) e aumentou o ganho de energia líquida de 21 para 55 % da energia do etanol e coprodutos, uma vez que essa análise considera a produção de etanol a partir de milho e coprodutos, como glúten e óleo. Neste sentido, Mack, Aceves e Dibble (2009) testaram diferentes concentrações de etanol hidratado (40 a 100 % em volume) em motor do tipo HCCI, que demonstrou funcionamento estável e baixas emissões de poluentes em concentrações de água de até 40 %.

2.2.2.3 Aspectos construtivos e operacionalidade

No âmbito da avaliação de microdestilarias efetuada por Mayer, Hoffmann e Jahn (2010) ficou demonstrada a inadequação técnica dos equipamentos avaliados. A inadequação técnica compreendeu basicamente as características construtivas dos destiladores, especificamente o número de torres de destilação utilizadas, o diâmetro de cada torre e a configuração do estágio de equilíbrio.

Um modelo de destilador avaliado possuía três colunas de destilação, provavelmente dividido dessa forma devido à elevada altura que o equipamento teria caso fosse constituído por uma única ou então dividido em duas colunas. A altura total muito acima de valores práticos provavelmente está relacionada à baixa eficiência dos estágios, o que acarretou em seu elevado número. Cada estágio desse destilador possuía apenas um borbulhador, resultando em regiões do prato sem ocorrência de transferência de massa, as chamadas “zonas mortas”. Além disso, a utilização de borbulhadores em contato com vinho fermentado rico em sólidos suspensos e dissolvidos tem grande potencial de incrustação.

Ainda, também se verificou um diâmetro de torre muito maior do que o necessário para operar com as vazões estipuladas, o que intensificou os efeitos das “zonas mortas” no equipamento.

Todas essas características prejudiciais ao funcionamento do destilador indicam que o projeto desse equipamento foi deficiente, o que talvez seja explicado pelo fato de que muitos fabricantes de equipamentos de destilação de EHC tenham sido, anteriormente, fabricantes de equipamentos para produção de bebidas destiladas, nomeadamente a cachaça.

2.2.2.4 Remoção do óleo fúsel na destilação do etanol

Óleo fúsel, óleo de fúsel, *finkel*, *fousel*, alcoóis superiores ou congêneres (*congeners*) são designações dadas à solução de compostos de elevado peso molecular, notadamente alcoóis de cadeia superior, resultantes da fermentação etanólica de carboidratos e obtidos por destilação. Apresenta cor escura esverdeada e cheiro acre (RASOVSKY, 1979). Seus componentes são originários dos processos metabólicos das leveduras durante a fermentação, influenciados pelas condições do

meio fermentativo (presença de aminoácidos, compostos nitrogenados assimiláveis, temperatura, aeração e concentração de inóculo) e tipo de inóculo (BORZANI et al., 1981; GUTIERREZ, 1993; PATIL; KOOLWAL; BUTALA, 2002; WALKER, 1998; WEBB; INGRAHAM, 1963). Além desses fatores, a composição do óleo fúsel é influenciada pela matéria-prima utilizada na obtenção do substrato fermentativo (BRAU, 1957; WEBB; INGRAHAM, 1963). Webb e Ingraham (1963) citam a presença de até 97 diferentes substâncias no óleo fúsel. A Tabela 8 apresenta a composição de amostras de óleo fúsel obtidas a partir da fermentação de carboidratos da cana-de-açúcar. A proporção de óleo fúsel no mosto fermentado varia entre 0,1 e 0,6 % (AMORIM, 2005; KUÇUK; CEYLAN, 1998; LIMA, 2001; PATIL; KOOLWAL; BUTALA, 2002; PÉREZ; CARDOSO; FRANCO, 2001).

Tabela 8 – Composição de amostras de óleo fúsel (% em massa) provenientes da fermentação de caldo de cana-de-açúcar.

Substância	Fonte		
	Pérez et al. (2001) ^a	Patil (2001)	Brau (1957)
Água	-	5,93	0,00
Etanol	7,82	1,23	0,00
3-Metil-1-butanol ^a	63,39	60,00	55,30
Propan-1-ol	2,42	3,20	24,30
Propan-2-ol	-	19,00	0,60
1-Butanol	$4,5 \times 10^{-4}$	4,53	8,10
2-Metilpropan-1-ol	22,19	1,83	7,40
1-Pentanol	$2,84 \times 10^{-4}$	-	4,30
Outros	4,17	3,62	0,00

^aValores convertidos para fração mássica.

^bCorresponde às frações de álcool isoamílico (3-metil-1-butanol) e álcool amílico opticamente ativo (2-metil-1-butanol).

Fonte: O autor (2014).

Brau (1957) informa valores entre 0,1 e 1,1%. Batista e Meirelles (2011) apresentam a composição média para o mosto fermentado de cana-de-açúcar, conforme a Tabela 9.

A obtenção do óleo fúsel consiste na sua remoção do vinho fermentado por meio da destilação (GARCIA, 2008). Seu elevado ponto de ebulição, na faixa de 130-132°C (WEBB; INGRAHAM, 1963) faz com que seja removido nas frações

menos voláteis durante a destilação. Na destilação em batelada (para a produção de bebidas destiladas) ele é removido diluído na fração de “cauda”, com maior presença de água e de etanol. Na destilação contínua, sua retirada ocorre na porção inferior da coluna de retificação. A concentração de cada substância no óleo fúsel depende, além dos fatores citados anteriormente, da maneira como ele é removido da torre de destilação.

Tabela 9 – Composição do mosto fermentado de cana-de-açúcar.

Substância	Faixa de concentração (% em massa)
Água	92,0 – 95,0
Etanol	5,0 – 8,0
Metanol	0,0 – 3,0 .10 ⁻⁶
3-metil-1-butanol ^a	(2,7 – 18,8) .10 ⁻³
Propan-1-ol	(2,1 – 6,8) .10 ⁻³
Propan-2-ol	1,02 .10 ⁻⁴
1-Butanol	0,0 – 2,4 .10 ⁻⁴
2-Metilpropan-1-ol	(1,3 – 4,9) .10 ⁻³
1-Pentanol	NI
Etanoato de etila	(5,5 – 11,9) .10 ⁻⁴
Acetaldeído	(1,0 – 8,3) .10 ⁻³
Propanona ^a	10,4 .10 ⁻⁴
Ácido acético	(3,3 – 99,3) .10 ⁻⁴
CO ₂	-

NI: Não informado.

^aValor calculado à partir de Dias (2008).

Fonte: Batista e Meirelles (2011).

Após ser removido da torre de retificação, o óleo fúsel é resfriado e lavado com água para que o etanol presente seja recuperado para ser comercializado, recuperando-se os produtos, principalmente o 3-metil-1-butanol que, conforme a Tabela 9 é o principal componente do óleo fúsel, respondendo por aproximadamente 60% da massa total. Segundo Simmonds (1919) o nome álcool amílico (3-metil-1-butanol) advém do álcool obtido do óleo fúsel uma vez que essa substância, quando encontrada pela primeira vez, provinha de destilados obtidos pela fermentação de amiláceos (*amylum*).

O interesse pelas características do óleo fúsel e sua influência no produto

destilado surgiu primeiramente na indústria de bebidas (destiladas ou não). Sua detecção em bebidas fermentadas e destiladas é registrada desde o século XVIII (WEBB; INGRAHAM, 1963). O 3-metil-1-butanol, o 2-metilpropan-1-ol, o propan-1-ol e o propan-2-ol são os principais responsáveis pelo aroma das bebidas destiladas (BATISTA; MEIRELLES, 2011), mas sua elevada concentração pode causar danos à saúde (LACHENMEIER; HAUPT; SCHULZ, 2008).

Em relação às bebidas destiladas, a remoção de óleo fúsel serviu de incentivo a diversas modificações tecnológicas nos destiladores contínuos após o desenvolvimento do destilador *Coffey* (ou *Patent Still*) em 1830 (GAISER et al., 2002; RUSSEL; STEWART; BAMFORTH, 2003), que apresenta uma configuração muito similar à dos destiladores de etanol atuais, pois é dividido em seções de esgotamento e retificação. Uma modificação neste modelo de destilador consistiu na retirada lateral de líquido dos pratos com maior concentração de óleo fúsel. Essa remoção, conforme Patil et al. (2001), é complexa devido ao comportamento da volatilidade do óleo fúsel. Quando a concentração de etanol é pequena a volatilidade do óleo fúsel é maior que a do etanol e *vice-versa*, ficando retido na região dos pratos correspondente à faixa de concentração entre 40 e 47 % em volume de etanol. Essa faixa também é citada por Kirschbaum (1948). Ainda, segundo aqueles autores, dependendo da condição predominante (balanço material e de energia) no ponto de remoção de óleo fúsel, a corrente de óleo removida pode ou não separar-se em duas camadas líquidas. Se a separação ocorrer dentro da coluna e abaixo do ponto de remoção, pode tornar a separação impossível. Entretanto não é informado se esse fenômeno pode ocorrer em uma condição real.

Uma análise da curva de equilíbrio do sistema etanol/água/3-metil-1-butanol, como a apresentada por Kadir et al. (2008) para a temperatura de 25°C, indica que existe uma ampla faixa de concentração para a qual existem duas fases, permitindo a remoção do 3-metil-1-butanol. Entretanto, uma vez que a temperatura mínima das correntes em um destilador de etanol é aproximadamente 78°C (no topo da seção de retificação), a região bifásica torna-se menor, indicando uma limitação na separação do óleo fúsel.

Russel (2003) informa que a presença de 3-metil-1-butanol na porção inferior da coluna de retificação reduz a vaporização de etanol. Este efeito faz com que os pratos compreendidos nesta região tenham sua eficiência reduzida, elevando-se a concentração de etanol no produto de fundo dessa coluna. Também é informado

que acima de determinado estágio a retificação é conduzida sem impedimentos. Outro ponto importante apresentado por Russel (2003) refere-se à volatilidade relativa do 3-metil-1-butanol, que é maior do que a do etanol quando a concentração de etanol é menor que 40,0% em volume. Nas simulações desenvolvidas por Gaiser et al. (2002), o pico de concentração de 3-metil-1-butanol coincide com a concentração de etanol de 20% em massa (aprox. 25 % em volume).

Kister (1990) cita que a presença de óleo fúsel na destilação do etanol causa uma “inundação cíclica” devido à formação de uma segunda fase. Shinskey (1984) cita que os alcoóis superiores presentes na destilação do etanol formam azeótropos com a água. A acumulação desses componentes ocorre até que se atinja o limite de solubilidade, formando uma segunda fase líquida. Segundo esse autor, isto cria um modo instável de operação, pois as duas fases líquidas exercem sua pressão de vapor total. Assim, a evolução do vapor dobra momentaneamente, dirigindo a vazão para cima e derrubando a temperatura da coluna. A inundação geralmente carrega o óleo fúsel para o topo. Se um controle de temperatura estiver manipulando a taxa de vaporização (*boilup*), ele pode atuar aumentando a vazão de vapor. Em qualquer dos casos, o óleo fúsel tende a deixar a coluna pelo topo, após o que a coluna pode retornar ao normal por poucas horas ou poucos dias. Ainda, Shinskey (1984) apresenta um esquema de retirada lateral de óleo fúsel de uma única coluna, acima do ponto de alimentação.

Analisando-se as condições referentes à destilação de etanol para uso como combustível automotor, observa-se que a legislação que regulamenta sua comercialização (Resolução ANP nº 07, de 09 de fevereiro de 2011) não faz menção direta à presença de óleo fúsel ou seus componentes no EHC. Essa resolução informa que o teor máximo permitido de hidrocarbonetos é de 3,0% em volume, analisado conforme a norma ABNT NBR 13993. Entretanto, essa norma avalia somente a presença de gasolina na amostra, o que leva a crer que a presença de quaisquer dos alcoóis superiores no EHC é tolerada. O Regulamento Técnico CNP-07/82, do Conselho Nacional do Petróleo, definiu que a concentração máxima de alcoóis superiores admitida era de 6,0% em volume. Analisando-se a questão em termos energéticos, observa-se que, a partir dos dados apresentados na Tabela 10, a presença das substâncias formadoras do óleo fúsel tende a interferir positivamente na energia contida no EHC, uma vez que a entalpia de combustão do 3-metil-1-butanol é cerca de 30% maior que a do etanol.

Tabela 10 – Propriedades físico-químicas dos principais componentes do óleo fúsel.

Substância	Temperatura de ebulição (°C)	Massa específica (g·L ⁻¹)	Entalpia de vaporização a 25°C (MJ·Kmol ⁻¹)	Entalpia padrão de combustão (MJ·kg ⁻¹)
Etanol	78,4	0,7890	44,03	26,808
3-metil-1-butanol	130,6	0,8140	59,32	34,737
Propan-1-ol	97,8	0,8034	49,83	30,685
Propan-2-ol	82,5	0,7860	48,04	30,518
1-Butanol	117,5	0,8100	56,19	33,108
2-Metilpropan-1-ol	108,0	0,8020	42,92 ^a	35,981 ^a
1-Pentanol	137,8	0,8100	59,78	34,760

^a BASF (2008).

Fonte: Dados calculados a partir de Perry e Green (2008).

A União Européia, através da Diretiva do Conselho das Comunidades Europeias 85/536/CCE, permitiu a adição de até 7% de oxigenados na gasolina, incluindo o 3-metil-1-butanol. Cataluña et al. (2008) apresenta resultados comparativos da utilização de etanol e 3-metil-1-butanol puros, em motor de combustão interna, indicando que esse desenvolve maior potência que o etanol e apresenta menor consumo específico (g·kW⁻¹).

Os dados de temperatura de ebulição e entalpia de vaporização para os principais componentes do óleo fúsel, apresentados na Tabela 10, permitem inferir a tendência que tais substâncias possuem de serem obtidas juntamente com o produto de topo, embora nada informe sobre a formação de azeótropos entre si e com a água, dificultando essa análise.

Como mencionado anteriormente, a remoção do óleo fúsel implica em modificações construtivas no destilador (pontos e vazão de remoção de óleo fúsel na coluna e coluna de recuperação de etanol). Conforme Valderrama, Toselli e Faúndez (2012), entre 2,0 e 6,5 % de etanol e congêneres devem ser purgados a fim de eliminar o óleo fúsel do produto destilado (destilado neutro). De acordo com Batista e Meirelles (2011), na destilação de etanol para fins potáveis, a concentração de alcoóis superiores no destilado tende a aumentar em baixas vazões de destilado e baixas razões de refluxo.

Tendo em vista as imprecisões relativas à influência do óleo fúsel na destilação do etanol, surge a dúvida quanto à necessidade de sua remoção em

função dos custos envolvidos (investimento e custos operacionais). Para a produção de etanol em pequena escala, a simplificação do sistema de destilação é importante na medida em que a redução de custos é essencial na viabilidade econômica desses empreendimentos.

2.3 Processo de destilação

Uma vez que este texto versa sobre destilação e os equipamentos utilizados nessa atividade é importante discutir alguns pontos específicos na avaliação dessa operação de separação.

A primeira questão relaciona-se com o regime operacional do destilador, ou seja, se o sistema seguirá o regime batelada ou contínuo. Essa discussão é muito frequente tanto por produtores de etanol combustível em pequena escala quanto por fabricantes de equipamentos. Isto é relevante, pois cada tipo de destilador tem uma aplicação específica dependendo do modelo de produção desejado.

O destilador em regime de batelada apresenta operação mais simples do que um destilador em regime contínuo, como foi descrito no item 2.2.1.1. Cabe ressaltar que o ponto mais importante na operação de um destilador batelada é a facilidade de ajuste da concentração do produto de topo em função do ajuste da razão de refluxo, fator que tem popularizado o uso deste tipo de destilador na produção de etanol em pequena escala, principalmente para autoconsumo, devido à produção intermitente.

Porém, quando se trata da produção visando o atendimento ao mercado consumidor como um todo, deve-se fazer uso da destilação contínua a fim de reduzir custos operacionais e investimentos. Dessa maneira, evidencia-se que os problemas listados quanto à operação e ao rendimento do destilador contínuo devem ser solucionados para o seu pleno desenvolvimento.

Nesta questão, o primeiro ponto refere-se às qualidades do destilador quanto à capacidade de produzir etanol combustível em conformidade com a Resolução ANP nº 07/2011. Esse parâmetro, apesar de muito importante, não pode ser utilizado como única variável a ser considerada na avaliação de um equipamento de destilação uma vez que, fazendo-se uso de uma elevada razão de refluxo, será

possível obter a concentração desejada. Conforme Mayer (2010), embora mantendo-se fixos os parâmetros construtivos do destilador - altura da coluna e número de estágios de separação, somente é possível aumentar a razão de refluxo de duas maneiras: aumentando-se a taxa de vaporização e/ou aumentando-se a vazão de líquido refluxado.

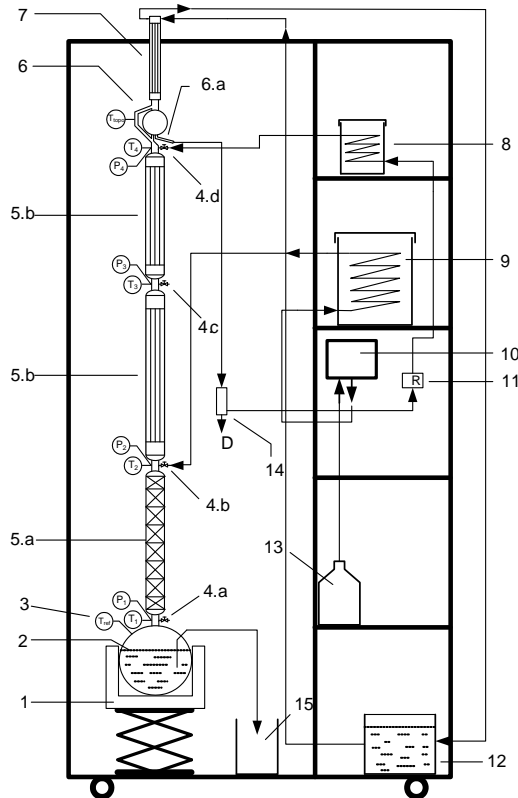
A primeira delas é aumentando-se a taxa de vaporização no refeedor (*boil-up*), o que acarreta aumento no consumo de energia térmica. Este método é limitado pela capacidade que o destilador possui em suportar aumento nas vazões de líquido e vapor sem que ocorra inundação do equipamento – grosseiramente definido pelo diâmetro da coluna. A segunda maneira de se obter uma maior razão de refluxo é através do aumento da corrente de refluxo que retorna ao topo da coluna pela diminuição da retirada de produto de topo. Assim, se existe uma determinada quantidade de etanol sendo alimentada no destilador e deseja-se limitar as perdas desse componente no produto de fundo (vinhoto) em valores mínimos, é necessário que a quantidade de etanol retirado como destilado seja muito próxima da quantidade de etanol alimentada ao destilador, respeitando-se o balanço de massa ou uma razão de recuperação definida. Assim, se a quantidade de etanol retirada como destilado for muito menor que a quantidade de etanol presente na alimentação ocorrerá um acúmulo desse componente dentro do destilador e conseqüente aumento de sua concentração no produto de fundo. Não é por acaso que os maiores problemas dos destiladores em pequena escala são as elevadas perdas de etanol no vinhoto (ver item 2.2.2.1) e o alto consumo energético na destilação.

2.3.1 Destilador híbrido aplicado à produção de etanol em pequena escala

A fim de solucionar os problemas dos destiladores em pequena escala, como a má qualidade do produto destilado, a perda de etanol no produto de fundo e o elevado consumo energético da destilação, Mayer (2010) propôs e avaliou um sistema de destilação híbrido, construído em uma única coluna de destilação, que utiliza *vigreux* na seção de esgotamento e anéis de Raschig na seção de retificação, conforme apresentado na Figura 7. Tal conformação baseia-se no aproveitamento das melhores características de cada dispositivo de contato. O *vigreux* foi utilizado na região que entra em contato com a alimentação, que é rica em sujidades (sólidos

suspensos e dissolvidos), região em que o recheio, com melhor custo-benefício, não poderia ser utilizado.

Figura 7 – Destilador de bancada em uma única coluna.



Legenda: 1 – Manta de aquecimento com suporte de altura regulável; 2 – refervedor; 3 – Transmissor de temperatura; 4 – torneira para retirada de amostra (4.a, b, c e d), entrada de alimentação (4b) e retorno do refluxo (4.d) ; 5.a – coluna de destilação do tipo *vigreux*; 5.b – coluna de destilação com recheio (anéis de Raschig); 6 – cabeça do destilador com condensador; 6.a – registro de duas vias; 7 – condensador; 8 – tanque pré-aquecedor do refluxo; 9 – tanque de pré-aquecimento da alimentação; 10 – bomba peristáltica da alimentação; 11 – medidor de refluxo; 12 – banho termostatizado para resfriamento e recirculação da água de condensação; 13 – tanque de armazenagem da alimentação; 14 – registro de controle de saída de destilado; 15 – tanque para coleta de produto de fundo.

Fonte: Mayer et al. (2013).

Experimentos conduzidos nesse destilador comprovaram a possibilidade de obtenção de produto de topo de acordo com a legislação (concentração mínima de 92,5 % em massa) e perdas no produto de fundo abaixo do limite estabelecido (0,5 % em massa), resultando em uma recuperação acima de 92,2 % do etanol presente na alimentação (MAYER; HOFFMANN; HOFFMANN, 2013). Cabe notar que os

testes efetuados por esses autores foram realizados com mistura hidroalcoólica, portanto, sem avaliar a influência dos diversos componentes presentes em uma alimentação real, proveniente de fermentação.

Schettert (2012) avaliou a operação desse destilador híbrido com relação à concentração do produto de topo e de fundo em função de variações na concentração (entre 5,0 e 9,0% em volume) e vazão da alimentação. Neste estudo verificou-se que tanto a concentração como a vazão de alimentação afetaram significativamente a concentração do produto de topo. Não foi verificada nenhuma influência das condições operacionais utilizadas em relação à concentração do produto de fundo, possivelmente pelo uso de *vigreux* na seção de esgotamento.

Mais recentemente, Gehlen (2013) propôs um controlador para esse destilador híbrido, baseado em um modelo de inferência da concentração do produto de topo através da temperatura no topo do destilador.

A utilização desse sistema de destilação híbrido em escala piloto ou industrial exige que o dispositivo do tipo *vigreux* seja substituído por outro dispositivo também pouco susceptível à incrustação e que apresente baixo custo. Assim, os pratos perfurados sem *downcomer* constituem-se em uma alternativa adequada.

Os pratos perfurados sem *downcomer*, conforme descrito no Apêndice C, são dispositivos de baixo custo (sem direito de propriedade) (KISTER, 1992) e muito resistentes à incrustação devido ao efeito “autolimpante” promovido pela passagem alternada de líquido e vapor através dos orifícios (GARCIA E FAIR, 2002).

Entretanto, os pratos perfurados sem *downcomer* possuem uma região de operação limitada pela drenagem de líquido no prato (CALDAS et al., 2007). Além disso, esse tipo de prato é intrinsecamente instável ou de baixa eficiência, devido ao comportamento da passagem de líquido e vapor através do prato (WEILAND, 2001).

3. Materiais e Métodos

Neste capítulo são descritas as atividades desenvolvidas, que consistiram na avaliação da influência da presença de óleo fúsel na destilação – através de dados de simulações e de experimentos realizados em um destilador de bancada, no dimensionamento do destilador piloto, do estudo de viabilidade econômica preliminar comparativa da influência da redução de custos pela nova tecnologia empregada na destilação, além da prova de conceito do modelo de destilação proposto.

3.1 Simulação de destilação da mistura água+etanol

A avaliação do comportamento da destilação frente aos componentes presentes na alimentação foi realizada em duas etapas (etapas 1 e 2), utilizando o software *iiSE Academic Version*, da empresa VRTech Tecnologias Industriais. A Etapa 1 consistiu em avaliar a destilação de uma mistura binária e de uma mistura complexa em uma única coluna (coluna A). A Etapa 2 consistiu em simular a destilação da mistura complexa em duas colunas (colunas A e B), representando um sistema de destilação em pequena escala tradicional, incluindo retiradas laterais de óleo fúsel. As composições das misturas testadas na simulação são apresentadas na Tabela 11. Os valores dos parâmetros da alimentação são apresentados na Tabela 12. Esses parâmetros foram determinados preliminarmente, tendo em vista o aproveitamento de calor residual para o pré-aquecimento da alimentação e a vazão de alimentação necessária para uma produção de etanol igual a 15 L·h⁻¹.

Tabela 11 – Parâmetros da corrente de alimentação.

Parâmetro	Valor
Temperatura	80,0 °C
Pressão (manométrica)	1,0 atm
Vazão mássica	195,0 kg.h ⁻¹

Fonte: O autor (2014)

As simulações das Etapas 1 e 2 objetivaram otimizar o número de estágios necessários e a razão de refluxo, respeitando os limites de concentração para os produtos de topo e fundo, que são 92,5 e 0,5 % de etanol em massa, respectivamente, conforme o item 2.3.1.

Tabela 12 – Composição da alimentação utilizada nas simulações.

Componente	Concentração (% em massa)	
	Mistura binária	Mistura complexa
Água	94,0	93,96
Etanol	6,0	6,0
Propanona	-	$1,20 \cdot 10^{-3}$
Propan-1-ol	-	$1,04 \cdot 10^{-2}$
Propan-2-ol	-	$1,02 \cdot 10^{-4}$
2-metilpropan-1-ol	-	$3,32 \cdot 10^{-2}$
Acetaldeído	-	$8,76 \cdot 10^{-4}$
3-metil-1-butanol	-	$1,51 \cdot 10^{-3}$
1-Butanol	-	$2,52 \cdot 10^{-4}$

Fonte: Valores de referência estimados com base em Dias (2008).

O modelo termodinâmico para predição da fase vapor foi o da Equação de Estado de Peng-Robinson, utilizando a regra de mistura UMR (*Universal Mixing Rule*) + UNIFAC (PSRK). Para a fase líquida, utilizou-se o modelo de atividade UNIFAC. A escolha do modelo termodinâmico baseou-se no trabalho de Voutsas, Magoulas e Tassios (2004), que avaliou o modelo PR-UMR para misturas polares, em que o erro observado para os valores preditos para o ponto de bolha e para a concentração da fase vapor não ultrapassou 5,0%.

3.1.1 Etapa 1 - Coluna de destilação única

As simulações realizadas na Etapa 1 dividiram-se em três casos:

- Caso 1: destilação de mistura binária em uma coluna com 24 estágios de separação;
- Caso 2: destilação de mistura complexa em 24 estágios de separação;
- Caso 3: destilação de mistura complexa em 32 estágios de separação.

A Tabela 13 apresenta as especificações das condições operacionais da destilação utilizadas na simulação e no dimensionamento do destilador piloto. O número de estágios de separação foi previamente determinado por método gráfico (McCabe-Thiele) a partir das informações apresentadas na Tabela 13, resultando em 16 estágios teóricos, incluindo o refeedor. Como aproximação de uma condição real, consideraram-se eficiências de estágios de 50 e 67%, resultando em 32 e 24 estágios de separação, respectivamente. Estes dois valores de eficiência estão em conformidade com a faixa de valores encontrados na literatura, conforme pode ser visto na lista de dados experimentais para diversos tipos de pratos apresentados em Walas (1990).

Tabela 13 – Especificações operacionais da destilação.

Variável	Valor
Vazão de destilado	15,0 L·h ⁻¹
Razão de refluxo	2,2
Fração de etanol na alimentação	6,0 % em massa
Fração de etanol no produto de topo	92,5 % em massa
Fração de etanol no produto de fundo	0,5 % em massa
Temperatura da alimentação	85,0°C
Pressão da alimentação	1,0 kgf·m ⁻²

Fonte: Mayer (2010).

A presença de outros componentes na alimentação além de etanol e água tem objetivo de aproximar as condições simuladas de uma condição real de alimentação, ou seja, com base na composição de um produto fermentado a partir de caldo de cana-de-açúcar.

3.1.2 Etapa 2 - Colunas de destilação A e B

A Etapa 2 compreende um único caso, que é o sistema tradicionalmente utilizado para a destilação industrial de etanol. Este sistema consiste na destilação da mistura complexa em duas colunas (colunas A e B) e retirada lateral de óleo fúsel

na coluna B. Os pontos de retirada lateral representam os estágios de maior concentração de 3-metil-1-butanol na coluna de destilação.

3.2 Experimentos com óleo fúsel

Os experimentos com óleo fúsel foram realizados com objetivo de proporcionar subsídios para a avaliação da sua influência durante a destilação do etanol. Esses experimentos consistiram na adição de alguns componentes presentes no óleo fúsel à alimentação da coluna de destilação, em concentrações representativas de máximas condições encontradas em meios fermentativos. Os experimentos avaliaram os principais analitos presentes no óleo fúsel isoladamente e em conjunto. A quantificação desses componentes nas correntes de topo e fundo foi realizada através de cromatografia gasosa.

3.2.1 Materiais

Os experimentos foram realizados em uma coluna de destilação contínua de bancada (Figura 8) localizada no Laboratório do Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Processos, na Universidade Federal de Santa Maria. Essa coluna de bancada tem por característica utilizar *vigreux* e recheio nas seções de esgotamento e de retificação, respectivamente. As seções de esgotamento e de retificação possuem altura total de 56 e 134 cm, respectivamente.

O aquecimento do refeedor é realizado por duas resistências elétricas, com potência total de 785 W. A alimentação e o refluxo são pré-aquecidos antes de entrarem na coluna, evitando perturbações na temperatura do sistema. O destilador dispõe de sensores de pressão e temperatura instalados ao longo da coluna, nas interligações entre os módulos. A leitura dos sensores de pressão é realizada através de um sistema supervisor, conectado a um CLP. As características do destilador de bancada e as condições operacionais estão descritas em Mayer (2010).

Figura 8 – Destilador contínuo para fracionamento de misturas hidroalcoólicas.



Fonte: Mayer (2010).

3.2.2 Procedimento experimental

Os experimentos consistiram em realizar a destilação de soluções de etanol + água + álcool superior, conforme os dados apresentados na Tabela 14. Os valores de concentração de alcoóis superiores apresentados na Tabela 14 foram baseados nos dados da Tabela 9, extrapolando-se a concentração a fim de garantir que os experimentos representem condições máximas de concentração de compostos presentes no óleo fúsel encontradas em mostos fermentados.

Tabela 14 – Concentração de álcool superior para cada teste (93,5 % em massa de água e 6,0 % em massa de etanol).

Solução (água + etanol +)	Álcool superior (% em massa)			
	3-metil-1-butanol	Propan-1-ol	2-metilpropan-1-ol	Propan-2-ol
1	0,5	0,0	0,0	0,0
2	0,0	0,5	0,0	0,0
3	0,0	0,0	0,5	0,0
4	0,0	0,0	0,0	0,5
5	0,3	0,1	0,05	0,05
6	0,0	0,0	0,0	0,0

Fonte: O autor (2014)

Cada experimento foi dividido em duas etapas distintas. Na primeira etapa a destilação foi realizada em refluxo total a fim de verificar a concentração máxima obtida pelo destilador de bancada. Cinco litros de alimentação, com concentração de acordo com a Tabela 14, foram introduzidos no refeedor do destilador e iniciou-se a partida da operação. O procedimento de partida durou até a estabilização da temperatura do vapor de topo. Cada experimento teve duração média de três horas, sendo que metade do tempo foi despendido no aquecimento e estabilização do equipamento. Aproximadamente 2,0 mL de amostra foram coletados a cada 10 minutos durante o tempo necessário para a estabilização da concentração do produto destilado.

Na segunda etapa, que consistiu na destilação contínua, realizou-se a alimentação da solução (conforme a Tabela 14), a uma vazão de $3,206 \text{ kg}\cdot\text{h}^{-1}$. A fim de manter a razão de recuperação em torno de 92 %, as vazões de destilado e de produto de fundo foram iguais a $0,209 \text{ kg}\cdot\text{h}^{-1}$ e $2,997 \text{ kg}\cdot\text{h}^{-1}$, respectivamente.

3.2.3 Procedimento analítico

O procedimento analítico compreendeu a determinação dos componentes presentes nos produtos de topo e fundo, através de densimetria e análise cromatográfica.

3.2.2.1 Aparato

As amostras de destilado e produto de fundo foram imediatamente analisadas após a coleta em densímetro digital (DMA 4500, Anton Paar) de forma a acompanhar o andamento da destilação, de acordo com a norma ABNT NBR 15639. O densímetro digital possui conversão direta da massa específica medida para fração de etanol na amostra, com precisão de 0,025% em massa.

O método de análise da concentração dos alcoóis superiores por cromatografia gasosa foi desenvolvido e aplicado utilizando um cromatógrafo gasoso (Perkin Elmer Instruments GC, modelo Auto System XL), equipado com detector por ionização de chama (FID). A aquisição de dados foi realizada através do software Perkin Elmer Turbochrom versão 4.1. As condições de operação do cromatógrafo foram: temperatura de injeção, 250°C; temperatura do detector, 170°C. coluna: PE-1 Perkin Elmer, comprimento de 30 m, diâmetro interno 0,53 mm; gás de arraste: hélio, 3 $\mu\text{L}\cdot\text{min}^{-1}$. Condições de operação: injeção manual da amostra; razão de Split: 1:1; atenuação, zero; programação da temperatura do forno: 70 até 150°C, com taxa de aquecimento de $+5^\circ\text{C}\cdot\text{min}^{-1}$. Condições do FID: vazões dos gases da chama, hidrogênio, 45 $\mu\text{L}\cdot\text{min}^{-1}$, ar sintético, 450 $\mu\text{L}\cdot\text{min}^{-1}$.

3.2.2.2 Reagentes

A alimentação nos testes de destilação foi preparada com etanol comercial 95 %. Os padrões de alcoóis superiores foram Propan-1-ol 99.5 % (Vetec), Propan-2-ol 99 % (Synth), 2-Metilpropan-1-ol 99 % (Vetec) e 3-metil-1-butanol 98.5 % (Vetec); o padrão interno foi o metanol 99 % (Merck). Etanol 99.5 % (Neon) foi utilizado no preparo das amostras para a curva de calibração.

3.2.2.3 Procedimento

As curvas analíticas foram obtidas por injeção em triplicata dos alcoóis superiores nas concentrações de 0,5, 1,0, 2,0, 3,0, 4,0 e 5,0 % em massa, além de 5,0 % em massa de metanol. Todas as amostras foram completadas com etanol. As amostras dos testes para análise por cromatografia gasosa foram preparadas

adicionando-se 95% da amostra da destilação e 5% do padrão interno. O volume de amostra injetado foi de 1,0 μL . As concentrações de alcoóis superiores foram determinadas medindo-se a razão entre a área de analito e a do metanol em cada amostra e comparando-a com as curvas de calibração (razão área analito/padrão interno *versus* concentração do analito).

3.3 Dimensionamento do destilador piloto

O dimensionamento do destilador piloto foi realizado a partir das considerações construtivas de um destilador híbrido, conforme especificado por Mayer (2010) e Mayer et al. (2013). A capacidade de produção de EHC do destilador piloto foi considerada como 15 $\text{L}\cdot\text{h}^{-1}$, sendo esta a metade da capacidade usualmente considerada para uma microdestilaria. Com base nesse valor foi realizado o balanço de massa que subsidiou o dimensionamento do equipamento.

O dimensionamento da unidade piloto de destilação partiu da determinação do número de estágios teóricos de separação. Essa determinação foi realizada através dos métodos gráficos de McCabe-Thiele e de Ponchon-Savarit, com base nas especificações apresentadas na Tabela 13. Os dados da simulação também foram utilizados como parâmetros de cálculo do número de estágios, da razão de refluxo e das vazões internas de líquido e vapor. Como citado no item 2.3.1, as concentrações dos produtos de topo e de fundo foram especificadas de maneira a garantir uma recuperação mínima de 92,2 %.

A partir do cálculo do número de estágios foram determinadas as vazões, as concentrações e as características físicas (massa específica, viscosidade, tensão superficial) das fases líquido e vapor para cada estágio.

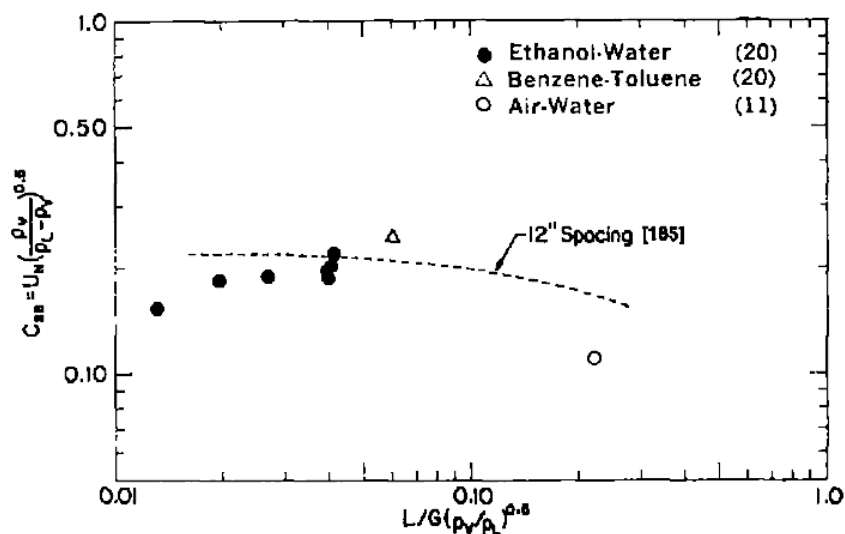
O dimensionamento do diâmetro da torre foi realizado utilizando-se o procedimento de cálculo apresentado em Kister (1992). Os cálculos foram realizados considerando-se a divisão da coluna em seção de esgotamento e de retificação, conforme a divisão pertinente ao destilador híbrido descrito na seção 2.3.1.

A) Seção de esgotamento:

A seção de esgotamento foi dimensionada para utilizar pratos perfurados sem *downcomer*, pelo que foi exposto no item 2.3.1. Quanto ao procedimento de cálculo, primeiramente foram determinadas as vazões de líquido e vapor máximas e mínimas para a seção de esgotamento. A determinação do diâmetro dessa seção foi realizada considerando o critério do ponto de inundação, determinando-se o fator-C (C_{SB}) através de duas correlações:

- 1) Correlação de Fair, apresentada graficamente na Figura 9, considerando espaçamento entre pratos de 305 mm. Esta correlação é de uso padrão na indústria, abrangendo diversos tipos de pratos, incluindo pratos perfurados sem *downcomer* com fração de área perfurada acima de 20% (KISTER, 1992), e;
- 2) Correlação de Garcia e Fair (GARCIA; FAIR, 2002), apresentada graficamente na Figura 10, considerando espaçamento entre pratos de 310 mm e diâmetro de furo de 12,7 mm. Esta correlação foi desenvolvida especificamente para pratos perfurados sem *downcomer* a partir de dados experimentais publicados pelo *Fractionation Research Inc.*

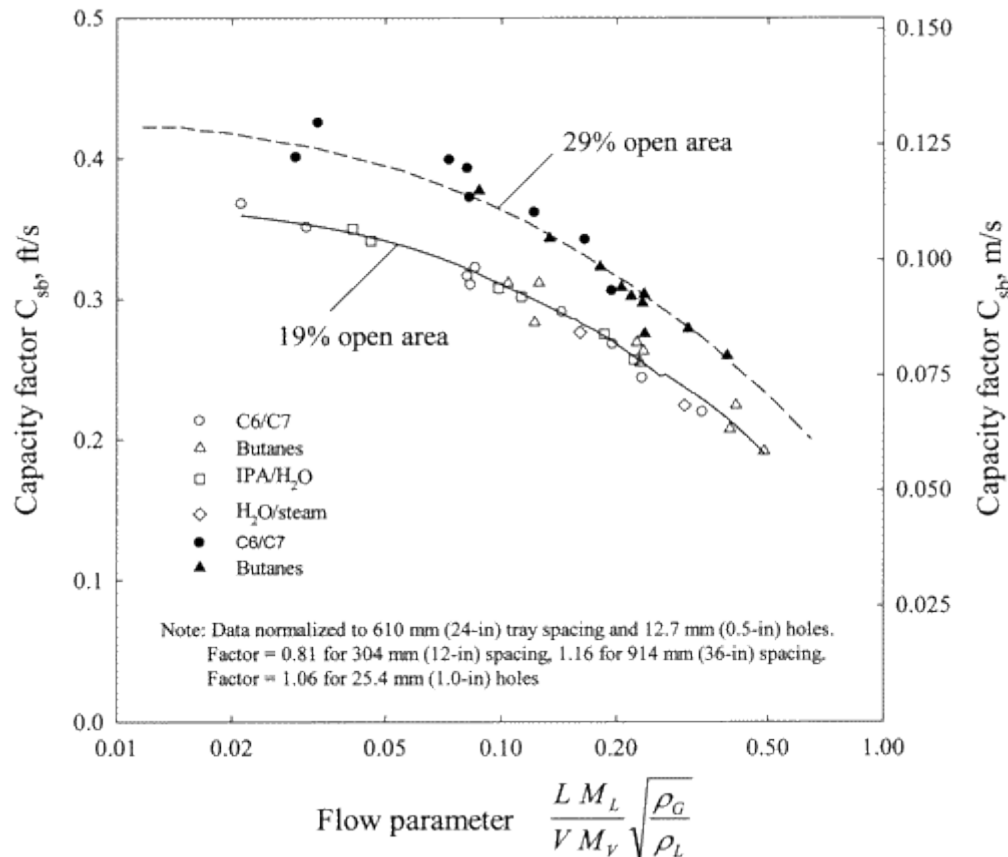
Figura 9 – Correlação de Fair para estimativa do ponto de inundação em pratos perfurados.



Legenda: ● Etanol-Água; △ Benzeno-tolueno; ○ Ar-Água; - - - Espaçamento de 12".

Fonte: Ludwig (1997).

Figura 10 - Correlação de Garcia e Fair para estimativa do ponto de inundação em pratos perfurados sem *downcomer* (espaçamento de 610 mm e diâmetro de furo de 12,7 mm).



Legenda: Flow Parameter: Parâmetro de vazão; Capacity Parameter: Parâmetro de capacidade; Capacity fator: Fator de capacidade; Nota: Dados normalizados para 610 mm (24") de espaçamento entre pratos e furos de 12,7 mm (0,5").

Fonte: Garcia e Fair (2002).

Na aplicação das duas correlações foram utilizados um fator de redução da inundação (*SF*) igual a 0,8 e margem de segurança de inundação (*MS*) igual a 80 % do valor nominal da velocidade de inundação, ambos recomendados por Kister (1992) para o sistema em estudo.

A velocidade de inundação ($U_{Vc,f}$) calculada através da aplicação da correlação de Fair, foi determinada através da equação (1):

$$U_{Vc,f} = C_{SB} \left(\frac{\sigma}{20} \right)^{0,2} \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}} \quad (1)$$

Onde C_{SB} é o fator de Souders e Brown, σ é a tensão superficial, e ρ_L e ρ_V são a massa específica do líquido e do vapor, respectivamente. A velocidade de inundação da correlação de Garcia e Fair foi calculada através da equação (2).

A área de borbulhamento (A_B) da seção transversal e o diâmetro (d_T) da torre da seção de esgotamento foram calculados através das equações (2) e (3), respectivamente.

$$A_B = \frac{CFS}{S_F.FS.U_{Vc,f}} \quad (2)$$

$$d_T = \sqrt{\frac{4.A_B}{\pi}} \quad (3)$$

Onde CFS representa a vazão volumétrica de vapor, S_F é o fator de forma na inundação, FS é o fator de segurança de inundação – usualmente igual a 0,8 – ambos os valores indicados por Kister (1992), e $U_{Vc,f}$ é a velocidade de inundação, definida pela equação (1).

Especificamente para a correlação de Garcia e Fair, é possível a aplicação para duas diferentes frações de áreas perfuradas (19 e 29 %), conforme se observa na Figura 10.

A altura da seção de esgotamento (H_E) foi estimada a partir do espaçamento entre pratos (Z) e do número de estágios (n) requeridos, conforme a equação (4).

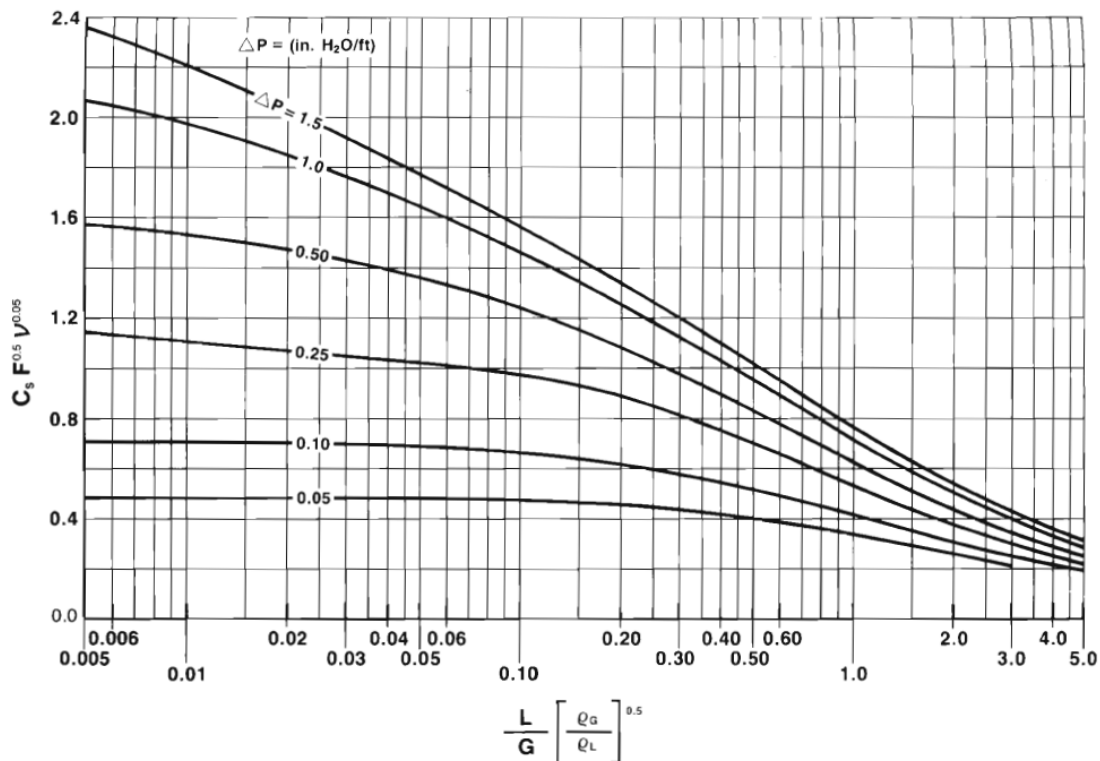
$$H_E = Z.n \quad (4)$$

B) Seção de Retificação

O diâmetro da seção de retificação foi determinado utilizando-se o critério de “queda de pressão recomendada” (CALDAS et al., 2007), através da aplicação de duas correlações CGQP (correlação generalizada para a queda de pressão):

- 1) Correlação generalizada para a queda de pressão proposta por Kister (1992), aplicada para anéis Pall de 1”, fabricados em plástico (Figura 27 do Apêndice C), e;
- 2) Correlação generalizada para a queda de pressão proposta por Strigle (1994) (Figura 11). Essa carta foi avaliada por Kister e Gill (1991), demonstrando bom ajuste para 80% dos dados experimentais considerados.

Figura 11 – Carta de interpolação CGQP modificada para a queda de pressão.



Fonte: Strigle (1994).

O parâmetro de vazão (F_{lv}), que é a abscissa das cartas de interpolação apresentadas na Figura 11 e na Figura 27 do Apêndice C, foi calculado através da Equação (61) do apêndice C. O parâmetro de capacidade (PC) (ordenada das cartas de interpolação apresentadas na Figura 11 e na Figura 27 do Apêndice C) foi obtido através da interpolação entre o parâmetro de vazão e a curva correspondente à máxima queda de pressão (ΔP) recomendada. A máxima queda de pressão recomendada utilizada foi de $0,82 \text{ kPa}\cdot\text{m}^{-1}$ de recheio ($1,0 \text{ inH}_2\text{O}\cdot\text{ft}^{-1}$ de recheio), conforme indicado por Kister (1992) para a destilação a pressão atmosférica.

O fator-C (C_{SB}) foi determinado a partir do parâmetro de capacidade, do fator de empacotamento (F_p) e da viscosidade cinemática (v), conforme a Equação (5).

$$C_{SB} = \frac{PC}{F_p^{0.5} v^{0.05}} \quad (5)$$

A determinação da velocidade superficial do vapor (U_{VC}), da área da seção transversal e do diâmetro (d_{TB}) da seção de retificação foi similar ao procedimento aplicado à seção de esgotamento, através das equações (2) e (3), e equação (63)

do Apêndice C. Neste caso utilizaram-se os mesmos valores para o fator de redução e para a margem de segurança da inundação, iguais a 0,8 e 80%, respectivamente.

A altura da seção de retificação (H_R) foi estimada a partir da altura equivalente do prato teórico ($HETP$) e do número de estágios (n) requeridos, conforme a equação (6).

$$H_R = HETP \cdot n \quad (6)$$

3.4 Montagem e instalação do destilador piloto

O destilador piloto, construído com base na proposta apresentada por Mayer (2010) e seguindo os resultados do dimensionamento, foi objeto de financiamento por parte do Ministério de Ciência, Tecnologia e Inovação (MCTI), através de Termo de Cooperação processo nº 01200.001972/2010-16. A montagem e a instalação do sistema de destilação foram realizadas pela empresa Limana Poliserviços Ltda, de Jaguari-RS.

O protótipo de destilador possui um sistema de controle de operação por meio de um Controlador Lógico Programável (CLP) composto pelos seguintes dispositivos:

- Dezessete (17) sensores de temperatura do tipo termoresistência Pt100;
- Dez (10) transmissores de pressão;
- Quatro (04) medidores de vazão;
- Quatro (04) válvulas automatizadas para controle da vazão;
- Software *Elipse SCADA*, da empresa Elipse Software.

O sistema SCADA (*Supervisory Control And Data Acquisition*) é um sistema que envolve supervisão, visualização e aquisição de dados de processos industriais. O sistema Elipse SCADA implementado no sistema de destilação piloto tem o objetivo de monitorar, gerenciar e controlar o processo. Para tanto, além do aplicativo de supervisão, o sistema conta com um Controlador Lógico Programável (CLP) onde são conectados todos os sensores (transmissores de temperatura e pressão) e atuadores (válvulas) do processo. O CLP recebe e envia as informações, proveniente dos sensores, para o aplicativo de supervisão, através de protocolos de

comunicação, permitindo a visualização das variáveis medidas durante a operação do sistema. O supervisor permite a atuação na posição das válvulas, possibilitando que a coluna de destilação opere nas condições desejadas.

3.5 Viabilidade econômica preliminar

A avaliação dos ganhos econômicos da nova tecnologia proposta é fundamental para que seja demonstrada sua aplicabilidade no setor de produção de etanol em pequena escala. Essa avaliação, de caráter econômico, refere-se à uma microdestilaria, que tem por característica utilizar cana-de-açúcar e sorgo sacarino como matéria-prima, uma vez que essas culturas apresentam um período de cultivo complementar. No Rio Grande do Sul, região de análise do investimento, o período de colheita do sorgo sacarino se estende de fevereiro a abril, enquanto o da cana-de-açúcar vai de maio a dezembro. Ao contrário das destilarias tradicionais, que operam durante 180 dias, as microdestilarias podem operar durante 330 dias por ano, resultado da utilização de duas matérias-primas que possuem períodos de colheita complementares, otimizando-se a utilização da infraestrutura instalada. Os valores monetários apresentados nesse estudo foram convertidos da moeda local (R\$) para dólar americano (USD) na cotação média de R\$ 2,00 para USD 1,00.

A microdestilaria em estudo possui capacidade de produção de 720 litros de etanol por dia, suficiente para suprir a demanda de transporte e trabalho mecânico agrícola (uso de trator) das pequenas propriedades rurais a ela relacionadas. Ainda, existe a possibilidade de comercialização do excedente com outras propriedades ou consumidores. A Tabela 15 resume as principais informações técnicas operacionais para a microdestilaria.

Tabela 15 – Considerações técnicas operacionais

Matéria-prima	Cana-de-açúcar	Sorgo sacarino
Capacidade industrial (L·dia ⁻¹) (kg·dia ⁻¹)	720 (583,9)	
Entrada de matéria-prima (ton·dia ⁻¹)	12,7	17,4
Dias de operação (dias)	240	90
Produção anual de etanol (L·ano ⁻¹)	172.800	64.800
Produção total de etanol (L·ano ⁻¹)	237.600	

Fonte: O autor (2014)

3.5.1 Determinação de custos e receitas

A composição do custo unitário do EHC (C_{Et}), em USD por litro de etanol, foi dividida em custo da matéria-prima (C_F), custo do investimento (C_I), custo de operação e manutenção (C_{OeM}) e receitas do coprodutos (C_{Co}), como utilizado por Sorapipatana e Yoosin (2011). A equação (7) resume a composição dos custos. Todas as parcelas que compõem a equação (7) correspondem ao custo total da parcela dividido pelo volume de etanol produzido anualmente.

$$C_{Et} = C_F + C_I + C_{OeM} - C_{Co} \quad (7)$$

O custo da matéria-prima (C_F) pode flutuar consideravelmente devido a problemas climáticos, custo do frete e condições de oferta/demanda. A fim de avaliar essas incertezas, considerou-se uma estimativa de variação de $\pm 50\%$ no preço da matéria-prima.

O custo do investimento (C_I) na microdestilaria compreende a aquisição de um terreno, a construção civil e os equipamentos. O investimento em equipamentos compreende uma moenda, dornas de fermentação, uma coluna de destilação contínua para $30 \text{ L}\cdot\text{h}^{-1}$ de etanol, bombas para transporte de líquido e todas as máquinas e dispositivos necessários ao funcionamento da microdestilaria, além de um sistema de biodigestão para o tratamento da vinhaça. Neste ponto o investimento divide-se em duas situações. A primeira situação reflete o custo do destilador tradicionalmente utilizado, configurado em duas colunas e a segunda situação refere-se ao destilador no formato construtivo do destilador piloto, construído conforme o modelo híbrido, avaliado neste estudo.

Os custos de operação e manutenção (C_{OeM}) compreendem os custos com insumos para o processo (leveduras, nutrientes, produtos químicos), utilidades (água, eletricidade e lenha para a caldeira), mão-de-obra, manutenção e seguros.

O preço de venda do bagaço (C_{Co}) foi estimado como sendo proporcional ao teor de açúcares que contém, ou seja, representa uma fração do preço da matéria-prima. Além disso, deve-se remunerar melhor o bagaço de sorgo sacarino por apresentar menor teor de lignina (Whitfield et. al, 2012), o que representa melhores propriedades para ração animal. O aproveitamento econômico do dióxido de carbono e da solução de leveduras não foi considerado nesse estudo.

As receitas de venda do etanol foram analisadas para dois cenários. No cenário 1, o etanol combustível e o bagaço são comercializados em uma cooperativa, não havendo incidência de impostos sobre esses produtos.

No cenário 2 considerou-se a comercialização desses produtos no mercado, havendo incidência de impostos sobre o EHC, conforme a Tabela 2 (página 42). A alíquota do imposto incidente sobre o bagaço é de 4,5 %, considerada somente para o Cenário 2. Por se tratar de uma pequena indústria tem uma taxaço diferenciada.

O preço do EHC deve cobrir os custos do processo, além de remunerar o investimento de forma a garantir um retorno mínimo de 12 % ao ano, que é a taxa mínima de atratividade (TMA) considerada. O preço final não pode exceder os valores praticados no mercado para o etanol e para a gasolina. Assim, existem dois limites de preço que devem ser obedecidos: o primeiro corresponde ao preço médio do etanol no mercado; o segundo, ao preço de gasolina de referência (PGR), que corresponde a 70 % do valor do preço da gasolina. Os preços médios do etanol combustível e da gasolina, verificados no Rio Grande do Sul no ano de 2012, foram de USD 1,21 e 1,40 por litro. Então, o PGR foi de USD 0,98 por litro. Uma vez que o PGR é menor que o preço do EHC, este será o preço de referência utilizado como parâmetro comparativo de competitividade do EHC produzido em pequena escala. Assim, se o preço final do etanol combustível produzido na microdestilaria for maior do que o PGR, não haverá viabilidade econômica para o empreendimento.

3.5.2 Análise de viabilidade econômica preliminar

A viabilidade econômica para os cenários 1 e 2, contemplando os dois tipos de equipamentos (destilador modelo tradicional e híbrido), foi avaliada em função da Taxa Interna de Retorno (TIR) e do Valor Presente Líquido (VPL). Para comprovar a viabilidade econômica através da TIR, utilizou-se a TMA como referência, obtendo-se assim o preço mínimo do EHC que deve ser praticado para que o projeto apresente viabilidade econômica. A TMA foi estimada com base no custo de capital, conforme proposto por Schroeder et al. (2005). Também foi avaliada a influência do custo da matéria-prima na viabilidade do projeto.

3.6 Prova de conceito do destilador piloto

O destilador piloto desenvolvido como objetivo do presente estudo foi avaliado a partir de prova de conceito, consistindo na avaliação de sua funcionalidade, na verificação de sua viabilidade técnica e na demonstração de seu potencial de uso.

A funcionalidade do destilador piloto foi avaliada mediante a análise dos parâmetros operacionais considerando a estabilidade operacional do sistema de destilação, englobando o destilador piloto e as utilidades (caldeira e sistema de arrefecimento). Essa atividade foi realizada com o auxílio do sistema supervisório que utiliza o software Elipse SCADA.

Tendo em vista as incertezas relativas às metodologias de cálculo utilizadas no dimensionamento, procedeu-se a uma série de experimentos cujo objetivo foi definir a região de operação em que o sistema de destilação apresentou melhores resultados, considerando-se a produtividade (litros de produto destilado por hora) e mínima concentração aceitável para o produto de topo (igual a 92,5% de etanol em massa, conforme resolução ANP nº 07/2011) e máxima concentração tolerável para o produto de fundo (limitada a 0,5% de etanol em massa para resultar em um percentual de recuperação de 92 %). A definição da região de operação dependeu do ajuste da vazão da corrente de alimentação combinada com a taxa de vaporização no refeedor (*boilup rate*), definida pela vazão de vapor de aquecimento. Dessa maneira, foi possível ajustar a operação do destilador obtendo-se a razão de refluxo como consequência daqueles ajustes, resultando na concentração para o produto de topo adaptada a tais condições. Foram coletadas amostras ao longo da operação em cada experimento, analisadas em um densímetro digital (DMA 4500, Anton Paar).

Ainda, os experimentos forneceram subsídios para o contínuo ajuste operacional e também adequação física do destilador piloto com vistas a satisfazer aquelas condições operacionais requeridas.

A viabilidade técnica e o potencial de uso foram avaliados a partir dos resultados obtidos da análise de funcionalidade do destilador piloto, considerando critérios quantitativos e qualitativos.

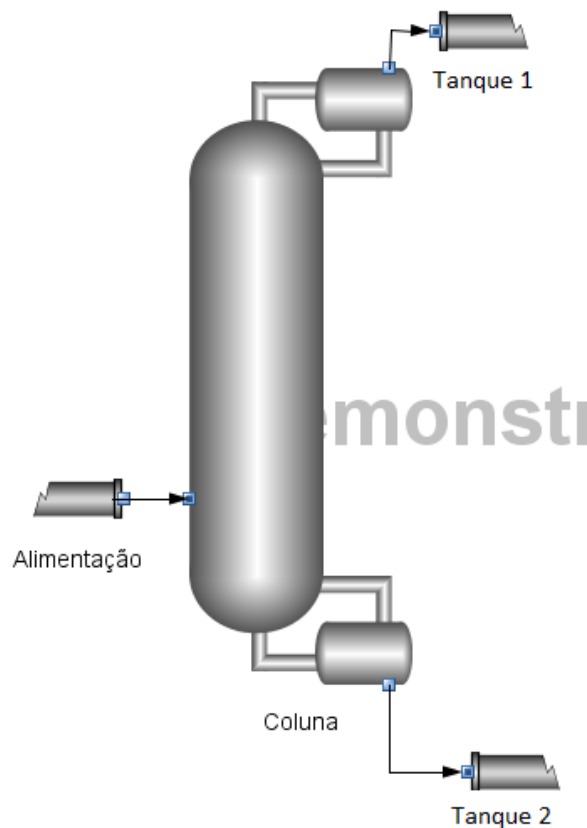
Os critérios quantitativos utilizados foram a produtividade de produto de topo, concentrações de produto de topo e de fundo, e perdas de etanol no vinhoto. Por sua vez, os critérios qualitativos envolveram a operacionalidade - considerando a facilidade e a estabilidade de operação, e o atendimento aos pré-requisitos definidos pela funcionalidade.

4. Resultados e Discussão

4.1 Simulação da destilação de etanol

A Figura 12 apresenta o fluxograma do processo de destilação para os casos estudados nas Etapas 1 e 2 da simulação, respectivamente, elaborados no software *iiSE*. As colunas utilizadas na simulação possuem refeedor e condensador total.

Figura 12 – Fluxograma do processo de destilação em uma coluna simulado no software *iiSE*.



Fonte: Elaborada pelo autor a partir do software *iiSE*.

As simulações de destilação da Etapa 1 (em uma única coluna) incluem a destilação da mistura binária e da mistura complexa, que contém alguns componentes presentes no óleo fúsel. Este processo é composto de uma alimentação, uma coluna de destilação e dois tanques de armazenamento, um para o produto de topo (Tanque 1) e outro para o produto de fundo (Tanque 2).

Na Etapa 1, a simulação do Caso 1 consistiu na avaliação da destilação da mistura binária, a fim de comparar com o processo na presença dos componentes presentes no óleo fúsel. A composição da alimentação utilizada foi apresentada na Tabela 12. A Tabela 16 apresenta os resultados obtidos para a Etapa 1 da simulação da destilação de mistura binária e complexa em uma coluna.

Tabela 16 – Resultados da Etapa 1 (Casos 1, 2 e 3) da simulação no software *iiSE*.

Parâmetro	Unidade	Etapa 1					
		Caso 1		Caso 2		Caso 3	
Número de estágios	-	24		24		32	
Estágio alimentação	-	16		16		24	
R	-	2,2		6,0		2,4	
F	kg·h ⁻¹	194,53		194,53		194,53	
D	kg·h ⁻¹	12,09		11,85		12,16	
B	kg·h ⁻¹	182,44		182,68		182,37	
T _{topo}	°C	78,34		78,44		78,52	
T _{fundo}	°C	106,81		106,47		108,36	
P _{topo}	atm	1		1		1	
P _{fundo}	atm	1,23		1,23		1,31	
P _p	atm	0,01		0,01		0,01	
Q _{condensador}	W	-10.162,28		-22.233,90		-11.173,25	
Q _{refervedor}	W	15.829,46		27.849,96		17.226,20	
Razão de recuperação	-	0,970		0,930		0,940	
Concentração (% em massa)		Topo	Fundo	Topo	Fundo	Topo	Fundo
Água		6,75	99,78	7,8346	99,58	8,91	99,62
Etanol		93,25	0,22	91,4977	0,4137	90,34	0,3746
Propanona		-	-	0,0196	0,00	0,0192	0,00
Propan-1-ol		-	-	0,1318	0,0025	0,1637	1,74E-04
Propan-2-ol		-	-	0,0017	0,00	0,0016	0,00
2-metilpropan-1-ol		-	-	0,498	2,80E-03	0,5308	0,00
Acetaldeído		-	-	0,0143	0,00	0,0025	0,00
3-metil-1-butanol		-	-	0,0023	1,50E-03	0,024	0,00
1-Butanol		-	-	0,00	2,68E-04	0,014	1,03E-04

Fonte: O autor (2014)

Ressalta-se que o resultado apresentado para o Caso 2 reflete as condições apresentadas no Caso 1, à exceção da razão de refluxo, aumentada a fim de obter-se uma maior concentração para o produto de topo, uma vez que se utilizando uma razão de refluxo igual a 2,2 obteve-se uma concentração para o produto de topo

igual a 90,2 % em massa de etanol. Análise similar foi aplicada ao Caso 3, mantendo-se uma razão de refluxo análoga, porém aumentando-se o número de estágios. Para o Caso 3, fazendo-se uso de uma razão de refluxo igual a do Caso 2, obteve-se uma concentração para o produto de topo igual a 91,3 % em massa de etanol.

Uma análise comparativa dos resultados para a simulação dos três casos da Etapa 1 indica que a presença dos componentes presentes no óleo fúsel dificultou a obtenção de etanol com a concentração em acordo com a legislação (mínimo de 92,5 % em massa). No Caso 1 foi possível obter essa concentração, mas nos Casos 2 e 3 isso não foi possível, mesmo fazendo uso de elevada razão de refluxo (Caso 2) ou de maior número de estágios (Caso 3).

Outro importante resultado foi que tanto a concentração quanto a vazão mássica dos componentes presentes no óleo fúsel foi maior no produto de topo, indicando uma tendência de esses produtos serem removidos nessa corrente. Isto era previsto para os compostos com temperatura de ebulição próxima ao do etanol (Tabela 10), mas também ocorreu para os componentes cuja temperatura de ebulição é maior, como o 1-butanol e o 3-metil-1-butanol, indicando a formação de azeótropos entre os constituintes da alimentação.

Por outro lado, foi possível ajustar as variáveis operacionais de maneira a restringir as perdas de etanol no produto de fundo, respeitando o limite máximo de concentração de 0,5 % em massa, definido no item 2.3.1.

As concentrações dos produtos de topo e fundo obtidas na simulação para o Caso 1 da Etapa 1 são similares ao resultado experimental otimizado apresentado por Mayer et al. (2013), o que valida a simulação da destilação da mistura binária. Nos resultados obtidos para o Caso 1 e por Mayer et al. (2013) objetivou-se a concentração do produto de topo superior a 92,5 % em massa e concentração do produto de fundo inferior a 0,5 % em massa, além da menor razão de refluxo possível.

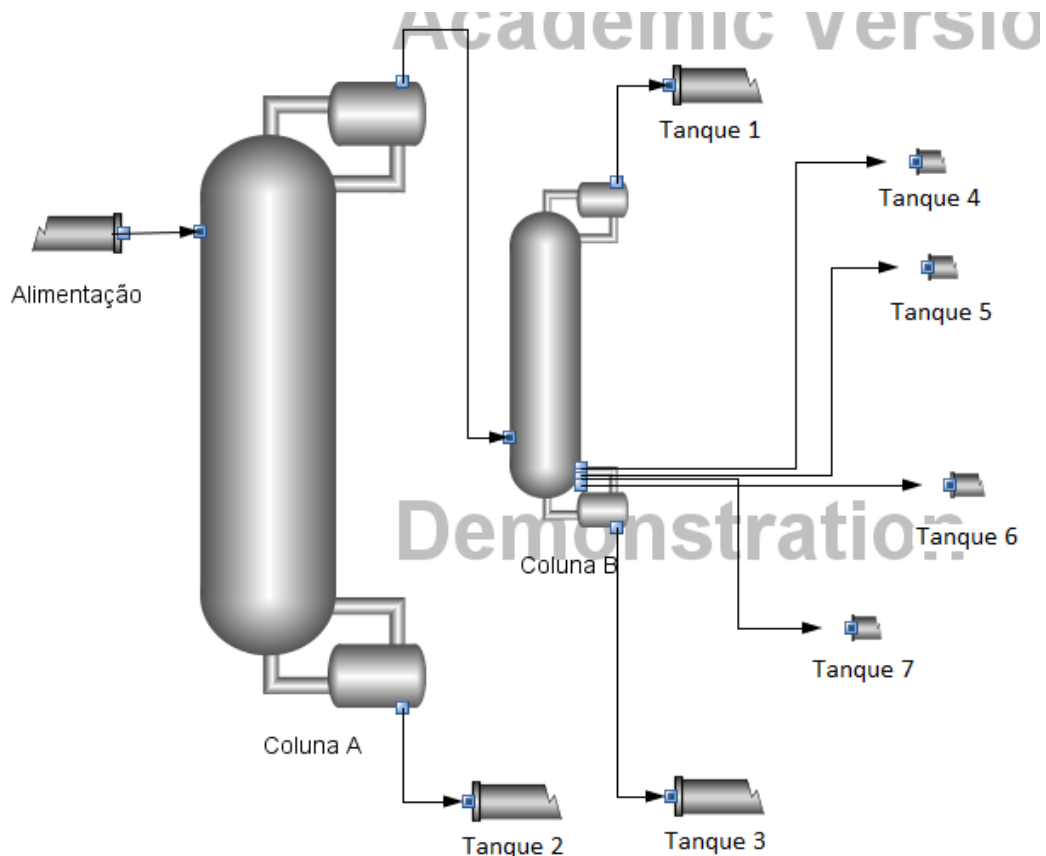
Dentre os três casos simulados, o Caso 1 apresentou a menor demanda energética no refeedor, indicando que a interferência dos componentes do óleo fúsel também afeta o consumo energético da separação. Outro resultado importante refere-se a que o aumento em 50 % no número de estágios do Caso 3 em relação ao Caso 2 resultou na redução do consumo energético em aproximadamente 40 %, o que pode impactar significativamente no projeto do destilador, visto que o custo do

aumento da altura física da coluna de destilação pode ser mais econômico que o custo operacional em manter-se uma elevada razão de refluxo.

As razões de recuperação obtidas para os três casos foram 97, 94 e 93 %, situando-se acima de 92 %, que é o valor resultante das concentrações de topo e fundo em conformidade com os limites previamente estabelecidos.

A Figura 13 apresenta o fluxograma do processo de destilação simulado na Etapa 2, que corresponde ao sistema tradicional de destilação em duas colunas, com retirada lateral de óleo fúsel. No sistema apresentado na Figura 13, a alimentação da coluna A é realizada na altura do estágio número 4.

Figura 13 – Fluxograma do processo de destilação em duas colunas com retirada lateral de óleo fúsel, simulado no software *iiSE*.



Fonte: Elaborada pelo autor a partir do software *iiSE*.

O produto de topo (líquido condensado) da coluna A é alimentado no estágio número 40 da coluna B. A coluna B é dotada de quatro retiradas laterais de óleo fúsel, alocadas nos estágios 46, 47, 48 e 49, pois correspondem aos estágios de

maior concentração de 3-metil-1-butanol. Estes estágios foram escolhidos a partir da análise do perfil de concentração de 3-metil-1-butanol fornecido pela simulação.

O resultado obtido para a simulação da Etapa 2 é apresentado na Tabela 17. Nesta simulação também se buscou otimizar a razão de refluxo para as colunas A e B, resultando em valores iguais a 2,0 e 3,0, respectivamente. A concentração de EHC (produto de topo da coluna B) ficou acima do limite mínimo, mesmo para o caso de as retiradas laterais de óleo fúsel serem nulas. De fato, as retiradas laterais não favoreceram a concentração do produto de topo, embora tenham resultado em menores perdas de etanol no produto de fundo.

Tabela 17 – Resultado da Etapa 2 da simulação no software *iiSE*.

Parâmetro	Unidade	Etapa 2			
		Coluna A	Coluna B		
Número de estágios	-	24	50		
Estágio alimentação	-	4	40		
R	-	2,0	3,0		
F	kg·h ⁻¹	194,53	14,38		
D	kg·h ⁻¹	14,38	12,54		
B	kg·h ⁻¹	180,15	1,08		
T _{topo}	°C	79,37	78,33		
T _{fundo}	°C	107,17	112,74		
P _{topo}	atm	1,00	1,00		
P _{fundo}	atm	1,23	1,49		
P _p	atm	0,01	0,01		
Q _{condensador}	W	-13.201,62	-13.141,71		
Q _{refervedor}	W	18.947,07	13.112,52		
Razão de recuperação	-	0,999			
Concentração (% em massa)		Topo	Fundo	Topo	Fundo
Água		18,2	100,00	6,62	100,00
Etanol		81,16	0,00	93,08	0,00
Propanona		0,0162	0,00	0,186	0,00
Propan-1-ol		0,1407	0,00	0,1593	0,00
Propan-2-ol		0,0014	0,00	0,0016	0,00
2-metilpropan-1-ol		0,4491	0,00	0,1074	0,00
Acetaldeído		0,0118	0,00	0,0136	0,00
3-metil-1-butanol		0,0204	0,00	0,00	0,00
1-Butanol		0,0034	0,00	0,00	0,00

Fonte: O autor (2014)

A Tabela 18 apresenta as características das retiradas laterais de óleo fúsel na coluna B. Os resultados apresentados nas Tabelas 17 e 18 mostram que mais de 90% do 3-metil-1-butanol é removido no produto de fundo da Coluna A, ao contrário dos Casos 2 e 3 da Etapa 1, em que este componente saiu majoritariamente no produto de topo. O mesmo comportamento foi observado para o 2-metilpropan-1-ol e para o 1-butanol. Isto se deve, provavelmente, à posição da alimentação, no topo da coluna A, o que resulta no esgotamento apropriado do etanol e na remoção desses compostos de maior temperatura de ebulição.

Tabela 18 – Características das retiradas laterais de óleo fúsel na coluna B para Etapa 2.

Parâmetro	Tanque 4	Tanque 5	Tanque 6	Tanque 7
Vazão da retirada lateral (kg·h ⁻¹)	0,2216	0,1816	0,1802	0,1802
Estágio	46	47	48	49
Concentração (% em massa)				
Água	75,16	98,94	100	99,96
Etanol	0,934	0,086	0,00	0,0059
Propanona	0,00	0,00	0,00	0,00
Propan-1-ol	0,11	0,008	0,00	0,00
Propan-2-ol	0,00	0,00	0,00	0,00
2-metilpropan-1-ol	22,30	0,914	0,00	0,027
Acetaldeído	0,00	0,00	0,00	0,00
3-metil-1-butanol	1,3	0,0374	0,00	0,00
1-Butanol	0,21	0,0121	0,00	0,00

Fonte: O autor (2014)

É necessário destacar que, na prática, as retiradas laterais implicam em uma nova etapa de separação, constituída de uma coluna de separação e outra de lavagem do etanol, a fim de recuperar o etanol removido com as correntes laterais. Entretanto, a simulação da Etapa 2 mostrou que a razão de recuperação de etanol foi elevada, com aproximadamente 100 % do etanol sendo removido na corrente de produto de topo da coluna B.

Ainda, em relação às retiradas laterais, também chama atenção a concentração de 2-metilpropan-1-ol na corrente do Tanque 4, atingindo 22,3 % em massa, embora essa retirada represente apenas 6,0 % do total de 2-metilpropan-1-ol alimentado ao processo.

Nas simulações realizadas, o aumento do número de estágios de 16 para 24 ou 32 estágios representa, verdadeiramente, uma diminuição da razão de refluxo utilizada. Esses estágios continuam sendo estágios teóricos, com eficiência de 100%. É importante esclarecer que, embora o número de estágios tenha sido corrigido pela eficiência, o número de estágios reais em uma situação real deverá ser ajustado de acordo com a eficiência do dispositivo de contato utilizado.

Por fim, as simulações realizadas mostraram que a obtenção de EHC, com concentração em acordo com a legislação, só é possível com a utilização do sistema de destilação em duas colunas. Entretanto, o processo de destilação em duas colunas requer maior investimento em equipamentos – em torno de 1,7 vezes mais (LIMANA, 2013), além do maior custo operacional – cerca de 2,3 vezes mais energia requerida nos refeedores (Tabelas 17). Esta grande diferença nos custos, entre outros fatores, motivou a análise experimental da influência da remoção do óleo fúsel na destilação do etanol, tema abordado no item 4.2.

4.2 Influência do óleo fúsel

A análise do problema da interferência do óleo fúsel na destilação do etanol foi dividida em duas etapas. A primeira corresponde à avaliação da interferência frente à condição ideal de operação, representada pelo refluxo total. Nessa condição a distribuição dos componentes é estável durante os experimentos, ou seja, não há possibilidade de acúmulo contínuo de substância (alcoóis superiores) em determinadas regiões do destilador. Os valores de concentração de destilado para os seis experimentos são apresentados na Tabela 19.

Através desses dados é possível observar que as soluções nº 4 e 5 apresentaram concentração de etanol acima do limite mínimo (92,5 % em massa) exigido pela Resolução ANP nº07/2011. Os demais experimentos apresentaram valores inferiores a esse limite, sendo que o valor mínimo de concentração foi obtido no teste realizado com a solução nº 1, indicando que a presença de 3-metil-1-butanol em concentrações acima de 0,3 % em massa (concentração utilizada no teste com a solução nº 5) pode comprometer a separação etanol/água.

Tabela 19 – Composição das amostras de destilado obtidas em refluxo total.

Solução	Etanol (% em massa)	Álcool superior (% em massa)			
		3-Metil-1-butanol	Propan-1-ol	2-Metilpropan-1-ol	Propan-2-ol
1	89,46	0,63	-	-	-
2	91,40	-	1,39	-	-
3	89,98	-	-	0,64	-
4	92,98	-	-	-	5,00
5	92,67	0,00	0,04	0,14	1,01
6	92,10	-	-	-	-

Fonte: O autor (2014)

A segunda etapa dos experimentos objetivou avaliar o comportamento da destilação das seis soluções em condições normais de operação (operação contínua). Os dados obtidos para a concentração média de etanol e a razão de refluxo para cada um dos seis experimentos em operação contínua são apresentados na Tabela 20. Em nenhum dos testes obteve-se concentração de etanol no destilado acima de 92,5 % em massa, indicando que o número de estágios de separação presentes na coluna de destilação foi insuficiente. A razão de refluxo medida durante os experimentos situou-se próxima a 3,0.

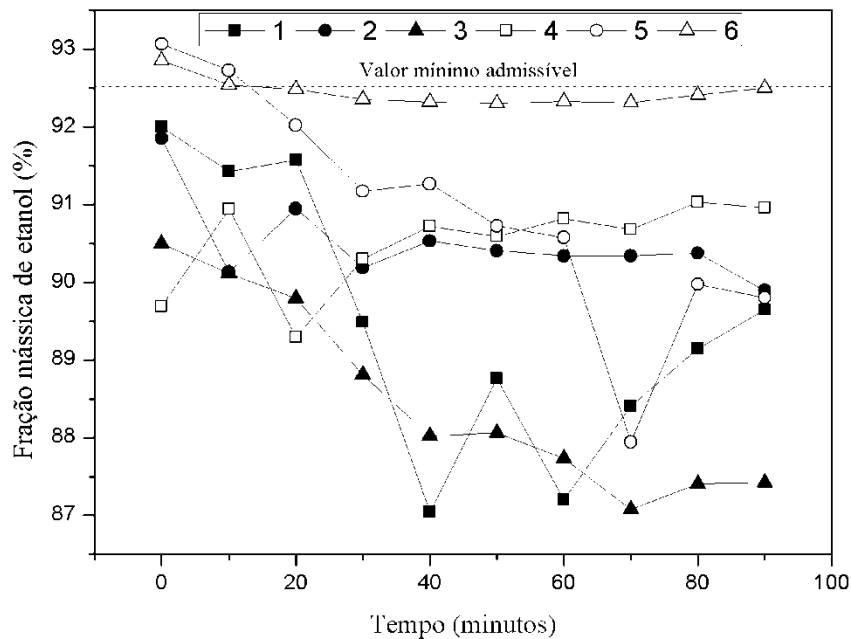
Tabela 20 – Concentração média (% em massa) para seis testes em operação contínua (produtos de topo e fundo).

Solução	Razão de refluxo		Etanol				3-Metil-1-butanol		Propan-1-ol		2-Metilpropan-1-ol		Propan-2-ol	
	Média	Desvio padrão	Topo	Desvio padrão	Fundo	Desvio padrão	Topo	Fundo	Topo	Fundo	Topo	Fundo	Topo	Fundo
1	3,3	0,32	89,26	1,57	1,99	0,90	0,14	0,11	-	-	-	-	-	-
2	2,7	0,41	90,50	0,55	2,84	1,15	-	-	0,74	0,13	-	-	-	-
3	2,9	0,30	88,47	1,18	2,83	0,72	-	-	-	-	0,19	0,06	-	-
4	3,6	0,21	90,50	0,58	2,28	0,96	-	-	-	-	-	-	4,95	0,00
5	3,0	0,30	90,76	1,35	2,79	1,02	0,00	0,00	0,11	0,00	0,04	0,00	1,79	0,00
6	2,9	0,21	92,44	0,17	1,33	0,65	-	-	-	-	-	-	-	-

Fonte: O autor (2014)

Outro fator importante a ser analisado refere-se ao comportamento da concentração de etanol no destilado durante a destilação, cujos valores são apresentados na Figura 14.

Figura 14 – Comportamento da concentração do produto destilado durante a operação em regime contínuo para as seis soluções.



Fonte: O autor (2014).

A destilação da solução nº 6 apresentou-se mais estável durante todo o tempo, enquanto que os experimentos de 1 a 5 mostraram que a destilação exigiu um intervalo de tempo maior para que o processo atingisse o estado estacionário, provavelmente devido à dificuldade de estabilização das composições ao longo do destilador na presença de alcoóis superiores. Conforme Webb e Ingraham (1963), a água forma azeótropos com todos os alcoóis analisados nos experimentos, para uma faixa de concentração de água desde 4,0 até 49,6 % em massa.

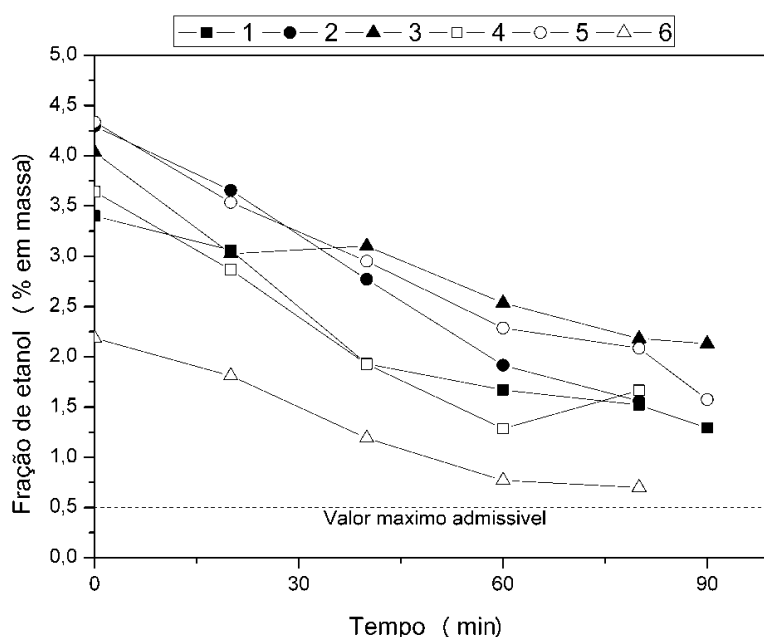
Observa-se que a concentração dos alcoóis superiores no produto de topo possui, conforme mostrado nas Tabelas 19 e 20, um comportamento relacionado com a temperatura de ebulição. Quanto menor a temperatura de ebulição do álcool superior, maior foi sua concentração no produto de topo. É importante ressaltar que

esse comportamento pouco informa sobre a formação de azeótropo com os outros componentes durante a destilação.

Em relação ao produto de fundo verifica-se que, conforme a Tabela 20, os valores de concentração de etanol são elevados, pois o máximo recomendado por Batista e Meirelles (2011) é de 0,02 % em massa. Mayer (2010) indica que 0,5 % em massa seria o valor máximo recomendável devido às excessivas perdas de etanol no produto de fundo. A elevada concentração deve-se, possivelmente, à influência dos alcoóis superiores, conforme citado por Russel (1998). Há que se notar, entretanto, que a própria solução nº 6 (etanol + água) apresentou uma elevada concentração de etanol no produto de fundo.

Isto pode ser explicado pelo fato de os testes terem sido alimentados através de carga inicial no refeedor, resultando em elevada concentração de etanol na corrente de fundo. Este efeito fica evidente no gráfico da Figura 15, em que se observa a diminuição gradual da concentração de etanol no produto de fundo durante a destilação. De posse dessa informação é possível afirmar que o número de estágios de separação na seção de esgotamento foi insuficiente, ou que o tempo despendido na destilação não foi suficiente para esgotar o etanol do refeedor.

Figura 15 – Comportamento da concentração do produto de fundo durante a operação em regime contínuo para as seis soluções.



Os resultados confirmaram que a presença de alcoóis superiores durante a destilação influencia a concentração dos produtos de topo e fundo. Entretanto, estes alcoóis não impedem a obtenção de EHC com a concentração de etanol em conformidade com a legislação, enquanto a concentração de alcoóis superiores permanecer abaixo de 0,3 % em massa (solução 5). O principal desafio levantado pelos experimentos é a elevada perda de etanol no produto de fundo. As informações coletadas sugerem que este problema pode resultar do número insuficiente de estágios de separação e não da influência dos componentes do óleo fúsel, pois a mistura de referência (etanol + água) mostrou um comportamento similar.

É importante notar que a concentração de alcoóis superiores na alimentação foi superestimada, de maneira que a influência desses componentes na destilação tende a ser menor que a observada.

A partir dos dados obtidos experimentalmente pode-se afirmar que, ao contrário do que mostraram as simulações, não há necessidade de remoção do óleo fúsel durante a destilação de etanol para fins carburantes. A eliminação dessa etapa reduziria o investimento e os custos operacionais significativamente. Esta afirmação é suportada pelo fato de a legislação que regula a comercialização de EHC não impor limites sobre o conteúdo de alcoóis superiores. Assim, a restrição quanto à presença desses alcoóis depende apenas de sua influência no desempenho dos motores. As simplificações construtivas e operacionais a partir desses resultados podem ajudar na viabilização técnica e econômica da produção de etanol em pequena escala.

4.3 Dimensionamento do destilador piloto

Tendo em vista os resultados obtidos na simulação (item 4.1) e na avaliação experimental da destilação (item 4.2), foi dado prosseguimento ao projeto da unidade de destilação. O projeto envolveu a determinação do número de estágios de separação e o dimensionamento propriamente dito, que influenciado pelas condições da separação requerida, teve por objetivo determinar o diâmetro e a altura

das seções da torre de destilação. Esse cálculo envolveu a definição da geometria do prato e do recheio empregado, bem como as características operacionais.

A definição das características da torre foi necessária para o dimensionamento, embora o equipamento de destilação tenha sido construído de forma a permitir a alteração de seus dispositivos de contato e das vazões de líquido e vapor.

4.3.1 Considerações sobre o dimensionamento

Por tratar-se de um destilador híbrido, a unidade piloto foi dimensionada em duas etapas. A primeira etapa, referente à seção de esgotamento, foi dimensionada para a utilização de pratos perfurados sem *downcomer*, enquanto que a segunda foi dimensionada para a utilização de anéis de Raschig na seção de retificação.

A Tabela 21 apresenta os dados iniciais utilizados no dimensionamento. Todas as vazões foram calculadas a partir da estimativa de produção de 15 L·h⁻¹ de etanol combustível.

Tabela 21 – Estimativa das vazões e concentrações para as correntes do destilador piloto

Corrente	Vazão		Concentração de etanol	
	Volumétrica (L·h ⁻¹)	Mássica (kg·h ⁻¹)	% em volume	% em massa
Destilado	15,0	12,2	95,3	92,6 (mínimo)
Carga (alimentação)	202,6	204,9	7,5	6,0
Produto de fundo	192,0	192,7	0,65	0,5 (máximo)

Fonte: O autor (2014)

A concentração de etanol na alimentação representa valores médios encontrados em vinhos fermentados de cana-de-açúcar (DIAS et al., 2009; MAYER; HOFFMANN; HOFFMANN, 2013). O destilado, por sua vez, refere-se à mínima concentração de etanol exigida pela legislação (ANP, 2011). A máxima concentração de etanol admitida no produto de fundo foi baseada em Mayer et al. (2013).

As variáveis operacionais utilizadas no dimensionamento do destilador piloto são apresentadas na Tabela 22. A razão e a condição de refluxo foram obtidas em Mayer et al. (2013), pois representam condições operacionais otimizadas, considerando-se as concentrações apresentadas na Tabela 21.

Tabela 22 – Variáveis operacionais do destilador piloto.

Razão de refluxo	2,2
Condição do refluxo	Líquido sub-resfriado ($T = 80^{\circ}\text{C}$)
Número de estágios de retificação	12
Número de estágios de esgotamento	4

Fonte: O autor (2014)

Com base nos valores apresentados nas Tabelas 21 e 22 foi possível estimar o número de estágios teóricos para as duas seções do destilador, conforme apresentado na Tabela 23. Conforme indicado por Kister (1992), as vazões máximas nas seções de retificação e esgotamento são as mais importantes por que definem as condições limites utilizadas no cálculo do diâmetro de cada seção. As vazões máximas na seção de retificação e na de esgotamento são encontradas nos estágios 1 e 13, respectivamente.

Tabela 23 – Dados operacionais calculados para o destilador piloto.

Estágio teórico	Fração mássica		Temperatura (°C)	Massa molar (g.mol ⁻¹)		<i>L</i> (kg·h ⁻¹)	<i>G</i> (kg·h ⁻¹)
	líquido	vapor		líquido	vapor		
1	0,9175	0,9502	78,0	40,77	41,58	26,85	39,65
2	0,9055	0,9448	78,1	40,11	41,06	26,42	39,16
3	0,8945	0,9435	78,2	39,52	40,69	26,03	38,81
4	0,8832	0,9392	78,4	38,93	40,25	25,64	38,39
5	0,8691	0,9375	78,6	38,22	39,81	25,17	37,97
6	0,8374	0,9528	78,9	36,72	39,29	24,18	37,47
7	0,8342	0,9335	78,9	36,57	38,78	24,09	36,98
8	0,8107	0,9334	79,1	35,54	38,19	23,41	36,42
9	0,7594	0,9547	79,5	33,47	37,45	22,05	35,72
10	0,7355	0,9360	79,6	32,59	36,57	21,47	34,87
11	0,6403	0,9604	80,6	29,49	35,24	19,43	33,61
12	0,4204	1,0309	82,8	24,19	33,18	15,93	31,64
13	0,1903	0,9395	87,8	20,36	29,64	466,62	363,00
14	0,0521	0,4558	95,2	18,59	23,16	426,09	283,59
15	0,0133	0,1201	98,0	18,15	19,33	415,96	236,67
16	0,0127	0,0133	98,1	18,14	18,15	415,79	222,23

Fonte: O autor (2014)

4.3.1.1 Seção de esgotamento

O dimensionamento da seção de esgotamento a partir da utilização de pratos perfurados sem *downcomer* foi realizada através de duas correlações que empregam o critério do ponto de inundação. A Tabela 24 apresenta os valores obtidos para o dimensionamento da seção de esgotamento a partir da aplicação das correlações de Fair e de Garcia e Fair.

O dimensionamento através da correlação de Fair não considera a área de borbulhamento. A correlação de Fair que foi utilizada no dimensionamento foi elaborada especificamente para pratos perfurados, com espaçamento de 305 mm, conforme a Figura 8, resultando em um diâmetro de 0,35 metros. Os resultados obtidos para a aplicação da correlação de Garcia e Fair mostraram diâmetros menores, iguais a 0,273 e 0,254 metros, para frações de áreas perfuradas de 19 e 29 %, respectivamente. Observa-se que ambas as aplicações das correlações objetivaram dimensionar a seção de esgotamento para manipular uma vazão

máxima de líquido e vapor de 466,62 e 363,00 kg·h⁻¹, respectivamente, indicando a correlação de Fair como a mais conservativa.

Tabela 24 – Resultados do dimensionamento da seção de esgotamento.

Parâmetro	Unidade	Correlação		
		Fair	Garcia e Fair	
Parâmetro de vazão	-	0,0341	0,0344	
Espaçamento entre pratos	mm	305	610	
Fração de área livre	%	-	19%	29%
Fator-C (ou C_{SB})	m.s ⁻¹	0,064	0,108	0,125
Velocidade de inundação	m.s ⁻¹	2,545	4,039	4,661
Área de borbulhamento	m ²	0,093	0,059	0,051
Diâmetro da torre	m	0,344	0,273	0,254
Altura da seção	m	1,22	2,44	

Fonte: O autor (2014)

Neste mesmo sentido, ressalta-se que a definição da área de borbulhamento é importante na medida em que ela afeta diretamente a velocidade do vapor, o que interfere no arraste e no desenvolvimento da inundação sobre o prato.

Conforme a Tabela 24, para o caso da aplicação da correlação de Garcia e Fair, a velocidade do vapor em que ocorre a inundação é cerca de 15 % menor para a fração de área perfurada de 19 %, ou seja, nesse caso, a seção apresentaria menor capacidade caso fosse mantido o mesmo diâmetro da seção.

Além disso, o espaçamento entre pratos também é muito importante na eficiência do estágio, pois ele deve corresponder a altura da espuma sobre o prato, a altura da região das grandes gotas e a altura da região de separação de gotas. Assim, o espaçamento entre pratos deve ser suficiente para permitir a transferência de massa entre as fases e a adequada separação entre as fases. Para o caso do dimensionamento através da correlação de Garcia e Fair, se o espaçamento for menor que 610 mm, poderá ocorrer a chamada inundação por arraste, indicando que a velocidade do vapor não é compatível com o espaçamento adotado.

Essas considerações foram feitas sem mencionar o erro contido nas duas correlações utilizadas, que não indicam o diâmetro mínimo da seção transversal para o qual a correlação é válida. Essa incerteza sugere um aprofundamento no estudo do comportamento de pratos perfurados sem *downcomer* para o diâmetro

estudado. Ainda, o cálculo da altura da seção de esgotamento desconsiderou a eficiência do prato, assunto que será abordado no item 4.4.

4.3.1.2 Seção de retificação

O diâmetro da seção de retificação foi determinado utilizando-se o critério de “queda de pressão recomendada” (CALDAS et al., 2007), aplicando-se a correlação proposta por Kister (1992) e a proposta por Strigle (1994). As características dos recheios utilizadas no dimensionamento são apresentadas na Tabela 25.

O motivo de calcular o diâmetro para dois tipos de recheio, com tamanhos e materiais construtivos diferentes teve por objetivo examinar o resultado obtido para o diâmetro calculado. A correlação de Kister (1992) foi aplicada para o menor recheio randômico do tipo plástico apresentado por esse autor, que foram os anéis Pall de 1”. É importante ressaltar que a busca inicial foi por anéis de Raschig em função de seu menor custo, embora de menor eficiência. Dessa forma, buscou-se o dimensionamento por outra correlação, aplicando-se, assim, a correlação proposta por Strigle (1994) para anéis de Raschig de ½”, neste caso de material metálico.

Tabela 25 – Características do recheio utilizado no dimensionamento do destilador piloto

Tipo de recheio	Anéis Pall	Anéis de Raschig
Material	Plástico	Metal
Diâmetro (in / mm)	1” / 25,0	½” / 12,7
Densidade mássica (kg·m ⁻³)	71 ^a	746
Densidade de unidades (peças·m ⁻³)	50.220 ^a	402.590
Área superficial (m ²)	206 ^a	422,0
Porosidade	90 ^a	84
Fator de empacotamento (F _p)	55	300
Referência	Kister (1992)	Caldas et al. (2007)

^aDados obtidos em Caldas et al. (2007).

A Tabela 26 apresenta os resultados do dimensionamento da seção de retificação, obtidos pela aplicação das duas correlações. Observa-se que o valor para o diâmetro obtido através da correlação de Strigle (1994) é duas vezes maior

que o diâmetro calculado a partir da aplicação da correlação de Kister (1992), possivelmente devido à diferença entre as características dos recheios.

Tabela 26 – Resultados do dimensionamento da seção de retificação.

Parâmetro	Unidade	Correlação	
		Kister (1992)	Strigle (1994)
Parâmetro de vazão	-	0,0303	
Parâmetro de capacidade	m.s ⁻¹	1,75	0,54
Tipo de recheio	-	Anéis Pall 1"	Anéis de Raschig ½"
Fator de empacotamento	-	55	300
Fator-C	m.s ⁻¹	0,074	0,020
Velocidade superficial do vapor	m.s ⁻¹	1,68	0,46
CFS	m ³ .s ⁻¹	0,00758	
Área da seção transversal	m ²	0,0045	0,0165
Diâmetro da torre	mm	76	145

Fonte: O autor (2014)

Dessa forma, a escolha pelo maior diâmetro resultará em um equipamento mais versátil do ponto de vista da manipulação de maiores vazões, desde que o recheio utilizado seja condizente com a capacidade operacional e com a eficiência.

A altura da seção de retificação foi determinada através da Equação 6 (item 3.3), que é função da altura equivalente ao prato teórico (*HETP*). Assim, definiu-se o valor da *HETP* através da indicação feita por Walas (1990) e por Kister (1992), em que a *HETP* para torres com diâmetro menor que 0,61 metro deve ser maior ou igual ao diâmetro da torre.

A Tabela 27 apresenta os resultados para o dimensionamento da altura de leito recheado. Observa-se que a relação entre os diâmetros da coluna e do recheio, obtido através da correlação de Kister (1992), está fora da faixa recomendada, situada entre 8 e 30 vezes (ver item 2.3.3).

O valor obtido para essa relação ($D_{\text{torre}}/D_{\text{recheio}}=1,50$) indica que o tamanho do recheio utilizado está acima do necessário, o que implicaria em um novo cálculo a partir de um recheio de menor dimensão característica - anéis Pall ½", não contemplados por essa correlação.

Tabela 27 – Cálculo da altura da seção de retificação.

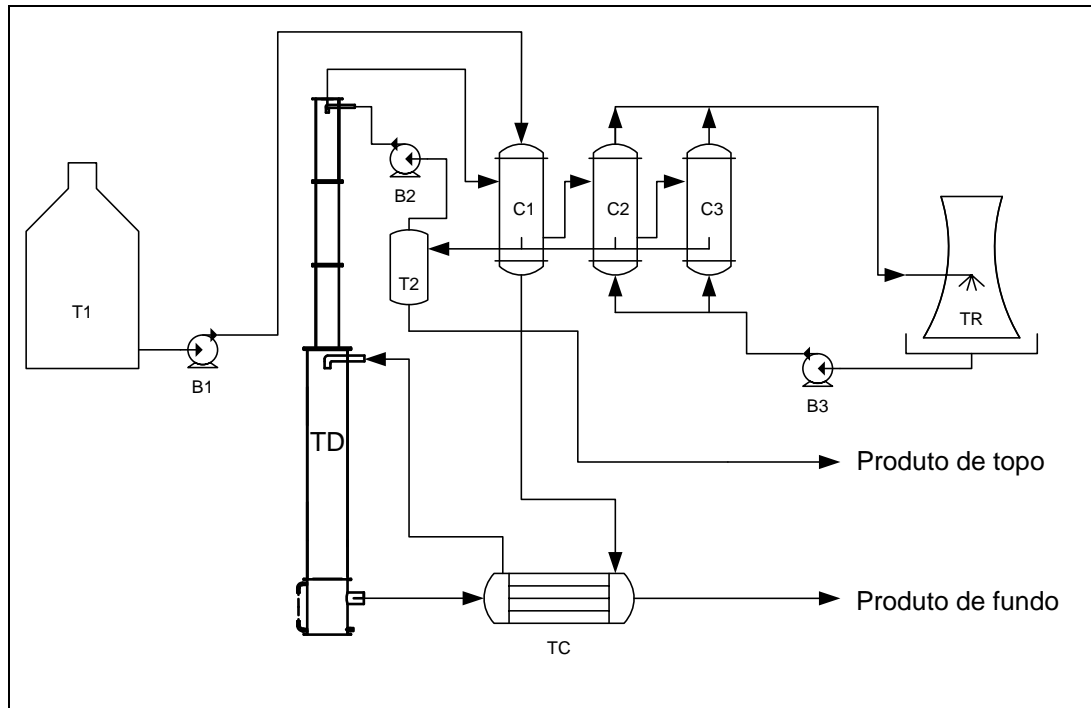
Parâmetro	Correlação	
	Kister (1992)	Strigle (1994)
Diâmetro da torre (mm)	76	145
HETP (mm)	76	145
Altura do leito (m)	0,9	1,7
Número de redistribuidores	2	2
Relação $D_{\text{torre}}/D_{\text{recheio}}$	1,5	11,4

Fonte: O autor (2014)

4.3.2 Fluxograma do sistema piloto de destilação

A Figura 16 apresenta o diagrama operacional do destilador piloto. A alimentação, proveniente do tanque T1 é utilizada para condensar os vapores hidroalcoólicos no condensador C1, sendo, então, pré-aquecida. Após, a alimentação recebe calor no trocador de calor do produto de fundo (TC) e assim é enviada à torre de destilação (TD). Como mencionado, os vapores hidroalcoólicos são condensados nos condensadores C1, C2 e C3. Parte do condensado retorna à coluna como refluxo e o restante é removido como produto de topo. Os condensadores C2 e C3 são refrigerados com água proveniente da torre de resfriamento (TR). A torre de destilação é dotada de sensores de pressão e temperatura ao longo do equipamento para permitir o acompanhamento e controle da operação.

Figura 16 – Fluxograma operacional do destilador piloto.



Legenda: B1, B2 e B3 – bombas centrífugas; C1 – condensador e pré-aquecedor da alimentação; C2 e C3 condensadores; T1 – tanque de alimentação; T2 – tanque para armazenamento de destilado; TC – trocador de calor/pré-aquecedor da alimentação; TD – torre de destilação; TR – torre de resfriamento.

Fonte: O autor (2014)

4.4 Construção e montagem do destilador piloto

A construção do destilador piloto foi fundamentada no dimensionamento explicitado no item 4.3. Com base na discussão previamente exposta nesse item, os resultados apresentam muitas incertezas quanto aos valores obtidos para o diâmetro e para a altura das seções da torre, isto, devido à natureza das correlações empíricas. Mesmo as correlações desenvolvidas para um tipo específico de dispositivo de contato podem apresentar erro quando aplicadas a uma separação de uma mistura com propriedades diferentes daquelas para as quais a correlação foi desenvolvida. Assim, o próprio desenvolvimento do destilador piloto requereu a confirmação dos resultados obtidos nos cálculos, o que implicou no levantamento das características hidrodinâmicas dos dispositivos de contato.

Dessa maneira, os resultados do dimensionamento foram utilizados no projeto e construção de um destilador que permitisse versatilidade operacional, com a característica principal de permitir modificações nos dispositivos de contato de maneira a fornecer dados operacionais que possibilitassem a validação dos modelos fluidodinâmicos descritos nos itens C.1 e C.2 do Apêndice C. Portanto, a definição dos diâmetros das seções de esgotamento e retificação recaiu para os valores mais conservativos, ou seja, para o maior valor obtido para o diâmetro através da aplicação das correlações para tais seções. É importante notar que essas correlações não envolvem diretamente a eficiência do dispositivo, limitando-se a informar a melhor condição de operação para as vazões manipuladas. Conseqüentemente, a versatilidade desejada para o destilador piloto também deve permitir a pesquisa do comportamento da eficiência frente às outras características fluidodinâmicas.

A Tabela 28 apresenta as principais características construtivas do destilador piloto baseadas no dimensionamento descrito na seção 4.3. Para a seção de esgotamento, optou-se pela avaliação de três diferentes conjuntos de pratos perfurados sem *downcomer*, cada qual com características construtivas específicas. Esses pratos possuem fração de área perfurada de 20 e 30%, além de furos com diâmetros de 5, 8 e 16 mm, totalizando seis conjuntos de pratos. A fim de facilitar o manuseio e a troca desses pratos adotou-se o sistema de pratos do tipo cartucho, conforme descrito por Sands (2006). Ainda, esses conjuntos apresentam a possibilidade de modificação no espaçamento entre os pratos, multiplicando as possibilidades de configuração.

Tabela 28 – Principais características construtivas do destilador piloto.

Seção da torre	Esgotamento	Retificação
Tipo de dispositivo de contato	Prato perfurado sem <i>downcomer</i>	Anéis de Raschig
Área da seção (m ²)	0,0931	0,0314
Diâmetro da torre (m)	0,35	0,20
Altura da seção (m)	2,00	2,16

Fonte: O autor (2014).

Da mesma forma, optou-se pela utilização de anéis de Raschig na seção de retificação devido ao baixo custo de sua construção. O leito recheado foi dividido em

três seções flangeadas dotadas de suporte para recheio na base de cada seção. Na junção entre essas seções foi instalado um redistribuidor de líquido do tipo “roseta”, a fim de minimizar a formação de caminhos preferenciais no leito recheado.

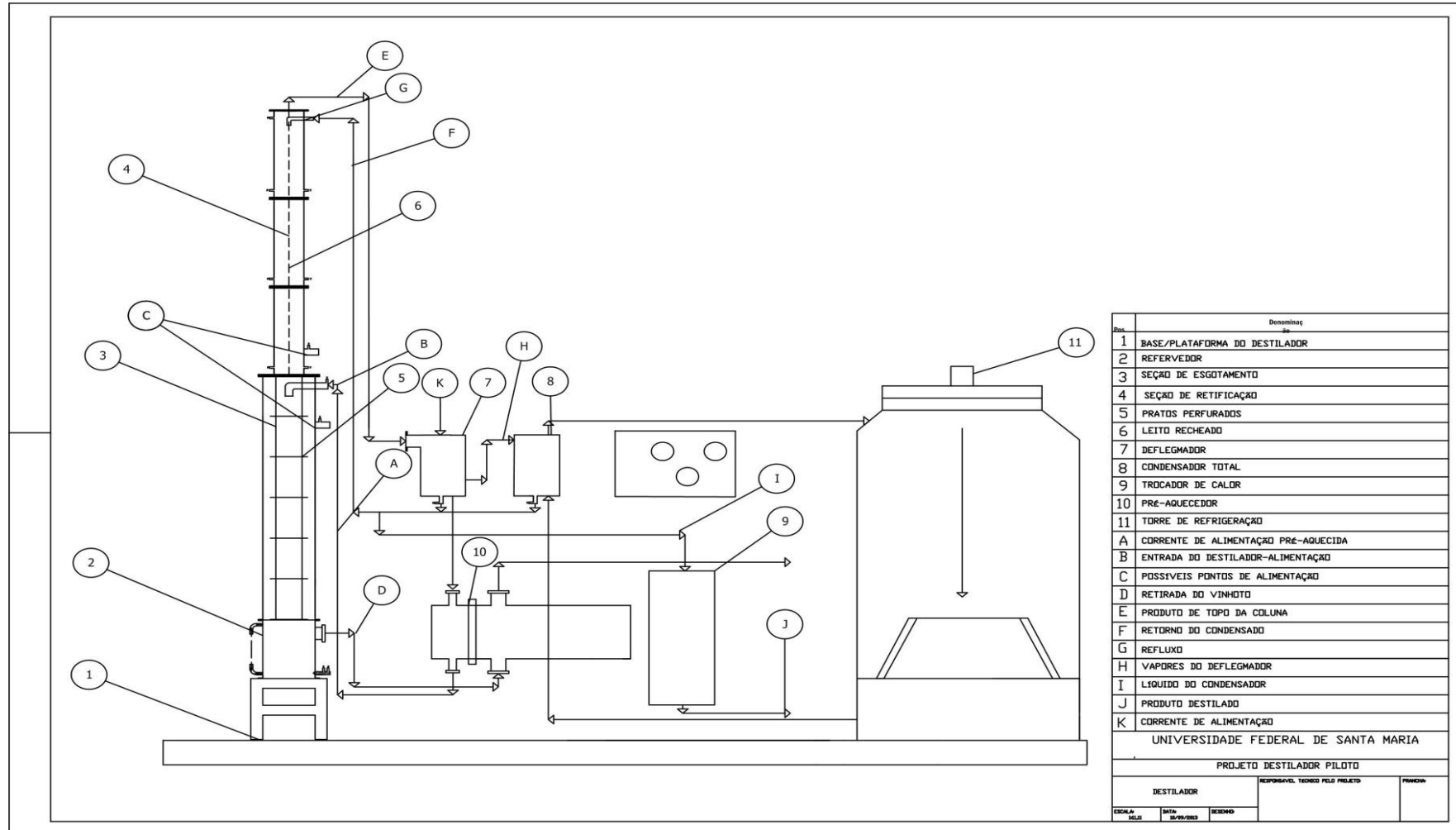
A Tabela 29 apresenta as características dos pratos perfurados sem *downcomer* empregados no destilador piloto. O sistema de destilação piloto, detalhado nas Figuras 17 e 18, foi fabricado pela empresa Limana Polisserviços Ltda., de Jaguari – RS, seguindo as informações das Tabelas 29 e 30 e Tabela 39 do Apêndice D. O desenho dos pratos perfurados sem *downcomer*, cujas características estão listadas na Tabela 29, é apresentado na Figura 19, onde está detalhado o arranjo triangular dos furos, em um ângulo de 60°. O número de furos foi calculado a partir da relação entre a área perfurada e a área do furo.

Tabela 29 – Características dos pratos perfurados sem *downcomer*.

Parâmetro	Unidade	Tipo de prato					
		1	2	3	4	5	6
Diâmetro do furo	mm	5	5	8	8	16	16
Área do furo	m ²	1,96.10 ⁻⁵	1,96.10 ⁻⁵	5,03.10 ⁻⁵	5,03.10 ⁻⁵	2,01.10 ⁻⁵	2,01.10 ⁻⁵
Fração de área perfurada	%	20	30	20	30	20	30
Área perfurada	m ²	0,0192	0,0289	0,0192	0,0289	0,0192	0,0289
Passo do furo	mm	10,61	8,66	16,97	13,86	33,94	27,71

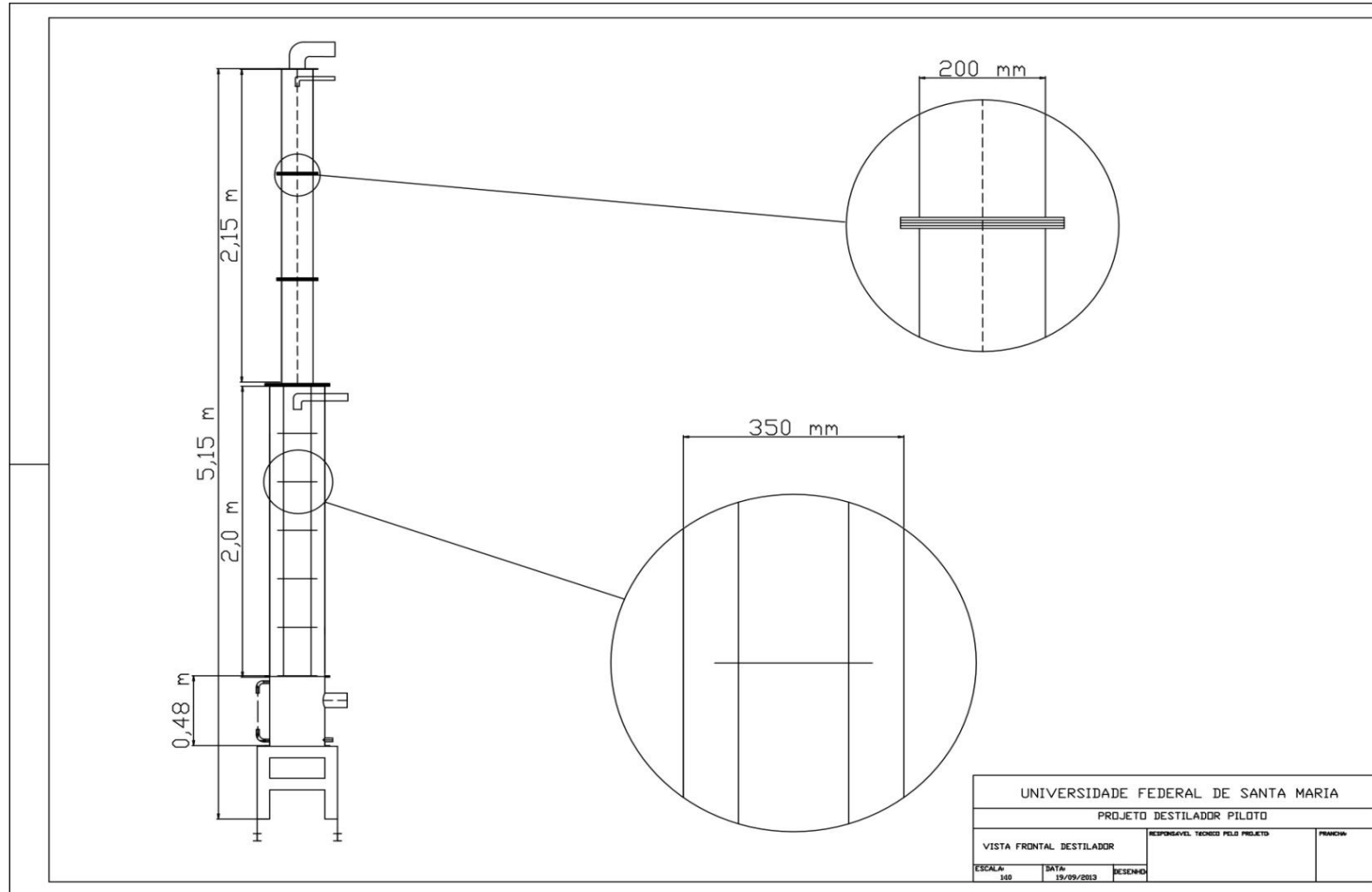
Fonte: O autor (2014)

Figura 17 – Planta do fluxograma do sistema piloto de destilação.



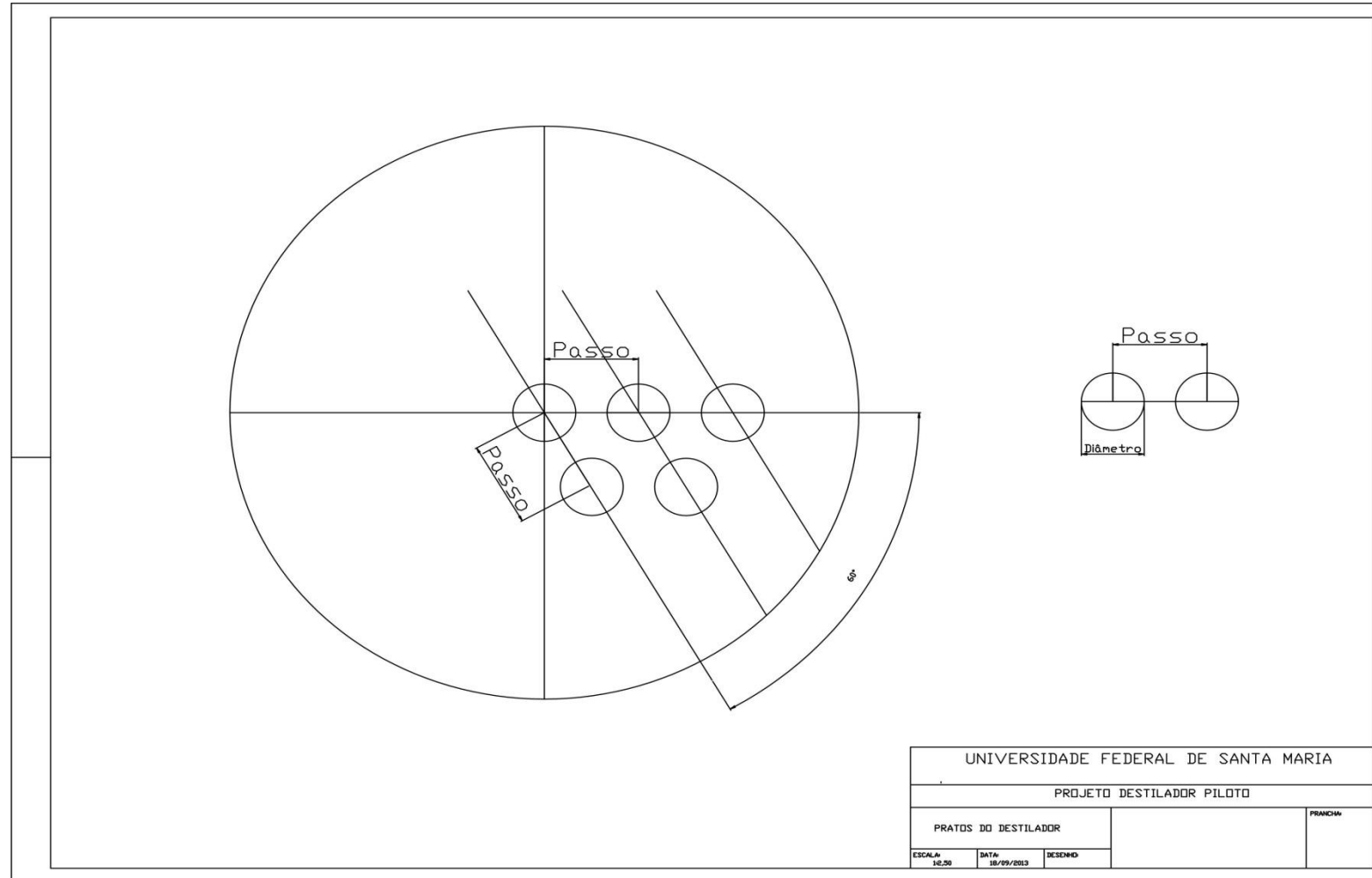
Fonte: O autor (2014)

Figura 18 – Detalhe das seções de esgotamento e retificação do destilador piloto.



Fonte: O autor (2014)

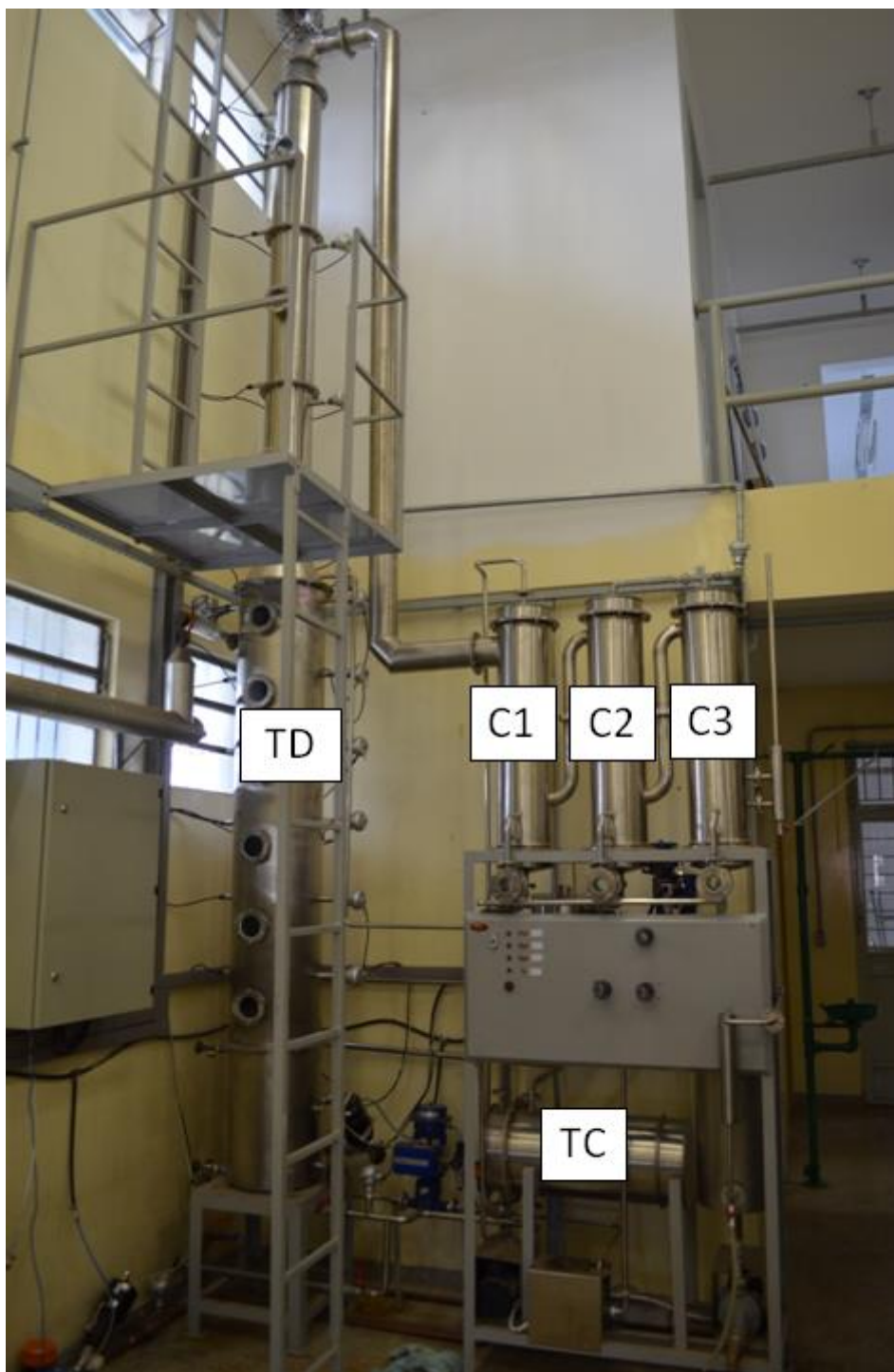
Figura 19 – Projeto do prato perfurado sem *downcomer*.



Fonte: O autor (2014)

Os equipamentos que formam o sistema de destilação foram instalados no Laboratório do Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Processos (PPGEPro), na UFSM, conforme a Figura 20.

Figura 20 – Destilador piloto instalado no Laboratório do PPGEPro (TD – torre de destilação; C1, C2 e C3 – condensadores; TC – trocador de calor).



Fonte: O autor (2014)

4.5 Análise de viabilidade econômica preliminar

A viabilidade econômica para os cenários 1 e 2, descritos no item 3.4, foi avaliada em função da TIR (taxa interna de retorno) e do VPL (valor presente líquido). Para comprovar a viabilidade econômica através da TIR, utilizou-se a TMA como referência, obtendo-se assim o preço mínimo do EHC que deve ser praticado para que o projeto apresente viabilidade econômica mínima igual à TMA (taxa mínima de atratividade). A análise está dividida entre a apresentação dos custos de produção de etanol e a viabilidade econômica de uma microdestilaria para os dois possíveis cenários.

4.5.1 Custos

O custo da matéria-prima (C_F) reflete os valores praticados por fornecedores de cana-de-açúcar para agroindústrias de fabricação de açúcar mascavo, melado e cachaça (LIMANA, 2013). O preço do sorgo sacarino foi estimado como sendo o mesmo da cana-de-açúcar, pois não possui um preço de referência uma vez que não é uma cultura utilizada como matéria-prima industrial. Alguns produtores utilizam o sorgo sacarino para a produção de silagem de inverno e, principalmente, para a produção do sorgo em grãos, rico em amido. Os preços e os custos médios (C_F) estimados para a matéria-prima são apresentados na Tabela 30.

Tabela 30 – Preços ($\text{USD}\cdot\text{t}^{-1}$) e custos ($\text{USD}\cdot\text{L}^{-1}$) mínimo, médio e máximo da matéria-prima.

Custos	Mínimo		Médio		Máximo	
	$\text{USD}\cdot\text{t}^{-1}$	C_F	$\text{USD}\cdot\text{t}^{-1}$	C_F	$\text{USD}\cdot\text{t}^{-1}$	C_F
Matéria-prima	13,75	0,27	27,50	0,53	41,25	0,80

Fonte: O autor (2014)

A Tabela 31 resume os investimentos necessários nos diferentes setores do projeto, para os dois modelos de destiladores. A lista de equipamentos e serviços de montagem, instalação e pré-operação (treinamento) está detalhada no Apêndice E.

A diferença de investimento para os equipamentos necessários às destilarias do modelo tradicional e híbrido equivale unicamente ao menor custo do destilador híbrido, equivalente a 65% do custo do modelo tradicional. Conforme especificado pelo fabricante, essa diferença equivale a USD 17,5 mil (LIMANA, 2013).

Tabela 31 – Investimentos em uma microdestilaria para os dois modelos de destilador.

Investimento	Valor (USD)	
	Modelo tradicional	Modelo híbrido
Terreno (0,5 ha)	2.500,00	2.500,00
Construção civil (110 m ²)	37.800,00	37.800,00
Equipamentos ^a	131.030,00	113.530,00
Seguros	2.620,60	2.270,60
Capital de giro	15.000,00	15.000,00
Contingência	9.447,53	8.555,03
Total	198.398,13	179.655,63

^aInclui serviços de montagem, instalação e pré-operação (treinamento).

Fonte: O autor (2014)

O projeto em estudo pode ser financiado por uma linha especial do Banco Nacional de Desenvolvimento Econômico e Social (BNDES), que consiste no financiamento de até 80% do valor total do investimento em construção civil e equipamentos, a uma taxa de juros de 10,72% ao ano. O prazo para pagamento do empréstimo é de 192 meses, com 24 meses de carência.

O custo do investimento (C_i) foi estimado anualizando-se os valores desembolsados para a amortização e pagamento de juros do empréstimo, conforme Sorapipatana e Yoosin (2011). O custo do investimento (C_i) considerando o destilador modelo tradicional e o modelo híbrido foram de 0,11 e 0,10 USD por litro de etanol.

Os custos com operação e manutenção (C_{OeM}) foram determinados para os itens de preparo da matéria-prima, fermentação, utilidades e custos de mão-de-obra, operação e manutenção. O custo da água utilizada no processo foi computado como nulo, pois seu custo depende somente do custo de bombeamento por se tratar de

água de poço subterrâneo, cuja utilização é liberada mediante outorga da Secretaria Estadual de Meio Ambiente do RS. Assim, o custo da água foi computado como custo com eletricidade. Os custos com mão-de-obra incluem todos os encargos trabalhistas. O custo de manutenção anual representa uma fração fixa do investimento em equipamento e obras civis, e o seguro foi calculado como fração do investimento fixo. Os valores obtidos para o custo de operação e manutenção (C_{OeM}) foi de USD 0,33, para ambos os modelos de destiladores. A estrutura de custos de operação e manutenção, considerando-se o preço médio da matéria-prima, é apresentada na Tabela 32.

O preço de venda do bagaço foi estabelecido como sendo dependente do teor de açúcares residuais e do tipo de matéria-prima. Considerou-se que o valor de venda do bagaço de cana-de-açúcar equivale a 2/3 do de sorgo sacarino e este, por sua vez, equivale a 30% do valor da matéria-prima, por conter 30% de açúcares residuais. As receitas dos coprodutos (C_{Co}) considerando-se os preços mínimo, médio e máximo para a matéria-prima foram de USD 0,03, 0,05 e 0,08 por litro de etanol, respectivamente.

A composição dos custos de produção de etanol (C_{Et}) em função dos custos da matéria-prima para os dois modelos de destiladores são mostradas nas Figuras 21 e 22, respectivamente. Observa-se que a parcela referente aos custos de investimento é constante, mudando somente seu peso relativo na composição do custo do etanol, pois independe do custo da matéria-prima. O mesmo não ocorre com os custos operacionais líquidos, que tendem a diminuir na medida em que a receita com a venda do bagaço aumenta, pois tem seu preço atrelado ao da matéria-prima. A variação de $\pm 50\%$ no custo da matéria-prima resulta na variação de $\pm 26\%$ no custo total do etanol.

Tabela 32 – Custos operacionais (C_{OeM}) e receitas dos coprodutos (C_{Co}) considerando o preço médio da matéria-prima.

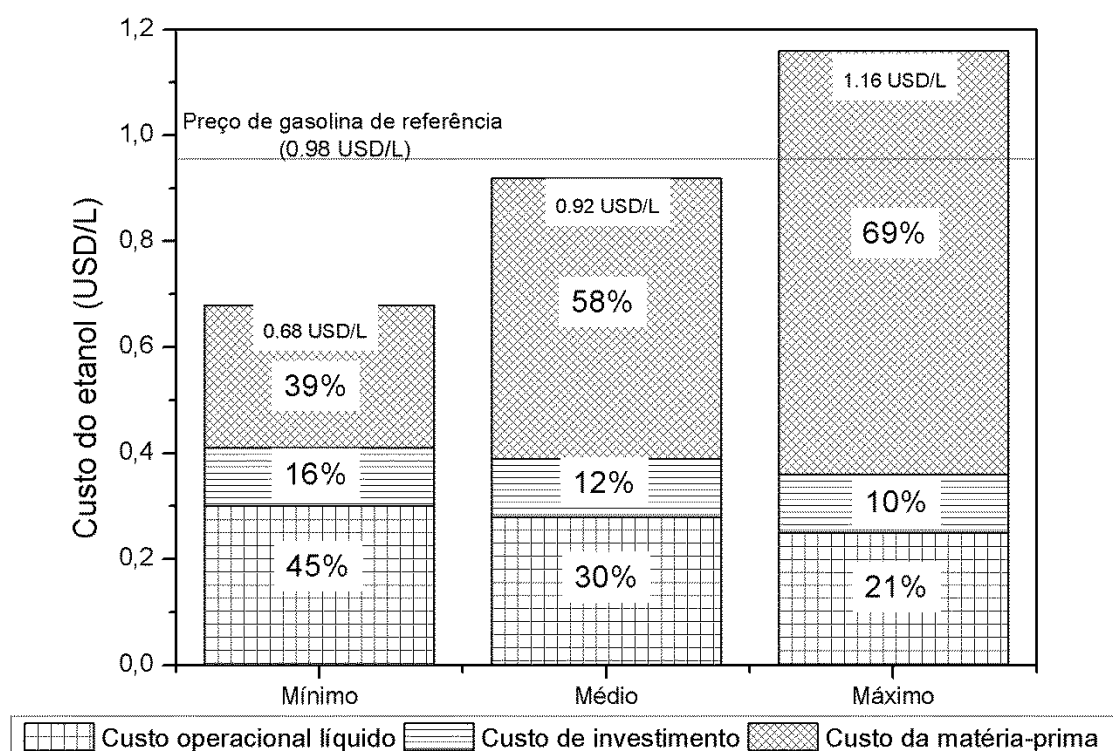
Item	Unidade	Unidade/dia	Preço unitário (USD/unidade)	Gasto anual (USD/ano)	Custo unitário (USD/l)
I. Preparo da matéria-prima					
Água	kg	719,00	0,00	0,00	0,00
Sub-total				0,00	0,00
II. Fermentação					
Levedura	kg	0,09	50,00	1.544,40	0,01
Ácido sulfúrico	kg	1,40	0,55	254,83	0,00
Superfosfato	kg	1,08	0,33	117,61	0,00
Sulfato de amônio	kg	1,08	0,63	225,42	0,00
Óxido de cálcio	kg	10,28	0,05	235,62	0,00
Hidróxido de sódio	kg	0,01	1,50	3,56	0,00
Farelo de arroz	kg	0,36	0,50	59,40	0,00
Sub-total				2.440,85	0,01
III. Utilidades					
Lenha	ton	1,12	51,28	19.008,00	0,08
Eletricidade	kWh	108,00	0,15	5.346,00	0,02
Água	kg	3.000,00	0,00	0,00	0,00
Sub-total				24.354,00	0,1025
IV Mão-de-obra e OeM					
Operadores	Três turnos (72 horas- homem/dia)	7,00	525,00	44.100,00	0,19
Manutenção	3% de equip. e const.	-	-	5.318,15	0,02

Tabela 32 – Custos operacionais (C_{OeM}) e receitas dos coprodutos (C_{Co}) considerando o preço médio da matéria-prima (continuação).

Seguro	1% do investimento fixo	-	-	1.983,98	0,01
Sub-total				51.402,13	0,22
Total					0,33
V. Receita coprodutos					
Dióxido de carbono	kg	562,08	0,00	0,00	0,00
Vinhaça	kg	9.249,71	0,00	0,00	0,00
Solução de levedura	kg	55,68	0,00	0,00	0,00
Bagaço	kg	5.603,53	6,55	-12.121,19	-0,05
Total					-0,05
Custo operacional líquido					0,28

Fonte: O autor (2014)

Figura 21 – Estrutura de custos de produção de etanol em microdestilaria em função do custo da matéria-prima, para o destilador modelo tradicional.

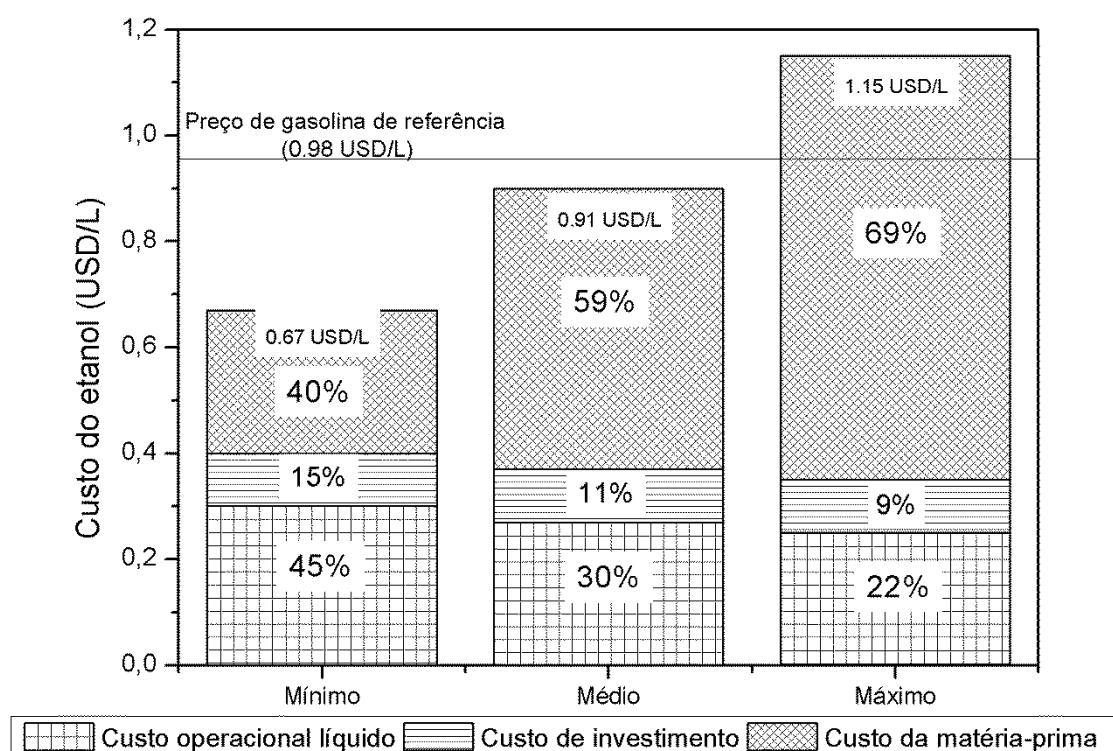


Fonte: O autor (2014)

Conforme a Figura 21, os custos do etanol combustível, considerando o destilador modelo tradicional, para os casos de preço mínimo, médio e máximo da matéria-prima são de USD 0,68, 0,92 e 1,16 por litro, respectivamente. É importante ressaltar que sem a venda dos coprodutos os custos do etanol combustível aumentariam para USD 0,71, 0,97 e 1,24 por litro, para os casos de preços mínimo, médio e máximo da matéria-prima.

Quanto ao destilador modelo híbrido, os custos do EHC foram USD 0,67, 0,91 e 1,15 por litro, para os casos de preços mínimo, médio e máximo da matéria-prima, respectivamente. Dessa forma, as reduções observadas nos preços do etanol combustível foram de 1,5, 1,1 e 0,87 % para os casos de preços mínimo, médio e máximo da matéria-prima, respectivamente. Para os casos em que não há comercialização de coprodutos os preços do EHC são USD 0,69, 0,96 e 1,23 por litro.

Figura 22 – Estrutura de custos de produção de etanol em microdestilaria em função do custo da matéria-prima, para o destilador modelo híbrido.



Fonte: O autor (2014)

Considerando-se que no caso em que a matéria-prima apresenta valor máximo, o custo do EHC ficou acima do preço de gasolina de referência (USD 0,98 por litro), não havendo viabilidade econômica para essa situação analisando-se os cenários 1 e 2, para ambos os modelos de destiladores. Ainda, se o custo da matéria-prima ultrapassar USD 30,9 por tonelada, ou seja, um aumento de 12,4% em relação ao preço médio de USD 27,5 por tonelada resultará em um custo do EHC não competitivo, atingindo o limite de USD 0,98 por litro. A microdestilaria que utiliza um destilador modelo híbrido, apresenta maior resistência à flutuação do preço da matéria-prima, uma vez que o aumento em 13,4 % desse preço tornará o investimento não competitivo.

Outro quesito importante nessa análise reside no fato de que os dois modelos de destiladores foram considerados como tendo a mesma eficiência de destilação (92%), resultando na redução média de USD 0,01 por litro de etanol produzido a partir do destilador híbrido em relação ao tradicional. Conforme os dados da Tabela 4 (item 2.2.2.1), a eficiência de alguns destiladores tradicionais situa-se na faixa de

50 a 80 %. Se fosse considerado o destilador modelo tradicional com eficiência de 80 %, os preços do EHC seriam de USD 0,72, 0,99 e 1,27 por litro de etanol para os casos de preço mínimo, médio e máximo para a matéria-prima, respectivamente. Assim, a diferença que era de USD 0,01 por litro passaria para USD 0,05, 0,09 e 0,15 por litro de etanol, para os preços mínimo, médio e máximo da matéria-prima.

A título de comparação, se as perdas das microdestilarias fossem iguais aquelas das grandes destilarias, o preço do etanol combustível seria de USD 0,62, 0,79 e 0,97 considerando-se os preços mínimo, médio e máximo para a matéria-prima, respectivamente. Nesse caso, não haveria venda de coprodutos uma vez que a concentração de açúcar residual seria muito pequena, diminuindo seu valor nutricional.

4.5.2 Análise de viabilidade econômica preliminar

No item 4.5.1 demonstrou-se que se o custo da matéria-prima aumentar em 12,4 % ou 13,4 %, para a situação que utiliza destiladores nos modelos tradicional ou híbrido, respectivamente, não haverá viabilidade econômica ao empreendimento. Assim, a análise de viabilidade econômica preliminar considerou somente o caso de preço médio para a matéria-prima, pois essa análise contempla o caso de preço mínimo, além de ser mais realista.

Os indicadores de viabilidade econômica para as situações que utilizam o destilador tradicional e híbrido são apresentados na Tabela 33. Conforme a Tabela 33, o preço de venda do etanol nos cenários 1 e 2 garante um retorno igual à taxa mínima de atratividade. No cenário 1, tendo por base o PGR (preço de gasolina de referência), tem-se elevada competitividade econômica na comercialização ao público cooperado, pois o preço do EHC situou-se abaixo do PGR.

Em relação ao cenário 2, o valor de venda do etanol combustível supera consideravelmente o PGR, não sendo economicamente competitivo. Dessa forma, o valor de USD 1,357 e 1,347 por litro, para o modelo de destilador tradicional e híbrido, respectivamente, remunera adequadamente a microdestilaria, mas é comercialmente impraticável uma vez que excede o valor de mercado do EHC e do PGR. Além disso, o PGR refere-se ao preço encontrado no posto de combustível, ou seja, inclui a remuneração e os impostos referentes ao produtor, distribuidor e posto

de combustível, enquanto que o preço apresentado na Tabela 33 refere-se aos custos, margem de lucro e impostos relacionados somente ao produtor. Estima-se que o custo final ao consumidor do EHC, produzido através do destilador tradicional – custo do etanol, margem de lucro e impostos referentes ao produtor, distribuidor e posto de combustível – seria de USD 1,67 e 2,44 para os cenários 1 e 2, respectivamente, tornando a venda impraticável. Esse preços seriam similares para o caso que utiliza o destilador híbrido.

Tabela 33 – Indicadores de viabilidade econômica para os cenários considerados

Produto	Preço unitário (USD por unidade ^a)			
	Modelo tradicional		Modelo híbrido	
	Cenário 1	Cenário 2	Cenário 1	Cenário 2
EHC	0,933	1,357	0,926	1,347
Bagaço de cana-de-açúcar	5,50	5,75	5,50	5,75
Bagaço de sorgo sacarino	8,50	8,62	8,50	8,62
Indicador				
TIR	12 %	12 %	12 %	12 %
VPL	34.895,86	67.180,96	34.206,31	65.475,01

^aA unidade de medida para o EHC e para o bagaço são litro e tonelada, respectivamente.

Fonte: O autor (2014)

4.6 Prova de conceito do destilador piloto

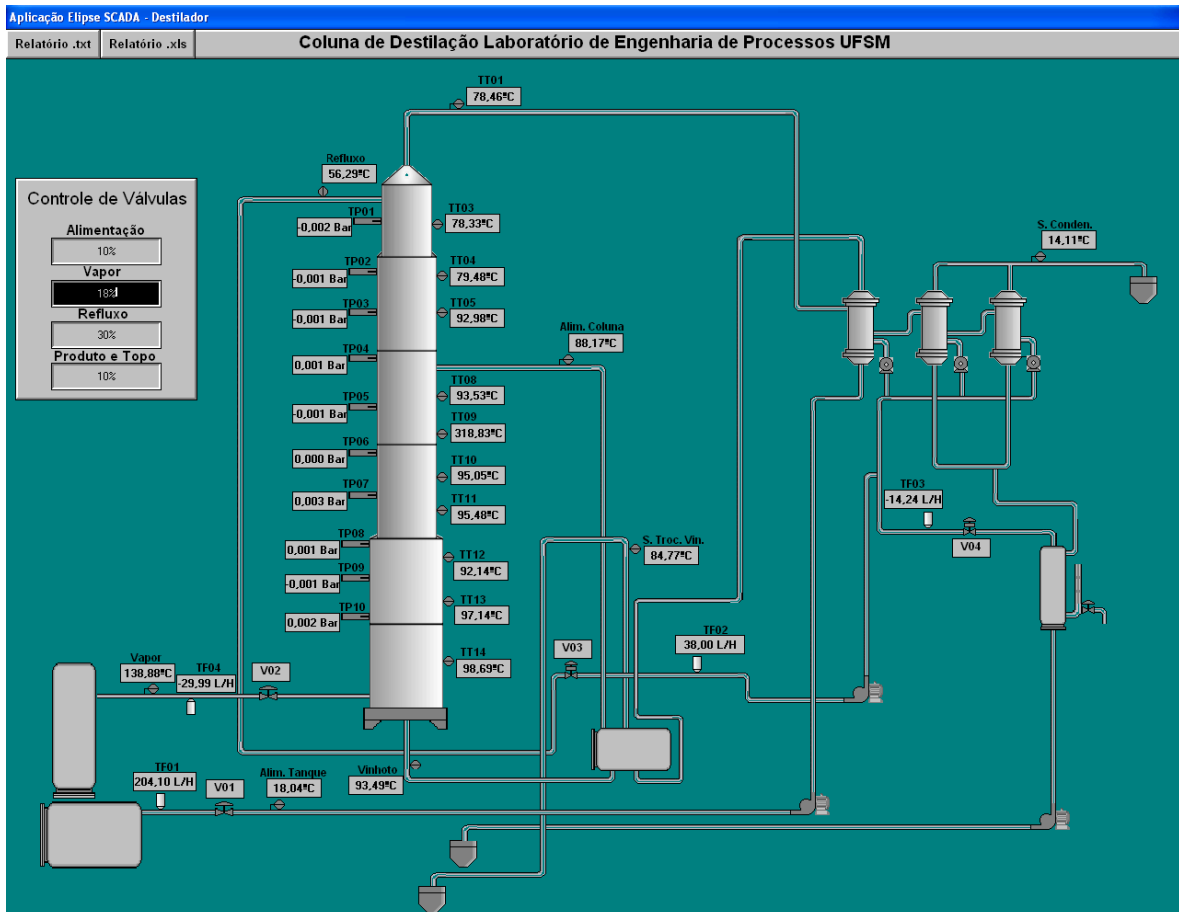
A prova de conceito foi inicialmente realizada a partir da avaliação da funcionalidade do destilador piloto, a fim de definir a região ótima de operação do equipamento. Após, foram avaliadas a viabilidade técnica e o potencial de uso da tecnologia pesquisada.

4.6.1 Funcionalidade

A avaliação da funcionalidade do destilador piloto foi auxiliada pelo uso do sistema supervisor, cuja interface é apresentada na Figura 23. Esse sistema

permitiu o fácil ajuste da operação de acordo com os valores das variáveis operacionais (produtividade e concentração dos produtos de topo e fundo) definidas no item 3.6. Ao todo foram realizados onze experimentos, totalizando 43 horas de funcionamento do destilador.

Figura 23 – Imagem da interface do sistema supervisório.



Fonte: O autor (2014)

4.6.1.1 Ajuste físico do destilador

Os resultados obtidos por esses experimentos subsidiaram informações que foram utilizadas no aperfeiçoamento do equipamento. Uma das melhorias implementadas foi o tanque de armazenamento de refluxo, pois os primeiros experimentos demonstraram grande instabilidade na vazão do produto de topo motivada pela sucção da bomba de refluxo, que interferia negativamente na

destilação. A colocação de um tanque de armazenamento de líquido condensado (refluxo) resultou na estabilidade da vazão de produto de topo e em sua concentração.

Outra melhoria executada foi na vedação dos pratos perfurados sem *downcomer* junto à parede do destilador. Os destiladores comumente utilizam pratos fixados por solda ou flange, evitando vazamento e drenagem de líquido na junção dos pratos com a parede do destilador. Entretanto, isto impede a substituição desses pratos e também o ajuste do espaçamento entre eles. Devido a suas características funcionais, o adequado funcionamento do destilador piloto requereu o posicionamento dos pratos através do sistema de cartucho, consistindo no encaixe dos pratos dentro do destilador, exigindo vedação adequada a fim de evitar a drenagem do líquido.

Durante a operação do destilador, verificou-se que a vedação inicialmente utilizada não era apropriada, pois se observou grande fluxo de líquido através dessa vedação. Assim, buscaram-se materiais alternativos a esse fim. Ao todo foram testados três tipos de vedação: borracha sintética sem lona, etil vinil acetato e borracha de silicone, sendo que essa última apresentou os melhores resultados.

Por fim, a última modificação realizada foi nos estágios de separação utilizados. O recheio inicialmente utilizado foi do tipo anéis de Raschig de polipropileno, com tamanho de 20 mm, sendo este o menor diâmetro comercializado deste material (Tabela 34). Verificou-se, através dos resultados, que a menor eficiência desse recheio não permitiria a obtenção de produto de topo de acordo com o especificado. Portanto, os anéis de Raschig foram substituídos por selas IMTP[®] fabricadas em metal, resultando em um aumento da concentração para o produto de topo.

Ainda em relação aos estágios de contato, foram adicionados mais dois pratos perfurados aos seis existentes, a fim de melhorar o esgotamento de etanol no produto de fundo. Os resultados das modificações nos estágios de contato serão melhor detalhados no item 4.6.1.2.

Tabela 34 – Recheios randômicos testados na seção de retificação.

Tamanho nominal (mm)	Material	Densidade do leito ($\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$)	Área superficial ($\text{m}^2\cdot\text{m}^{-3}$)	Fração de vazio (%)	Fator de empacotamento	Referência	
Anéis de Raschig	20	Polipropileno	318	240	65	870 ^a	Dados amostrados
IMTP [®]	25	Metal	224	207	97	134	(PERRY; GREEN, 2008)

^a Calculado como $a \cdot \varepsilon^{-3}$, da correlação de Sherwood para predição de inundação (SHERWOOD; SHIPLEY; HOLLOWAY, 1938).

Fonte: O autor (2014)

4.6.1.2 Dados operacionais

De acordo com o item 3.6, os experimentos visaram a obtenção dos parâmetros operacionais que resultassem na concentração do produto de topo acima de 92,5% em massa. A Tabela 35 apresenta os valores médios das variáveis operacionais obtidas para dois casos analisados, considerando dois sistemas:

- Sistema A: seção de esgotamento com seis pratos perfurados sem *downcomer*, com 20% de área perfurada e furos com diâmetro de 5 mm; e seção de retificação com anéis de Raschig em polipropileno.
- Sistema B: seção de esgotamento com oito pratos perfurados sem *downcomer*, com 20% de área perfurada e furos com diâmetro de 5 mm; e seção de retificação com recheio IMTP[®].

Tabela 35 – Dados de operação do destilador piloto, para os sistemas A e B.

Sistema	Vazão (kg·h ⁻¹)		Concentração de etanol (% em massa)		Razão de recuperação (%)	Perdas (%)
	Alimentação	Topo	Topo	Fundo		
Sistema A	202,0	10,5	90,0	1,7	86,7	13,3
Sistema B	202,0	10,1	92,5	0,9	83,3	16,7

Fonte: O autor (2014)

A Tabela 35 apresenta os resultados obtidos para dois experimentos, de um total de 11 experimentos realizados. Os demais nove experimentos apresentaram resultados operacionais inferiores aos mostrados na Tabela 35, não justificando sua discussão detalhada. É importante ressaltar, entretanto, que os resultados omitidos foram essenciais durante a avaliação das melhores condições operacionais selecionadas para os sistemas A e B. Durante a realização dos experimentos buscou-se encontrar as condições operacionais e construtivas que resultassem na maior concentração possível para o produto de topo.

Com base na Tabela 35, observa-se que a utilização de seis pratos e anéis de Raschig nas seções de esgotamento e de retificação, respectivamente, não resultou em produto de topo e de fundo em conformidade com os limites estabelecidos. Dessa forma, foram adicionados mais dois pratos perfurados sem *downcomer* na seção de retificação com objetivo de reduzir as perdas de etanol no produto de

fundo. Além disso, substituíram-se os anéis de Raschig por recheio do tipo IMTP[®]. Essas alterações resultaram na obtenção de produto de topo acima da concentração mínima requerida e também em redução nas perdas de etanol no produto de fundo. Entretanto, em ambos os casos, a concentração do produto de fundo foi maior que o máximo estabelecido (0,5 % de etanol em massa), resultando em uma razão de recuperação de etanol abaixo de 92%. Isto sugere que a eficiência dos pratos perfurados sem *downcomer* não é adequada, ou seja, é necessário aumentar o número de pratos para além de oito ou otimizar sua configuração física.

Em relação a essa possível otimização, é importante mencionar que os resultados obtidos indicaram que o prato testado (prato tipo 1, ver Tabela 29) possui diâmetro de furo e fração de área perfurada não compatíveis com o diâmetro da coluna, ou seja, o número de orifícios no prato foi demasiado elevado a ponto de o vapor não possuir velocidade suficiente para sustentar uma camada de líquido sobre o prato. A queda de pressão média verificada foi de 0,002 bar, sugerindo pequena interação entre o líquido e o vapor dentro do sistema. Isto foi visualmente observado através da não retenção de líquido sobre o prato, contrariando as expectativas de projeto. Este resultado indica que, para as condições estabelecidas, a correlação de Fair não é aplicável para diâmetros de até 0,35 metro. Nas condições atuais do destilador, a eficiência dos pratos perfurados sem *downcomer* situou-se em 62,5%, enquanto que a eficiência de outros pratos *dual flow* (*Ripple* e *Turbogrid*) também utilizados na destilação de mistura etanol e água situa-se entre 75 e 85% (WALAS, 1990).

Os resultados para o consumo energético dos experimentos descritos na Tabela 35 são apresentados na Tabela 36. A comparação entre os resultados informa que quanto menor a concentração do produto de topo, menor é o consumo energético da destilação, o que corrobora a discussão apresentada na seção 2.2.2.2. Contudo, o consumo energético mais satisfatório obtido pela utilização do sistema A (consumo energético 40% menor) não se sobrepõe ao não atendimento à concentração mínima exigida pela ANP, embora esse sistema possa ser utilizado para a produção de EHC para consumo próprio.

É importante destacar que o elevado consumo energético obtido para o sistema B resultou da elevada razão de refluxo necessária para a obtenção de produto de topo que atendesse à concentração mínima estabelecida, ocasionando

maior consumo de vapor. Esta situação produziu maior vazão de produto de fundo - pela maior injeção de vapor no refeedor – e a uma temperatura mais elevada, resultando em maior temperatura da alimentação devido ao aproveitamento de calor residual no sistema de recuperação de calor (condensador C1 e trocador de calor TC, na Figura 19).

Tabela 36 – Consumo energético na destilação, para os sistemas A e B.

Seção	Temperatura da alimentação (°C)	Consumo energético (MJ.L ⁻¹ de etanol anidro equivalente)	Energia térmica recuperada (MJ.h ⁻¹) ^a	Economia de vapor (%) ^b
Sistema A	83	10,1	53,5	9,8
Sistema B	67	15,2	41,1	5,6

^a Energia térmica residual, proveniente do produto de fundo, recuperada através do sistema de pré-aquecimento da alimentação.

^b Energia térmica recuperada em relação à energia térmica total consumida.

Fonte: O autor (2014)

Entretanto, isto provocou grande interferência no funcionamento do sistema de destilação pela modificação nas condições da alimentação, afetando o número de estágios requeridos nas seções de esgotamento e de retificação - a temperatura de alimentação mais elevada resulta em maior número de estágios requeridos na seção de retificação. Tendo em vista que o número de estágios nessa seção é fixo (a altura do leito recheado é fixa), produz uma diminuição da concentração do produto de topo. Por esse motivo a passagem de produto de fundo através do sistema de recuperação de calor foi evitada, incorrendo em uma menor temperatura de alimentação utilizando-se o sistema B e, portanto, menor economia de vapor.

O consumo energético para ambos os sistemas situou-se próximo ao de outros destiladores contínuos para produção de etanol, apresentados na Tabela 6. A redução no consumo energético do destilador objeto desse estudo depende, fundamentalmente, do aumento da eficiência dos pratos perfurados sem *downcomer*, prejudicada pela inadequação do diâmetro da seção de esgotamento.

4.6.2 Viabilidade Técnica e potencial de uso

Os resultados apresentados nas Tabelas 35 e 36 indicam que a utilização de maior número de pratos e recheio do tipo IMTP[®], nas seções de esgotamento e retificação, respectivamente, resultou em condições mais próximas aos limites operacionais estabelecidos, especificamente para a concentração de produto de topo. Entretanto, o elevado consumo energético verificado nessa situação sugere que o número de estágios desenvolvidos durante a destilação ainda não é adequado.

Como citado anteriormente, a queda de pressão de aproximadamente 0,002 bar indica que o diâmetro da seção de esgotamento foi superestimado pela correlação de Fair, de maneira que a redução do diâmetro dessa seção irá favorecer o aumento da eficiência dos pratos perfurados sem *downcomer*, além de reduzir o investimento no destilador e reduzir as perdas de etanol no produto de fundo. Ressalta-se que esse problema não seria observado se fossem utilizados pratos com borbulhadores ou valvulados, os quais foram descartados conforme discutido no item 2.3.1.

Em um protótipo comercial do destilador aqui discutido, além de menor diâmetro na seção de esgotamento deverá ser utilizado um sistema de fixação de pratos por soldagem ou flange, ao invés do sistema no formato cartucho, evitando-se assim problemas com drenagem de líquido na parede interna do destilador.

Tal protótipo deverá possuir uma faixa de capacidade operacional específica – medida pela produtividade – a fim de evitar interferência das condições da alimentação (vazão e temperatura) na operacionalidade do sistema de destilação.

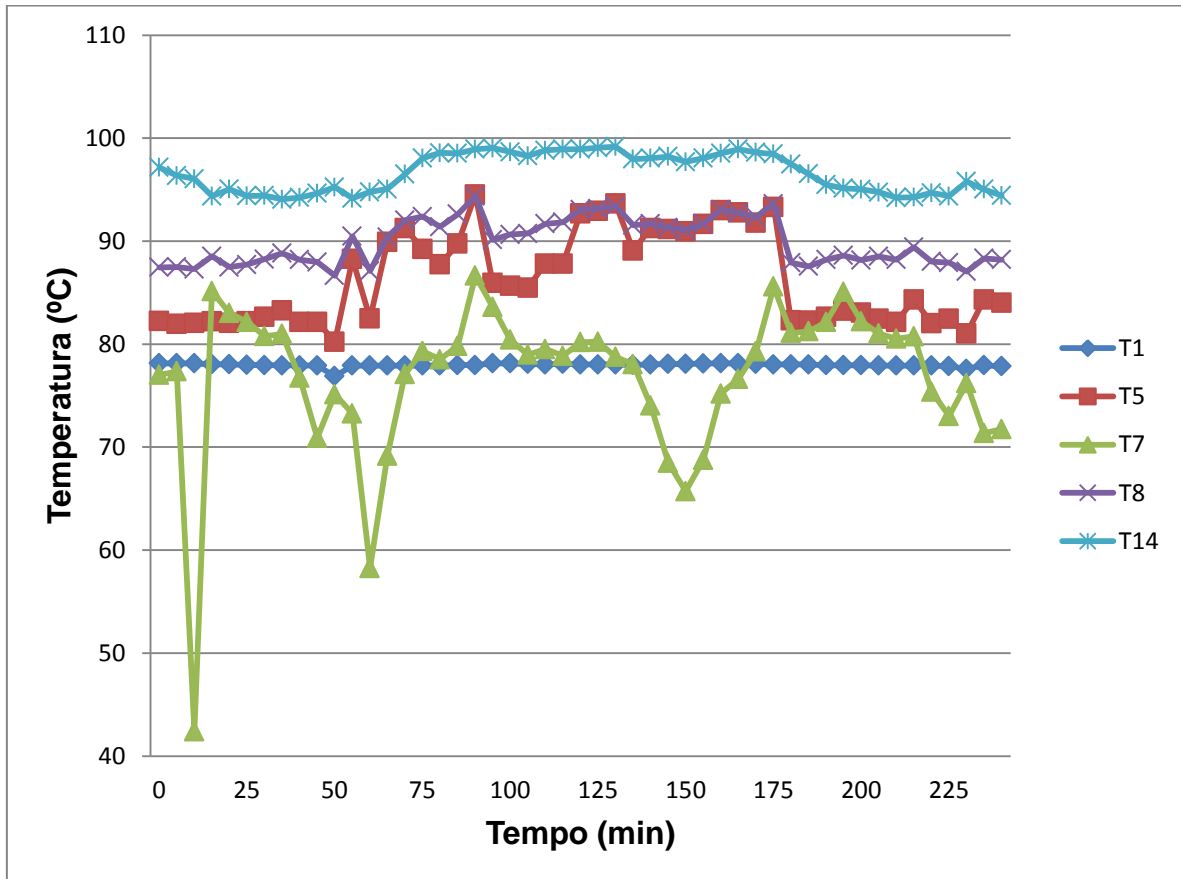
De todo modo, os resultados operacionais obtidos para o destilador piloto são mais satisfatórios do que outros destiladores comercializados especificamente no Rio Grande do Sul.

Outro ponto positivo do sistema de destilação proposto foi a sua operacionalidade, avaliada através da facilidade e da estabilidade de operação. A facilidade encontrada em operar o sistema de destilação piloto deveu-se ao amplo sistema de aquisição de dados e de atuação sobre variáveis operacionais. O ajuste da operação do sistema foi realizado considerando unicamente a vazão de admissão de vapor de aquecimento no refeedor e da vazão de alimentação, além

do acompanhamento da temperatura medida no topo do destilador, que permitiu a inferência da concentração do produto de topo, simultaneamente analisada por densimetria. Isto representa que em um modelo de destilador comercial, baseado no sistema proposto, a atuação do controlador (automático ou manual) poderia ser realizada unicamente através do controle da energia fornecida ao refeedor (vazão de entrada de vapor) buscando-se a correta temperatura no topo do destilador, seguindo o modelo de inferência da concentração do destilado proposto por Gehlen (2013).

Ainda, verificou-se grande estabilidade operacional, representado pela estabilidade da temperatura no topo do destilador (T1), conforme a Figura 23. A partir da Figura 24, observa-se que, apesar da ampla variação na temperatura da corrente de alimentação (T7), a temperatura de topo permaneceu praticamente inalterada, demonstrando estabilidade na concentração do produto de topo. Essa característica, aliada a um sistema simplificado de controle da destilação como citado anteriormente, possui grande possibilidade em contribuir na minimização de uso de mão-de-obra na operação de destilação, reduzindo custos de produção e, assim, favorecendo a competitividade do EHC produzido em pequena escala. Da mesma forma, a estabilidade operacional e a consequente padronização do produto de topo, também podem contribuir para a obtenção de EHC em conformidade com os padrões de qualidade exigidos pela ANP.

Figura 24 – Perfil de temperatura ao longo do destilador piloto.



Legenda: T1 – temperatura no topo do destilador; T5 – temperatura acima do estágio de alimentação; T7 – Temperatura da alimentação; T8 – Temperatura no estágio abaixo da alimentação; T14 – Temperatura no refeedor.

5. Conclusões

A seguir são apresentadas as conclusões obtidas para cada objetivo abordado por esse estudo.

5.1 Simulação de destilação do sistema água+etanol

As simulações realizadas no software *iiSE*, consideraram quatro diferentes casos com o objetivo de avaliar as possibilidades de conformação física do sistema de destilação. A destilação de mistura binária (etanol+água) em uma única coluna resultou em produtos de topo e fundo com concentrações iguais a 93,25 e 0,22% em massa de etanol, respectivamente, e pequena razão de refluxo (2,2). O mesmo não ocorreu para os casos em que havia presença de alcoóis superiores, indicando influência desses compostos na separação. Assim, a simulação da destilação nessas condições exigiu uma coluna adicional, maior razão de refluxo e, conseqüentemente, maior consumo de energia. Esta nova configuração também resultou em maior investimento, o que sugeriu uma investigação experimental quanto ao grau de influência dos alcoóis superiores na destilação.

5.2 Experimentos com óleo fúsel

Os experimentos realizados comprovaram a influência exercida pelos alcoóis superiores na destilação do etanol, mas não com o mesmo grau de intensidade verificado nas simulações. Eles influenciaram a concentração tanto do produto de topo quanto do produto de fundo. Entretanto, esses alcoóis não impediram a obtenção de EHC com a concentração de etanol requerida durante a operação em refluxo total. Em regime contínuo não foi possível obter a concentração desejada para o produto de topo, mesmo quando foi destilada uma mistura de etanol e água.

Durante a destilação em regime contínuo também foi verificada elevada perda de etanol na corrente de fundo. As informações coletadas permitem sugerir que esse problema decorre do número insuficiente de estágios de separação e do

procedimento adotado na alimentação do destilador. Verificou-se que os componentes formadores do óleo fúsel influenciam, principalmente, na estabilidade da operação de destilação.

Os dados obtidos indicam que não há necessidade de remoção de óleo fúsel durante a etapa de destilação para a produção de etanol para fins combustíveis. Essa afirmação é estimulada pelo fato de a legislação que regulamenta a comercialização de EHC não impor limites à presença dos alcoóis superiores em sua composição.

5.3 Dimensionamento, montagem e instalação do destilador piloto

Com base nos resultados experimentais obtidos durante a destilação de etanol na presença de alcoóis superiores foi projetado e construído um destilador piloto utilizando tecnologia mista, com pratos perfurados sem *downcomer* e anéis de Raschig nas seções de esgotamento e retificação, respectivamente. Com altura total de 5,15 m, o destilador foi dividido em seção de esgotamento e retificação, com altura de 2,0 e 3,15 m, e diâmetro de 0,35 e 0,20 m, respectivamente.

5.4 Análise de viabilidade econômica preliminar

A simplificação construtiva e operacional decorrentes dessas modificações resultou em melhor viabilidade econômica da produção de EHC quando se utilizou um destilador híbrido, uma vez que o custo do destilador híbrido foi estimado em 40,0% menor em relação a um tradicional. Da mesma forma, o custo do etanol a partir de um destilador híbrido foi de USD 0,01 por litro menor, comparando-se com um destilador tradicional, considerando que ambos apresentam a mesma eficiência.

5.5 Prova de conceito

Em relação à prova de conceito do sistema de destilação proposto, observou-se que o equipamento obteve resultados satisfatórios, na medida em que permitiu a obtenção de EHC com concentração igual a 92,55% de etanol em massa, ou seja, em conformidade com a legislação brasileira. Entretanto, verificou-se que o sistema apresentou elevadas perdas de etanol no produto de fundo, ao redor de 16%, motivado pela sobrestimação do diâmetro da seção de esgotamento, que diminuiu a eficiência dos pratos perfurados sem *downcomer*. Pode-se indicar que o diâmetro da seção de esgotamento acima do necessário foi resultado da não aplicabilidade da correlação de Fair para o dimensionamento de torres de pequeno diâmetro.

Além disso, o consumo energético foi prejudicado em grande parte por esse mesmo motivo, na medida em que foi necessária uma elevada taxa de vaporização no refeedor a fim de aumentar-se a razão de refluxo e, por consequência, a concentração de etanol no produto de topo. Assim, o destilador piloto requer modificações construtivas, especificamente na seção de esgotamento, a fim de melhorar o rendimento energético do sistema. Apesar disso, a concentração obtida para o produto de topo, em conformidade com a legislação, e a estabilidade operacional corroboram a viabilidade técnica do sistema de destilação pesquisado.

Por fim, as ineficiências da produção de etanol em pequena escala podem ser minimizadas através do aperfeiçoamento tecnológico do sistema de destilação, especificamente. A utilização de um destilador com tecnologia híbrida, em uma única coluna de destilação, resultou na redução de investimento e de custos operacionais, representando uma alternativa tecnológica viável para a produção de etanol combustível em pequena escala.

5.6 Sugestões para trabalhos futuros

A partir do estudo aqui apresentado, sugere-se reduzir o diâmetro da seção de esgotamento do destilador piloto e avaliar o resultado na operação desse equipamento. Espera-se que esse ajuste resulte em menores perdas de etanol no produto de fundo.

Os resultados obtidos permitem sugerir a necessidade do desenvolvimento de correlações adequadas ao dimensionamento de torres de destilação de pequeno diâmetro, não encontradas na literatura.

Sugere-se também desenvolver um sistema simplificado para o controle operacional do destilador piloto, com objetivo de facilitar a operação do sistema de destilação e garantir que o produto de topo seja adequado aos padrões estabelecidos pela ANP, uma das principais limitações encontradas para a ampliação do fornecimento de etanol proveniente de produção em pequena escala.

Referências

AÉROV, M. É. et al. Hydraulics and mass transfer on valve trays without downcomers. **Chemistry and Technology of Fuels and Oils**, v. 5, n. 1, p. 49–54, 1969.

AGUIAR, M.; FERREIRA, L. F.; MONTEIRO, R. R. Use of vinasse and sugarcane bagasse for the production of enzymes by lignocellulolytic fungi. **Brazilian Archives of Biology and Technology**, v. 53, n. 5, p. 1245–1254, 2010.

ALVAREZ, M. E. . et al. Evaluation of the batch distillation process in the ethanol production. **Computer Aided Chemical Engineering**, v. 30, p. 632–636, 2012.

AMORIM, H. V. **Fermentação alcoólica: ciência e tecnologia**. Piracicaba: Fermentec, 2005. p. 448

ANCIÃES, A. W. F. et al. **Avaliação Tecnológica do Álcool Etílico**. Brasília: Conselho Nacional de Desenvolvimento Científico e Tecnológico (CNPQ) - Coordenação Editorial, 1981. p. 514

ANFAVEA. Indústria Automobilística Brasileira 2011/2010. **Carta da ANFAVEA**, v. 308, n. Janeiro, p. 1–12, jan. 2012.

ANP. Resolução ANP nº 07/2011. Agência Nacional de Petróleo; Gás Natural e Biocombustíveis. Disponível em <http://www.anp.gov.br/NXT/gateway.dll?f=templates&fn=default.htm&vid=a>. Acessado em Maio, 2013.

ANP. **Anuário Estatístico Brasileiro do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis 2013**. Rio de Janeiro: Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis (ANP).

ARRIGONI, M. B. et al. Avaliação da vinhaça líquida em substituição à água na terminação de bovinos em confinamento. **Pesquisa Agropecuária Brasileira**, v. 28, n. 11, p. 1333–1340, 1993.

AZADI, H. et al. Bitter sweet: How sustainable is bio-ethanol production in Brazil? **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 16, n. 6, p. 3599–3603, ago. 2012.

AZANIA, A. A. P. M. et al. Fusel Oil as Herbicide at Late Weed Postemergence. **Planta Daninha**, v. 26, n. 1, p. 231–236, 2008.

AZBEL, D. S. The hydrodynamics of bubbler processes. **International chemical Engineering**, v. 3, n. 3, p. 319–323, 1963.

BARROCAL, V. M. et al. Production of biomass by *Spirulina maxima* using sugar beet vinasse in growth media. **New biotechnology**, v. 27, n. 6, p. 851–856, 2010.

BATISTA, F. R. M.; MEIRELLES, A. J. A. Computer simulation applied to studying continuous spirit distillation and product quality control. **Food Control**, v. 22, n. 10, p. 1592–1603, out. 2011.

BENGSTON, H. Small Scale Ethanol Production from corn – Technology, Energy Efficiency and Economics. **Energy in Agriculture**, v. 2, p. 197–217, 1983.

BILLET, R. Separation tray without downcomers. **Chemical Engineering & Technology**, v. 24, n. 11, p. 1103–1112, 2001.

BONYADI, S.; CHUNG, T. S. Flux enhancement in membrane distillation by fabrication of dual layer hydrophilic–hydrophobic hollow fiber membranes. **Journal of Membrane Science**, v. 306, n. 1-2, p. 134–146, dez. 2007.

BORZANI, W. et al. Kinetics of amyl alcohol production during ethanol fermentation of blackstrap molasses. **Biomass**, v. 1, n. 2, p. 115–126, 1981.

BRASIL. Medida Provisória N^o613, de 7 de Maio de 2013. . 2013, p. 1–2.

BRAU, H. M. **Review on the origin and composition of fusel oil**. Río Pedras, Puerto Rico: University of Puerto Rico. p. 17.

BRITISH PETROLEUM. **BP Statistical Review of World Energy June 2011**. British Petroleum. Disponível em: <<http://www.bp.com/statisticalreview>>.

BROWN, M. H. **Brown's alcohol motor fuel cookbook**. Cornville, Arizona: Desert Publications, 1979.

BUITRÓN, G.; CARVAJAL, C. Bioresource Technology Biohydrogen production from Tequila vinasses in an anaerobic sequencing batch reactor : Effect of initial substrate concentration , temperature and hydraulic retention time. **Bioresource Technology**, v. 101, n. 23, p. 9071–9077, 2010.

BUSTAMANTE, M. A et al. Influences of winery-distillery waste compost stability and soil type on soil carbon dynamics in amended soils. **Waste management New York NY**, v. 30, n. 10, p. 1966–1975, 2010.

CALDAS, J. N. et al. **Internos de Torres: Pratos e Recheios**. Rio de Janeiro: Interciência, 2007. p. 510

CARDONA, C. A; SÁNCHEZ, O. J. Fuel ethanol production: process design trends and integration opportunities. **Bioresource Technology**, v. 98, n. 12, p. 2415–2457, set. 2007.

CARLEY, L. W. **How to make your own alcohol fuels**. Blue Ridge Summit, PA: Tab Books, 1980.

CATALUÑA, R. et al. Specific consumption of liquid biofuels in gasoline fuelled engines. **Fuel**, v. 87, n. 15-16, p. 3362–3368, 2008.

CERVENKA, J.; KOLÁR, V. The structure and height of the gaseous-liquid mixture on sieve plates without downcomers. **The Chemical Engineering Journal**, v. 6, n. 1, p. 45–49, 1973.

CHALMERS, J.; ARCHER, G. Development of a sustainability reporting scheme for biofuels: A UK case study. **Energy Policy**, v. 39, n. 10, p. 5682–5689, out. 2011.

COELHO, T. C. et al. Analysis of the Reflux Ratio on the Batch Distillation of Bioethanol Obtained from Lignocellulosic Residue. **Procedia Engineering**, v. 42, n. August, p. 131–139, jan. 2012.

COLLURA, M. A.; LUYBEN, W. L. Energy-Saving Distillation Designs in Ethanol Production. **Industrial and Engineering Chemistry Research**, v. 27, p. 1686–1696, 1988.

CONAB. **Monitoramento da safra Brasileira: Cana-de-açúcar, terceiro levantamento, Janeiro 2011**. Brasília: Companhia Nacional e Abastecimento.

CONSECANA-SP. **Manual de Instruções**. Piracicaba: Conselho dos Produtores de Cana-de-Açúcar, Açúcar e Álcool do Estado de São Paulo, 2006. p. 111

CORSINI, R. Exposição comparativa das minidetilarias integradas. **Saccharum**, v. 8, n. 31, p. 21–32, 1984.

CORTEZ, L. A. B.; LORA, E. E. S.; GÓMEZ, E. O. **Biomass to Energy**. Campinas: UNICAMP, 2008. p. 736

CRUZ, E. R. et al. Potential return of alcohol microdistilleries from sugarcane. **Pesquisa Agropecuaria Brasileira**, v. 15, n. 4, p. 365–378, 1980.

DAIANOVA, L. et al. Evaluation of a regional bioenergy system with local production of biofuel for transportation, integrated with a CHP plant. **Applied Energy**, v. 92, p. 739–749, abr. 2012.

DE KOEIJER, G.; RIVERO, R. Entropy production and exergy loss in experimental distillation columns. **Chemical Engineering Science**, v. 58, n. 8, p. 1587–1597, abr. 2003.

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**. Campinas: Universidade Estadual de Campinas, 2008. p. 282.

DIAS, M. O. S. et al. Production of bioethanol and other bio-based materials from sugarcane bagasse: Integration to conventional bioethanol production process. **Chemical Engineering Research and Design**, v. 87, n. 9, p. 1206–1216, set. 2009.

DIAS, M. O. S. et al. **Second generation ethanol in Brazil: can it compete with electricity production? Bioresource technology**, out. 2011. Disponível em: <<http://www.ncbi.nlm.nih.gov/pubmed/21795041>>

DIEESE. **Desempenho do setor sucroalcooleiro brasileiro e os trabalhadores**. São Paulo: Departamento Intersindical de Estatística e Estudos Socioeconômicos. p. 34.

DOMINGUES, T. L.; SECCHI, A. R.; MENDES, T. F. Overall efficiency evaluation of commercial distillation columns with valve and dualflow trays. **AIChE Journal**, v. 56, n. 9, p. 2323–2330, 2010.

EDUARDO, J. H. P. Steam savings in ethyl alcohol distillery. **Saccharum**, v. 2, n. 7, p. 41–45, 1979.

EMBRAPA. **Zoneamento Agroecológico da Cana-de-açúcar Brasil**. Rio de Janeiro: Ministério da Agricultura, Pecuária e Abastecimento, 2009.

EMPRESA DE PESQUISA ENERGÉTICA. **Balanço Energético Nacional 2013 ano 2012**. Rio de Janeiro: Empresa De Pesquisa Energética. p. 284.

ESPAÑA-GAMBOA, E. et al. Vinasses - characterization and treatments.pdf. **Waste Management & Research**, v. 29, n. 12, p. 1235–1250, 2011.

FERREIRA, L. F. et al. Selection of vinasse degrading microorganisms. **World Journal of Microbiology and Biotechnology**, v. 26, n. 9, p. 1613–1621, 2010.

FERREIRA, L. S. et al. Arthrospira (Spirulina) platensis cultivation in tubular photobioreactor: Use of no-cost CO₂ from ethanol fermentation. **Applied Energy**, v. 92, p. 379–385, abr. 2012.

FICARELLA, A.; LAFORGIA, D. Energy conservation in alcohol distillery with the application of pinch technology. **Energy Conversion and Management**, v. 40, p. 1495–1514, 1999.

FLODMAN, H. R.; TIMM, D. C. Batch distillation employing cyclic rectification and stripping operations. **ISA transactions**, v. 51, n. 3, p. 454–60, maio. 2012.

FONYO, Z.; MIZSEY, P. Economic applications of heat pumps in integrated distillation systems. **Heat Recovery Systems and CHP**, v. 14, n. 3, p. 249–263, 1994.

FRAZA, C. **Aperfeiçoamento introduzido em equipamento para briquetagem de bagaço de cana e outros triturado a seco** Brazil, 2007.

FURZER, I. A. Froth heights on dualflow trays with a ternary azeotropic system of ethyl acetate-ethanol-water. **Industrial & Engineering Chemistry Research**, v. 39, n. 5, p. 1430–1436, 2000.

FURZER, I. A. Froth heights on dual-flow trays with a heterogeneous binary azeotropic system and a heterogeneous ternary system with a homogeneous azeotrope. **Industrial & Engineering Chemistry Research**, v. 40, n. 22, p. 4951–4966, 2001.

GAISER, M. et al. Computer simulation of a continuous whisky still. **Journal of Food Engineering**, v. 51, n. 1, p. 27–31, 2002.

GARCIA, J. A.; FAIR, J. R. A Fundamental Model for the Prediction of Distillation Sieve Tray Efficiency. 1. Database Development. **Industrial & Engineering Chemistry Research**, v. 39, n. 6, p. 1809–1817, 2000.

GARCIA, J. A.; FAIR, J. R. A Fundamental Model for the Prediction of Distillation Sieve Tray Efficiency. 2. Model Development and Validation. **Industrial & Engineering Chemistry Research**, v. 39, n. 6, p. 1818–1825, 2000.

GARCIA, J. A.; FAIR, J. R. Distillation sieve trays without downcomers: prediction of performance characteristics. **Industrial & Engineering Chemistry Research**, v. 41, n. 6, p. 1632–1640, 2002.

GARCIA, V. **Subproduto de destilaria de óleo fúsel: caracterização da composição química e estudo de sua aplicação industrial**. São Caetano do Sul: Instituto Mauá de Tecnologia, 2008. p. 112.

GAUSE, B.; TRUSHENSKI, J. Production Performance and Stress Tolerance of Sunshine Bass Raised on Reduced Fish Meal Feeds Containing Ethanol Yeast. **North American Journal of Aquaculture**, v. 73, n. 2, p. 168–175, 2011.

GEHLEN, C. O. **Implementação de uma estrutura de controle indireto da concentração de etanol em uma coluna de destilação híbrida dissertação**. Santa Maria: Universidade Federal de Santa Maria, 2013. p. 109.

GEMENTE, A. C. et al. Microdestilarias: viabilidade técnica e econômica. **Brasil Açucareiro**, v. 99, n. 4, p. 25–72, 1982.

GRISI, E. F.; YUSTA, J. M.; KHODR, H. M. A short-term scheduling for the optimal operation of Biorefineries. **Energy Conversion and Management**, v. 52, n. 1, p. 447–456, jan. 2011.

GUPTA, P. et al. **Impact of Water Contents Blended with Ethanol on SI Engine Performance and Emissions. Anais The First TSME International Conference on Mechanical Engineering**. Ubon Ratchathani: Thai Society of Mechanical Engineers, 2010. Disponível em: <<http://www.tsme.org/tsme-icome/tsme-icome01/>>

GUTIERREZ, L. E. Produção de álcoois superiores por linhagens de *Saccharomyces* durante a fermentação alcoólica. **Scientia Agricola**, v. 50, n. 3, p. 464–472, 1993.

HANSEN, A. C. et al. On-farm evaluation of diesel fuel oxygenated with ethanol. **ASAE Annual International Meeting**, v. 01-6173, p. 1–18, 2001.

HAWGOOD, N.; EVANS, S.; GREENFIELD, P. F. Enhanced Ethanol Production in Multiple Batch Fermentations with an Auto-Flocculating Yeast Strain. **Biomass**, v. 7, p. 261–278, 1985.

HOFFMANN, R. **Análise do desempenho de uma micro-destilaria anexa para a região das encostas basálticas do Rio Grande do Sul**. Porto Alegre: Universidade Federal do Rio Grande do Sul, 1985.

HUGOT, E. **Manual de Engenharia Açucareira**. São Paulo: Mestre Jou, 1977. p. 1198

HULETT, D. J. L. The development of a micro distillery for fuel alcohol in Brazil. **Proceedings of The South African Sugar Technologists' Association**, v. June, p. 64–66, 1981.

ILLES, B. C.; ISTVÁN, S. **Small scale ethanol production**-17th International Farm Management Congress. **Anais...**Bloomington/Normal, IL: 2009

INSTITUTO CUBANO DE PESQUISA DOS DERIVADOS DA CANA-DE-AÇÚCAR. **Manual dos Derivados da Cana-de-Açúcar**. Brasília: Associação Brasileira das Instituições de Pesquisa Tecnológica, 1999. p. 474

IRGA. Câmara Temática da Agroenergia potencializa debate sobre biocombustível. **Lavoura Arrozeira nº457**, p. 30, jun. 2012.

ITURRA, A. R. **Histórico das microdestilarias de álcool no Brasil**. [s.l: s.n.]. p. 35.

JAIS, P. C. Microdestilarias de etanol. **Saccharum**, v. 5, n. 20, p. 23, 1982.

JANSSEN, R.; RUTZ, D. D. Sustainability of biofuels in Latin America: Risks and opportunities. **Energy Policy**, v. 39, n. 10, p. 5717–5725, out. 2011.

KADIR, S. et al. Liquid–liquid equilibria of the ternary systems 3-methyl-1-butanol + ethanol + water and 2-methyl-1-propanol + ethanol + water at 293.15 K. **Journal of Chemical and Engineering Data**, v. 53, n. 4, p. 910–912, 2008.

KARCHUR, J. P.; AFACAN, A.; CHUANG, K. T. Use of structured packings as a dualflow tray in distillation. **Chemical Engineering Research and Design**, v. 82, n. 7, p. 813–820, 2004.

KIRSCHBAUM, E. **Distillation and Rectification**. New York: Chemical Publishing Co., 1948.

KISTER, H. Z. **Distillation Operation**. New York: McGraw-Hill, 1990. p. 729

KISTER, H. Z. **Distillation Design**. New York: McGraw-Hill, 1992. p. 710

KISTER, H. Z.; GILL, D. R. Predict flood point and pressure drop for modern random packings. **Chemical Engineering Progress**, v. 87, n. 2, p. 31–42, 1991.

KOLÁR, V. The structure of gas-liquid mixtures on sieve trays of separation columns. **Chemical Engineering Science**, v. 24, n. 8, p. 1285–1289, 1969.

KOTRBA, R. Testing the Water. **Ethanol Producer Magazine**, p. 66–71, 2008.

KRAFT, W. W. Vacuum distillation of petroleum residues. **Industrial and Engineering Chemistry**, v. 40, n. 5, p. 807–819, 1948.

KRELL, E. **Handbook of Laboratory Distillation**. Berlin: VEB Deutscher Verlag der Wissenschaften, 1982. p. 524

KUÇUK, Z.; CEYLAN, K. Potential Utilization of Fusel Oil : A Kinetic Approach for Production of Fusel Oil Esters Through Chemical. **Turkish Journal of Chemistry**, v. 22, p. 289 – 300, 1998.

LACHENMEIER, D. W.; HAUPT, S.; SCHULZ, K. Defining maximum levels of higher alcohols in alcoholic beverages and surrogate alcohol products. **Regulatory Toxicology and Pharmacology**, v. 50, n. 3, p. 313–321, 2008.

LACÔRTE, M. C. F.; BOSE, M. L. V; RIPOLI, T. C. T. Desempenho de bovinos confinados com ração a base de bagaço de cana-de-açúcar auto-hidrolisado, levedura e vinhaça, sub-produtos da indústria de açúcar e álcool (in Portuguese). **Anais da ESALQ**, v. 46, n. 2, p. 433–452, 1989.

LADISCH, M. R.; DYCK, K. Dehydration of Ethanol: New approach Gives Positive energy Balance. **Science**, v. 205, p. 898–900, 1979.

LEE, P. et al. Effect of fusel oil addition on volatile compounds in papaya wine fermented with *Williopsis saturnus* var. *mrakii* NCYC 2251. **Food Research International**, v. 44, n. 5, p. 1292–1298, 2011.

LIMA, U. A. **Biotecnologia Industrial - Processos fermentativos e enzimáticos**. São Paulo: Edgard Blucher, 2001. p. 593

LIMANA, J. L. Custo de produção de destiladores. **Informação pessoal**, 2013.

LOPES, M. M.; SONG, T. W. Batch distillation: Better at constant or variable reflux? **Chemical Engineering and Processing: Process Intensification**, v. 49, n. 12, p. 1298–1304, dez. 2010.

LÓPEZ-CAMPOS, Ó. et al. Vinasse added to the concentrate for fattening lambs: intake, animal performance, and carcass and meat characteristics. **Journal of Animal Science**, v. 89, n. 4, p. 1153–1162, 2011.

LUDWIG, E. E. **Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants**. 3^o ed. ed. Huston, TX: Gulf Publishing Company, 1997. p. 502

MACEDO, I. C.; NOGUEIRA, L. A. H. **Avaliação da Expansão da Produção de Etanol no Brasil**. Brasília: Centro de Gestão e Estudos Estratégicos. p. 71.

MACK, J. H.; ACEVES, S. M.; DIBBLE, R. W. Demonstrating direct use of wet ethanol in a homogeneous charge compression ignition (HCCI) engine. **Energy**, v. 34, p. 782–787, 2009.

MACKOWIAK, J. **Fluid Dynamics of Packed Columns**. Berlin: Springer, 2010. p. 355

MARTINEZ-FRIAS, J.; ACEVES, S. M.; FLOWERS, D. L. Improving Ethanol Life Cycle Energy Efficiency by Direct Utilization of Wet Ethanol in HCCI Engines. **Journal of Energy Resources Technology**, v. 129, n. 4, p. 332, 2007.

MATHEWS, J. A. et al. A conceptual lignocellulosic “feed+fuel” biorefinery and its application to the linked biofuel and cattle raising industries in Brazil. **Energy Policy**, v. 39, n. 9, p. 4932–4938, set. 2011.

MATSUMOTO, S.; SUZUKI, M. Statistical analysis of fluctuations of froth pressure on perforated plates without downcomers. **International Journal of Multiphase Flow**, v. 10, n. 2, p. 217–228, 1984.

MAYER, F. D. et al. **Validação da produção de etanol em pequena escala: Aspectos socio-econômicos e ambientais** Desafios do Setor Energético Brasileiro. **Anais...**Rio de Janeiro: XII Congresso Brasileiro de Energia, 2008

MAYER, F. D. **Desenvolvimento da tecnologia de destilação apropriada à produção de álcool combustível em pequena escala**. [s.l.] Universidade Federal de Santa Maria, 2010.

MAYER, F. D. et al. Review of Hydraulics Correlations for Sieve Trays without Downcomers. **Industrial & Engineering Chemistry Research**, v. 53, n. 20, p. 8323–8331, 21 maio. 2014.

MAYER, F. D.; HOFFMANN, R.; JAHN, S. L. **Aspectos Técnicos e Econômicos da Produção de Álcool Combustível em Microdestilarias no Rio Grande do Sul** Energia e Qualidade de Vida. **Anais...**Rio de Janeiro: XIII Congresso Brasileiro de Energia, 2010

MAYER, F. D.; HOFFMANN, R. S.; HOFFMANN, R. An Innovative Project Involving an Appropriate Hybrid Distillation System for Small-Scale Ethanol Fuel Production. **Chemical Engineering Communications**, v. 200, n. 4, p. 563–574, abr. 2013.

MAYER, F. D.; JAHN, S. L.; BISOGNIN, D. A. **Avaliação da Produção de Álcool combustível a partir de cana-de-açúcar em pequenas unidades camponesas de produção: Relatório Final nº 19979/UFSM**. Santa Maria: [s.n.].

MCALLISTER, R. A.; MCGINNIS JR., P. H.; PLANK, C. A. Perforated-plate performance. **Chemical Engineering Science**, v. 9, n. 1, p. 25–35, 1958.

MCENIRY, J. et al. The effect of feedstock cost on biofuel cost as exemplified by biomethane production from grass silage. **Biofuels, Bioproducts and Biorefining**, v. 5, p. 670–682, 2011.

MENEZES, T. J. B. **Etanol: o combustível do Brasil**. São Paulo: Agronômica Ceres, 1980.

MICHEL JUNIOR, R. J. S. **Obtenção do álcool etílico hidratado, com graduação alcoólica para uso automotivo: validação de um processo em batelada**. Santa Maria: Universidade Federal de Santa Maria, 2010. p. 146.

MINISTÉRIO DA AGRICULTURA, P. E. A. (MAPA). **Rendimentos de cana-de-açúcar, açúcar e etanol**. [s.l.: s.n.]. Disponível em: <http://www.agricultura.gov.br/arq_editor/file/Desenvolvimento_Sustentavel/Agroenergia/estatisticas/producao/atualizacao_20_01_2011/Producao_Mensal_Cana_Acucar_Alcool_Brasil.pdf>.

MINISTÉRIO DA AGRICULTURA, P. E. A. (MAPA). **Exportações brasileiras do complexo sucroalcooleiro (2001-2011)**. [s.l.: s.n.]. Disponível em: <<http://www.agricultura.gov.br>>.

MIYAHARA, T. et al. Gas-liquid interfacial area and liquid-phase mass transfer coefficient in sieve plate columns without downcomer operating at high gas velocities. **Journal of Chemical Engineering of Japan**, v. 23, n. 3, p. 280–285, 1990.

MODLA, G.; LANG, P. Feasibility of new pressure swing batch distillation methods. **Chemical Engineering Science**, v. 63, n. 11, p. 2856–2874, jun. 2008.

MYERS, H. S. A versatile fractionation column. **Industrial & Engineering Chemistry**, v. 50, n. 11, p. 1671–1674, 1958.

NITAYAVARDHANA, S.; KHANAL, S. K. Innovative biorefinery concept for sugar-based ethanol industries: production of protein-rich fungal biomass on vinasse as an aquaculture feed ingredient. **Bioresource Technology**, v. 101, n. 23, p. 9078–85, 2010.

NOGUEIRA, R. M. **Análise da produção sustentável de álcool combustível, aguardente e leite, a partir da cana-de-açúcar**. Viçosa: Universidade Federal de Viçosa, 2008. p. 99.

OAK RIDGE NATIONAL LABORATORY. **Biomass energy Databook. Edition 4**. Oak Ridge: Oak Ridge National Laboratory. p. 253

OCDE. **Biofuel Support Policies - An Economic Assessment**. Paris: Organisation for Economic Co-Operation and Development, 2008. p. 149

OLESKOWICZ-POPIEL, P. et al. Co-production of ethanol, biogas, protein fodder and natural fertilizer in organic farming--evaluation of a concept for a farm-scale biorefinery. **Bioresource Technology**, v. 104, p. 440–6, jan. 2012.

OLIVEIRA, A. Controle do processo fermentativo para a produção de álcool em uma microdestilaria. **Semina**, v. 9, n. 4, p. 190–193, 1988.

OLIVEIRA, E. L. et al. Use of pot still vinasse and nitrogen in irrigated and unirrigated sugar cane. **Pesquisa Agropecuaria Brasileira**, v. 44, n. 11, p. 1398–1403, 2009.

OLUJIĆ, Ž. et al. Equipment improvement trends in distillation. **Chemical Engineering and Processing Process Intensification**, v. 48, n. 6, p. 1089–1104, jun. 2009.

OMAR, S. S. et al. Biofuel derived yeast protein concentrate (YPC) as a novel feed ingredient in carp diets. **Aquaculture**, v. 330-333, p. 54–62, fev. 2012.

PATIL, A. G.; KOOLWAL, S. M.; BUTALA, H. D. Fusel oil: Composition, removal and potencial utilization. **International Sugar Journal**, v. 104, n. 1238, p. 51–58, 2002.

PAUL, J. K. **Large and small scale ethyl alcohol manufacturing processes from agricultural raw materials**. Park Ridge, NJ: Noyes Data Corporation, 1980. p. 576

PENG, B. et al. Study of dual temperature control method on cyclic total reflux batch distillation. **Chemical Engineering and Processing: Process Intensification**, v. 46, n. 8, p. 769–772, ago. 2007.

PÉREZ, E. R.; CARDOSO, D. R.; FRANCO, D. W. Analysis of the alcohols, esters and carbonyl compounds in fusel oil samples. **Química Nova**, v. 24, n. 1, p. 10–12, 2001.

PERRY, R. H.; GREEN, D. W. **Perry's Chemical Engineers' Handbook**. New York: McGraw-Hill, 2008. p. 2400

PIDOL, L. et al. Ethanol–biodiesel–Diesel fuel blends: Performances and emissions in conventional Diesel and advanced Low Temperature Combustions. **Fuel**, v. 93, p. 329–338, mar. 2012.

PIMENTA, A. C. O. **Travel Report to the Distillery São Benedito Ltda., Cambará, Paraná**. [s.l.: s.n.].

RASOVSKY, E. M. **Álcool/Destilarias**. Rio de Janeiro: Instituto do Açúcar e do Álcool, 1979. p. 384

RAVINDRANATH, N. H. et al. Biofuel production and implications for land use, food production and environment in India. **Energy Policy**, v. 39, n. 10, p. 5737–5745, out. 2011.

REGULY, J. C. **Biotechnologia dos Processos Fermentativos**. Pelotas: Editora e Gráfica Universitária UFPEL, 1998. p. 222

REZENDE, A. J.; NAKAO, S. H.; ABRÃO, G. **Estudo sobre a carga tributária dos combustíveis: CIDE, PIS, COFINS, ICMS e ICMS Sub. Tributária**. Ribeirão Preto: Universidade de São Paulo.

RUSSEL, I.; STEWART, G.; BAMFORTH, C. **Whisky: Technology, Production and Marketing**. Handbook o ed. Londres: Academic Press, 2003. p. 384

SALLA, D. A. et al. Energy evaluation of the ethanol production using as raw-material the sugar cane. **Ciência Rural**, v. 39, n. 8, p. 2516–2520, 2009.

SALOMON, K. et al. Cost calculations for biogas from vinasse biodigestion and its energy utilization. **Sugar Industry**, v. 4, p. 1–7, 2011.

SÁNCHEZ, Ó. J.; CARDONA, C. A. Conceptual design of cost-effective and environmentally-friendly configurations for fuel ethanol production from sugarcane by knowledge-based process synthesis. **Bioresource Technology**, v. 104, p. 305–14, jan. 2012.

SANDS, R. R. Distillation: How to Specify capabilities and attractions. **Chemical Engineering**, v. April, p. 86–92, 2006.

SAYIN, C. Engine performance and exhaust gas emissions of methanol and ethanol–diesel blends. **Fuel**, v. 89, p. 3410–3415, nov. 2010.

SCHETTERT, G. F. **Desempenho de uma coluna de destilação, frente à variação das concentrações e vazões de alimentação utilizando-se solução hidroalcoólica padronizada**. Santa Maria: Universidade Federal de Santa Maria, 2012.

SCHROEDER, J. et al. O CUSTO DE CAPITAL COMO TAXA MÍNIMA DE ATRATIVIDADE NA AVALIAÇÃO DE PROJETOS DE INVESTIMENTO. **Revista Gestão Industrial**, v. 1, n. 2, p. 33–42, 2005.

SECRETARIA DE INDÚSTRIA E COMÉRCIO. **Programa de Produção de Etanol. Estudo de viabilidade das microdestilarias de álcool a partir da cana-de-açúcar nas escalas de 600, 1,200, 2,500, 5,000 and 5,000 (M) litros/dia**. Porto Alegre: Secretaria de Indústria e Comércio.

SEEMANN, F. Energy reduction in distillation for bioethanol plants. **International Sugar Journal**, v. 105, n. 1257, p. 420–423, 2003.

SHERWOOD, T. K.; SHIPLEY, G. H.; HOLLOWAY, F. A. L. Flooding velocities in packed columns. **Industrial & Engineering Chemistry**, v. 30, n. 7, p. 765–769, 1938.

SHINSKEY, F. G. **Distillation Control - For Productivity and Energy Conservation**. New York: McGraw-Hill, 1984. p. 364

SHOUKRY, E.; CERMÁK, J.; KOLÁR, V. On the hydrodynamics of sieve plates without downcomers. I. Dynamic nature of the gas-liquid dispersions. **The Chemical Engineering Journal**, v. 8, n. 1, p. 27–40, 1974.

SHOUKRY, E.; KOLÁR, V. On the hydrodynamics of sieve plates without downcomers. II. A model of plate operation and the phenomenon of multiplicity of steady state. **The Chemical Engineering Journal**, v. 8, n. 1, p. 41–51, 1974.

SILES, J. A et al. Integrated ozonation and biomethanization treatments of vinasse derived from ethanol manufacturing. **Journal of Hazardous Materials**, v. 188, p. 247–253, 2011.

SILVA, C. F. et al. Using the residue of spirit production and bio-ethanol for protein production by yeasts. **Waste management New York NY**, v. 31, p. 108–114, 2011.

SIMMONDS, C. **Alcohol: It's production, properties, chemistry and industrial applications**. Londres: Macmillan and Co. Limited, 1919. p. 604

SOLAR ENERGY RESEARCH INSTITUTE. **Fuel from Farms - A Guide to Small-Scale Ethanol Production**. Golden, CO: Solar Energy Research Institute.

SORAPIPATANA, C.; YOOSIN, S. Life cycle cost of ethanol production from cassava in Thailand. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 15, n. 2, p. 1343–1349, fev. 2011.

SORDA, G.; BANSE, M.; KEMFERT, C. An overview of biofuel policies across the world. **Energy Policy**, v. 38, n. 11, p. 6977–6988, nov. 2010.

SOUZA, S. N. M. et al. Production potential of biogas in sugar and ethanol plants for use in urban buses in Brazil. **Journal of Food, Agriculture & Environment**, v. 10, n. 1, p. 908–910, 2012.

STAMPE, S. et al. Energy Consumption of a Farm-Scale Ethanol Distillation System. **Energy in Agriculture**, v. 2, p. 355–368, 1983.

STEINER, L.; STANDART, G. Studies on distillation. XV. Liquid holdup on plates without downcomers. **Collection of Czechoslovak Chemical Communications**, v. 32, n. 1, p. 89–100, 1967.

STEINER, L.; STANDART, G. Studies on distillation. XVI. Pressure drop across plates without downcomers. **Collection of Czechoslovak Chemical Communications**, v. 32, n. 1, p. 101–115, 1967.

STRIGLE, R. F. **Packed tower design and applications: random and structured packings**. 2nd. ed. Huston, TX: Gulf Publishing Company, 1994. p. 354

STUMPF, U. E. O álcool como combustíveis de motores. **Petro & Química**, n. 12, p. 62–67, 1979.

SULPETRO. **Informação pessoal** Porto Alegre Sindicato Intermunicipal do Comércio Varejista de Combustíveis e Lubrificantes do Estado do RS, , 2012.

SWINNEN, J. F. et al. An Economic and Simulation Approach for Renewable Natural Resources. Ethanol Production in the EEC: A Case Study. **Biomass**, v. 15, p. 143–153, 1988.

SZYMANSKI, M. S. E.; BALBINOT, R.; SCHIRMER, W. N. Anaerobic digestion of vinasse: energetic application of biogas and acquisition of credits of carbon - a case. **Semina: Ciências Agrárias**, v. 31, n. 4, p. 901–911, 2010.

TAKAHASHI, T. et al. Hydrodynamic characteristics of sieve trays having large free areas without downcomers. **Journal of Chemical Engineering of Japan**, v. 19, n. 4, p. 339–341, 1986.

TAKAHASHI, T.; AKAGI, Y.; FUJITA, K. Flooding velocities of plate columns without downcomer. **Journal of Chemical Engineering of Japan**, v. 6, n. 1, p. 97–99, 1973.

TAKAHASHI, T.; MATSUNO, R.; MIYAHARA, T. Theoretical consideration of gas void fraction and froth height on a perforated plate. **Journal of Chemical Engineering of Japan**, v. 6, n. 1, p. 38–43, 1973.

TAKAHASHI, T.; MIYAHARA, T.; SHIMIZU, K. Experimental studies of gas void fraction and froth height on a perforated plate. **Journal of Chemical Engineering of Japan**, v. 7, n. 2, p. 75–80, 1974.

TEIXEIRA, F. A.; PIRES, A. V.; NASCIMENTO, P. V. N. Sugarcane pulp in the feeding of bovine. **Revista eletrônica de Veterinaria**, v. 6, p. 1–9, 2007.

TEIXEIRA, S. R.; PENA, A. F. V.; MIGUEL, A. G. Briquetting of charcoal from sugarcane bagasse fly ash (scbfa) as an alternative fuel. **Waste management New York NY**, v. 30, n. 5, p. 804–807, 2010.

THONGSUKMAK, A.; SIRKAR, K. K. Extractive pervaporation to separate ethanol from its dilute aqueous solutions characteristic of ethanol-producing fermentation processes. **Journal of Membrane Science**, v. 329, n. 1-2, p. 119–129, 5 mar. 2009.

TONISSI, R. H. et al. Utilização de aditivos alimentares microbianos na alimentação de bovinos de corte e leite: Revisão. **Arquivos de Ciências Veterinárias e Zoologia da UNIPAR**, v. 8, n. 1, p. 47–56, 2005.

TRAMBOUZE, P. **Petroleum Refining. Vol. 4. Materials and Equipment**. Paris: Edition TECHNIP, 1999. p. 754

TUKMECHI, A. et al. Dietary administration of beta-mercapto-ethanol treated *Saccharomyces cerevisiae* enhanced the growth, innate immune response and disease resistance of the rainbow trout, *Oncorhynchus mykiss*. **Fish & Shellfish Immunology**, v. 30, n. 3, p. 923–928, mar. 2011.

TUTER, M. et al. The Evaluation of Fusel Oil Fraction for Lipase Catalyzed Alcoholysis of Hazelnut Oil. **Energy Sources, Part A**, v. 33, p. 521–528, 2011.

VALDERRAMA, J. O.; TOSELLI, L. A.; FAÚNDEZ, C. A. Advances on modeling and simulation of alcoholic distillation. Part 2: Process simulation. **Food and Bioproducts Processing**, v. 90, n. 4, p. 832–840, 2012.

VAN WINKLE, M. **Distillation**. New York: McGraw-Hill, 1967. p. 684

VEIGA FILHO, A. A.; RAMOS, P. PROÁLCOOL e evidências de concentração na produção e processamento de cana-de-açúcar. **Informações Econômicas**, v. 36, n. 7, p. 48–61, 2006.

VOUTSAS, E.; MAGOULAS, K.; TASSIOS, D. Universal Mixing Rule for Cubic Equations of State Applicable to Symmetric and Asymmetric Systems: Results with the Peng - Robinson Equation of State. **Industrial & Engineering Chemistry Research**, v. 43, n. 19, p. 6238–6246, 2004.

WALAS, S. M. **Chemical Process Equipment - Selection and Design**. Newton, MA: Butterworth-Heinemann, 1990. p. 782

WALKER, G. M. **Yeast: physiology and biotechnology**. West Sussex: John Wiley & Sons, 1998. p. 350

WALLIS, G. B.; TAKAHASHI, T.; AKAGI, Y. Comments on the paper "Floding velocities of gas-liquid and liquid-liquid contactors os column type." **Journal of Chemical Engineering of Japan**, v. 8, n. 4, p. 341, 1975.

WALLIS, G. B.; TAKAHASHI, T.; AKAGI, Y. Comments on the paper "Floding velocities of gas-liquid and liquid-liquid contactors os column type." **Journal of Chemical Engineering of Japan**, v. 8, n. 4, p. 341, 1975.

WANKAT, P. C. **Equilibrium Staged Separations**. New Jersey: Prentice Hall, 1988. p. 707

WEBB, A. D.; INGRAHAM, J. L. Fusel Oil. **Advances in Applied Microbiology**, v. 5, p. 317–353, 1963.

WESCHENFELDER, S. C. **Application of activity-based costing to determine the cost of producing ethanol from sweet sorghum in small production unit**. [s.l.] Universidade Federal de Santa Maria, 2011.

WHITFIELD, M. B.; CHINN, M. S.; VEAL, M. W. Processing of materials derived from sweet sorghum for biobased products. **Industrial Crops and Products**, v. 37, n. 1, p. 362–375, maio. 2012.

WONDER, B.; SIMPSON, D. Economics of large-scale and on-farm production of fuel from crops in Australia. **Energy in Agriculture**, v. 1, p. 155–170, 1982.

WRIGHT, F. B. **A practical handbook on the distillation of alcohol from farm products**. 2nd. ed. New York: Camelot Press, 1907. p. 293

WU, X. et al. Features of sweet sorghum juice and their performance in ethanol fermentation. **Industrial Crops and Products**, v. 31, n. 1, p. 164–170, jan. 2010.

XU, P. Z.; AFACAN, A.; CHUANG, K. T. Efficiency of dualflow trays in distillation. **The Canadian Journal of Chemical Engineering**, v. 72, n. 8, p. 607–613, 1994.

YALÇIN, S.; ELTAN, Ö.; KARSLI, M. A. The nutritive value of modified dried vinasse (ProMass) and its effects on growth performance, carcass characteristics and some blood biochemical parameters in steers. **Revue de Medecine Veterinaire**, v. 161, n. 5, p. 245–252, 2010.

YILMAZTEKIN, M.; ERTEN, H.; CABAROGLU, T. Enhanced production of isoamyl acetate from beet molasses with addition of fusel oil by *Williopsis saturnus* var. *saturnus*. **Food Chemistry**, v. 112, p. 290–294, 2009.

Apêndice A – Legislação

Uma microdestilaria consiste em uma atividade industrial em que uma determinada matéria-prima é convertida em álcool etílico, que pode ser utilizado para fins carburantes ou industriais, sendo regida por legislação para fins de licenciamento ambiental e comercialização do produto.

Essa atividade industrial ganhou notoriedade nas décadas de 1970 e 1980 no contexto criado pelo Programa Nacional do Álcool (PROÁLCOOL), instituído pelo Decreto nº 76.593 de 14 de novembro de 1975.

Entretanto, apesar de seu grande apelo social, essas microdestilarias não foram contempladas por este programa. Segundo Menezes (1980) isso foi justificado pelos fabricantes de equipamentos que à época afirmaram não haver economicidade para tal atividade quando em escala inferior a 100 mil litros de EHC por dia.

Alguns empreendimentos isolados e sem incentivo governamental foram concretizados, como o relatado por Hoffmann (1985). Toda a produção de EHC proveniente do PROÁLCOOL originou-se de destilarias de grande porte (VEIGA FILHO; RAMOS, 2006).

Atualmente, tendo em vista a importância econômica que uma microdestilaria apresenta na região em que está inserida, conforme descrito por Hoffmann (1985) e Mayer et al (2008), observa-se o ressurgimento da produção de etanol em pequena escala, principalmente em regiões que apresentam desenvolvimento agroindustrial deprimido.

Assim, diversas leis estaduais estão sendo aprovadas de maneira a incentivar essa atividade econômica, além de projetos de lei no âmbito federal e nos estados, atualmente em debate.

A.1 Licenciamento Ambiental

Como qualquer atividade econômica geradora de resíduos, a produção de etanol em pequena escala deve respeitar a legislação existente.

A Fundação Estadual de Proteção Ambiental Henrique Luiz Roessler (FEPAM-RS) classifica a atividade de produção de álcool etílico como Indústria Química, do ramo Fabricação de Álcool Etílico, Metanol e Similares, com elevado potencial poluidor. O código dessa atividade é 2.020,50.

A FEPAM estabelece que o porte dessa atividade deve ser dividido de acordo com a área útil do empreendimento, sendo que as indústrias de pequeno porte desse ramo devem possuir área útil menor que 250m².

Segundo a Resolução CONAMA n° 385, de 27 de dezembro de 2006, que estabelece procedimentos a serem adotados para o licenciamento ambiental de agroindústrias de pequeno porte e baixo potencial de impacto ambiental, as microdestilarias com até 250m² de área construída têm seu licenciamento ambiental facilitado.

Essa resolução estabelece a documentação mínima necessária e ressalta o papel do órgão ambiental estadual com relação à avaliação e fiscalização dos impactos ambientais do empreendimento.

A.2 Comercialização

Os empreendimentos produtores de etanol, independentemente da escala, estão sujeitos às normas e regulamentos estabelecidos pela Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis (ANP).

A Resolução ANP n° 07, de 09 de fevereiro de 2011, estabelece as especificações para o Etanol Anidro Combustível (EAC) e para o Etanol Hidratado Combustível (EHC), comercializados pelos diversos agentes econômicos em todo o território nacional. Essas especificações estão contidas no Regulamento Técnico ANP n° 7/2005.

A Tabela 37 apresenta as especificações do EAC e do EHC. A determinação das características do produto deverá ser realizada segundo as Normas Brasileiras (NBR) da associação Brasileira de Normas Técnicas (ABNT) ou das Normas da American Society for Testing and Materials (ASTM).

Tabela 37 - Especificações do EAC e do EHC.

CARACTERÍSTICA	UNIDADE	LIMITE	
		EAC	EHC
Aspecto	-	Límpido e Isento de Impurezas (LII)	
Cor	-	(2)	(3)
Acidez total, máx.(em miligramas de ácido acético)	mg/L	30	
Condutividade elétrica, máx.	µS/m	350	
Massa específica a 20°C (4) (5) (6)	kg/m ³	791,5máx.	807,6 a 811,0
Teor alcoólico (5) (6) (7) (8)	% volume	99,6 mín.	95,1 a 96,0
	% massa	99,3 mín.	92,5 a 93,8
Potencial hidrogeniônico (pH)	-	-	6,0 a 8,0
Teor de etanol, mín. (9)	% volume	98,0	94,5
Teor de água, máx. (9) (10)	% volume	0,4	4,9
Teor de metanol, máx. (11)	% volume	1	
Resíduo por evaporação, máx. (12) (13)	mg/100 mL	5	
Goma Lavada (12) (13)	mg/100 mL	5	
Teor de hidrocarbonetos, máx. (12)	% volume	3	
Teor de cloreto, máx. (12) (14)	mg/kg	1	
Teor de sulfato, máx. (14) (15)	mg/kg	4	
Teor de ferro, máx. (14) (15)	mg/kg	5	
Teor de sódio, máx. (14) (15)	mg/kg	2	
Teor de cobre, máx. (15) (16)	mg/kg	0,07	-

1) A ANP poderá acrescentar características adicionais, métodos complementares e/ou impor novos limites às especificações dispostas na Tabela III, deste Regulamento Técnico, para o caso de etanol combustível produzido a partir de métodos ou processos distintos ao da rota fermentativa, que utiliza o caldo e/ou melaço de cana-de-açúcar como matéria-prima.

(2) Laranja após adição do corante especificado segundo a Tabela IV deste Regulamento Técnico.

(3) Não pode conter qualquer corante e, em caso de dúvidas, uma amostra do produto deve ser analisada em laboratório quanto à presença de corante.

(4) Os limites mínimo para a massa específica e máximo para o teor alcoólico do etanol hidratado combustível serão, respectivamente, de 805,0 kg/m³ e 96,6 % em volume (94,7 % massa) na importação, distribuição e revenda do produto, somente quando o teor de hidrocarbonetos for maior do que zero e menor do que o limite permitido, ficando inalterados os respectivos limites superior e inferior.

(5) Será aceita a comercialização de etanol hidratado combustível com limites de massa específica de 799,8 a 802,7 kg/m³ e de teor alcoólico de 95,5 a 96,5 % massa (97,1 a 97,8 % volume), o qual deverá atender aos demais requisitos da qualidade exigidos para o etanol hidratado combustível, sendo permitida, nesse caso, a utilização da nomenclatura etanol hidratado combustível premium.

(6) No caso de etanol hidratado combustível premium, ou seja, o que atender aos limites indicados na nota 5 desta especificação, será aceita a comercialização com limites de massa específica de 796,4 a 802,7 kg/m³ e de teor alcoólico de 95,5 a 97,7 % massa (97,1 a 98,6 % volume) na importação, distribuição ou revenda, quando o teor de hidrocarbonetos for maior do que zero e menor do que o limite permitido.

(7) A unidade °INPM é equivalente à unidade % massa para o teor alcoólico.

(8) Para o etanol anidro combustível, quando o teor de hidrocarbonetos for maior do que zero e menor do que o limite permitido, o item teor alcoólico não será considerado para a importação, distribuição e revenda.

(9) Análise obrigatória quando o etanol combustível for originado de importação, bem como em caso de dúvida quando da possibilidade de contaminação por metanol ou outros produtos ou por solicitação da ANP.

(10) No caso de etanol anidro combustível importado a metodologia ASTM E1064 poderá ser utilizada para determinação do teor de água.

(11) A análise do teor de metanol para etanol combustível somente é obrigatória na certificação de produto pelo importador e em caso de dúvida quando da possibilidade de contaminação por metanol, o que não isenta de responsabilidade cada agente econômico que comercializa o combustível em atender o limite previsto na especificação ao longo de toda a cadeia.

(12) Análise obrigatória na importação, distribuição e revenda, não sendo exigida esta para emissão do Certificado da Qualidade pelo fornecedor de etanol, sendo a determinação do teor de cloreto obrigatória apenas no caso de transporte aquaviário por navegação marítima.

(13) No caso de etanol combustível aditivado a determinação da característica resíduo por evaporação poderá ser substituída pela de goma lavada na emissão do Certificado da Qualidade ou do Boletim de Conformidade.

(14) A análise dos teores de cloreto, sulfato, ferro e sódio para etanol anidro combustível somente são obrigatórias na certificação pelo importador, o que não isenta de responsabilidade cada agente econômico que comercializa o combustível em atender os limites previstos na especificação ao longo de toda a cadeia.

(15) O fornecedor de etanol deverá transcrever no Certificado da Qualidade, para o etanol hidratado combustível, o resultado obtido na última determinação quinzenal, conforme previsto no § 13 do art. 4º da presente Resolução.

(16) Item obrigatório somente quando o etanol anidro combustível for produzido, armazenado ou transportado em equipamentos ou linhas que contenham ligas metálicas compostas por cobre, conforme § 14 do art. 4º

Fonte: ANP (2012).

A Resolução ANP n° 43, de 22 de dezembro de 2009 define o fornecedor de etanol combustível como sendo o produtor com unidade fabril instalada no território nacional, cooperativa de produtores de etanol ou empresa comercializadora de etanol que possuam código de cadastramento no Ministério da Agricultura, Pecuária e Abastecimento, agente operador de etanol e importador de etanol, não podendo ser agente econômico que exerça outra atividade regulada pela ANP.

Essa Resolução também estabelece, em seu Artigo 6°, que o fornecedor somente poderá comercializar etanol combustível com: I) outro fornecedor cadastrado na ANP; II) distribuidor autorizado pela ANP e; III) mercado externo.

O Artigo 6° da Resolução ANP n° 43/2009 vem sendo bastante discutido pelas partes interessadas na produção de etanol em pequena escala, pois, mesmo que o produtor de EHC respeite os termos da Resolução ANP n° 36/2005, ele fica impossibilitado de comercializar seu produto diretamente ao consumidor, conforme o referido artigo.

Essa impossibilidade é mencionada como o principal entrave legal ao pleno desenvolvimento das microdestilarias, uma vez que a necessidade de um agente intermediário na cadeia de comercialização (distribuidor de etanol) acarreta aumento no preço final de venda desse combustível, inviabilizando tais empreendimentos.

Tendo em vista esse entrave foi apresentado o Projeto de Lei 1.398/2003 que estabelece critérios para a produção e a comercialização de álcool hidratado pelas unidades produtoras, com capacidade de até 5.000 litros por dia. Por sua vez, o PL 1.398/2003 institui que o fornecedor de etanol combustível pode comercializar sua produção diretamente com cooperativas de produtores, e assim revender ao consumidor final.

Uma vez que o PL 1.398/2003 contraria o estabelecido pela Resolução ANP n° 43/2009, foi declarado inconstitucional pelo Relator da Comissão de Constituição e Justiça e de cidadania da câmara Federal.

Dessa forma, configurada a impossibilidade de incentivo federal às microdestilarias, através de facilidades na comercialização de EHC, deve-se fazer uso de outros mecanismos.

Cita-se o Projeto de Lei n° 868/09 que cria o Programa de Microdestilarias de Álcool – PROMICRO e estabelece um programa de financiamento através de linha

de crédito a ser implementada pelo Banco Nacional de Desenvolvimento Econômico e Social (BNDES). Atualmente esse PL está em análise pelo Senado Federal (PLC 032/03).

Além disso, vários estados dispõem de leis aprovadas que estabelecem mecanismos de incentivo à produção de etanol em pequena escala através de incentivos fiscais, assistência técnica, promoção e comercialização, etc.

Como exemplo pode-se mencionar os estados de São Paulo (Lei Estadual nº 11.879/05), Rio de Janeiro (Lei Estadual nº 5.518/09), Minas Gerais (Lei Estadual nº 15.456/05) e Rio Grande do Sul (PL 103/2007).

É importante ressaltar que o Estado do Rio Grande do Sul aprovou a Lei 13.185/09 que institui o Selo Biocombustível Sustentável da Agricultura Familiar, que identifica processos agrícolas, econômicos e sociais estabelecidos entre a produção e o consumo de biocombustíveis oriundos da agricultura familiar, caracterizando-os por um timbre que certifica a origem dos produtos agrícolas.

Apêndice B – Produtividade Industrial

Neste capítulo são discutidas as principais etapas do processo produtivo do etanol: Obtenção do substrato para fermentação; Fermentação; Destilação; e Coprodutos. Também são apresentados os aspectos relacionados ao rendimento teórico do processo e produtividade industrial.

B.1 Processo produtivo do etanol em pequena escala

Conforme discutido na seção 2.2.1, o processo produtivo de etanol em pequena escala pode ser dividido em quatro áreas de maior interesse, destacando-se a obtenção do substrato, a fermentação e a destilação. Os coprodutos também são de grande importância, visto que podem resultar em outra fonte de renda para a pequena escala de produção. A discussão sobre o processo produtivo apresentada a seguir envolve a cana-de-açúcar e sorgo sacarino, matérias-primas cujo processamento é bastante similar.

B.1.1 Obtenção de substrato para fermentação

Esta etapa compreende os processos que visam extrair os açúcares da matéria-prima, que serão posteriormente convertidos em etanol durante a fermentação. A moenda e o difusor são os dois equipamentos de extração que podem ser utilizados em microdestilarias.

A moenda é o equipamento tradicionalmente utilizado para a extração de caldo a partir da cana-de-açúcar ou sorgo sacarino. Ela consiste de um sistema de três rolos, formando um conjunto denominado terno de moenda, que exercem pressão sobre os colmos a ela alimentados, obtendo-se assim um caldo rico em sacarose e outros açúcares fermentescíveis.

Corsini (1984) apresentou um sistema de moagem de colmos para microdestilarias, constituído de moenda-embebição-extração, atingindo eficiências entre 92 a 94%. Conforme Jais (1982) é possível obter 88% de extração de açúcares de cana-de-açúcar utilizando-se uma única moenda, desde que esse único terno mantenha a relação de potência utilizada por tonelada de cana esmagada igual ao total apresentado por sistemas convencionais (mais de um terno).

É possível inferir que quanto maior o rendimento de extração maior será o investimento necessário, o que limita a escolha do sistema de moagem à viabilidade econômica do empreendimento. Gemente et al. (1982) analisaram dois sistemas de moagem em que, para aumentar-se o rendimento de 60 para 70%, deve-se investir cinco vezes mais. Assim, o investimento em moagem atingirá um limite em que não mais será possível recuperar economicamente as perdas de açúcares do bagaço com essa tecnologia, devendo-se escolher outra ou aproveitar essa matéria residual para outro fim, como por exemplo, para a ração animal.

O acionamento das moendas pode ser elétrico ou mecânico (diesel, motor recíproco ou locomóvel, ou turbina a vapor). Em média, admite-se um consumo de energia elétrica de 28,8 MJ (7,56 kWh) por tonelada de matéria-prima processada. Hoffmann (1985) cita a utilização de uma moenda acionada por motor diesel de 24,16 MJ (6,7 kWh) e consumo de 1,0 L·h⁻¹ de diesel. Essa moenda apresentava capacidade de moagem de 1,2 t·h⁻¹ de cana-de-açúcar, com eficiência de 60% de extração de caldo. Mayer et al. (2008) apresentaram testes com uma moenda acionada por um trator diesel, com consumo energético de 76,18 MJ (21,16 kWh) por tonelada de cana-de-açúcar processada e uma eficiência de extração de 75,42%.

O difusor é uma alternativa à moagem, com o diferencial que os açúcares são extraídos através de um processo de difusão. Os colmos desintegrados são imersos em água quente (100 °C), ocorrendo desnaturação das células que contém sacarose, modificando-as do estado semipermeável para o permeável, liberando os açúcares na água.

A principal vantagem do difusor, em relação à moenda, é sua elevada eficiência, obtendo-se rendimentos semelhantes aos das grandes destilarias, que utilizam até oito ternos de moendas (GEMENTE et al., 1982). O difusor pode alcançar até 98% de rendimento para um consumo energético equivalente ao de

uma moenda e um tempo de retenção de 36 min (SECRETARIA DE INDÚSTRIA E COMÉRCIO, 1984). Iturra (2004) citou rendimentos de extração na faixa de 90 a 94%. É possível incrementar a eficiência do difusor acoplando-o a uma moenda desaguadora para a retirada do excesso de água do material processado. Ainda, Hugot (1977) cita a pequena potência necessária para a difusão, entre 4,75 e 5,3 MJ.t⁻¹ de cana-de-açúcar (1,32 a 1,47 kWh.t⁻¹ de cana-de-açúcar). Como desvantagens o difusor apresenta a necessidade de desintegração dos colmos, em torno de 90% “open cell”, superior à moenda, além de elevado consumo de vapor (SECRETARIA DE INDÚSTRIA E COMÉRCIO, 1984). Gemente et al. (1982) citam dificuldades relacionadas à sofisticação e operação do difusor, características que permanecem até hoje e que têm prejudicado sua utilização em pequena escala.

B.1.2 Fermentação

A fermentação é a etapa de conversão dos açúcares fermentescíveis presentes no caldo (sacarose, glicose e frutose) em etanol pela levedura *Saccharomyces cerevisiae*. A fermentação pode ser conduzida em regime contínuo ou em batelada. A fermentação contínua ocorre em um fermentador que recebe uma alimentação contínua de caldo e resulta na produção contínua de vinho fermentado. Esse sistema apresenta elevada eficiência (90% para a pequena escala) e baixo tempo de retenção, entre 14 e 16 h, uma vez que a fase de multiplicação das leveduras é menos prolongada (PIMENTA, 1987). Entretanto, o processo é mais complexo uma vez que a contaminação torna-se crítica, sendo necessária uma prévia pasteurização do caldo.

A fermentação em batelada ocorre em tanques individualizados que recebem o caldo e o inóculo (pé-de-cuba), além dos nutrientes necessários para o desenvolvimento das leveduras. Existem algumas variantes quanto ao modo de operação da fermentação, sendo que na pequena escala utilizam-se, basicamente, dois sistemas: 1) sistema de cortes e; 2) sistema de pé-de-cuba. No sistema de cortes realiza-se a fermentação de uma dorna completa de caldo pela adição da levedura tratada e dos nutrientes necessários. Quando a fermentação cessar, divide-se o volume da dorna em dois, obtendo-se dois cortes. Têm-se então duas dornas com a metade de seu volume ocupado pelo vinho da primeira dorna. Completa-se o

volume dessas dornas com caldo diluído. Após a fermentação do caldo, envia-se uma dorna para a destilação e repete-se o processo de corte com a outra dorna. Utilizam-se tantas dornas quantas forem necessárias a fim de manter o regime operacional da etapa de destilação (contínuo ou batelada). O sistema de cortes é muito susceptível a contaminação, o que prejudica seu rendimento. O número de cortes é limitado e sua predição depende de um controle adequado da eficiência desse processo.

No sistema de recuperação do inóculo, a levedura é decantada após a fermentação do caldo e então aproximadamente 80% do volume de vinho é enviado para a destilação. Pode-se fazer uso de leveduras auto-floculantes, com maior tendência à decantação (HAWGOOD; EVANS; GREENFIELD, 1985). O volume restante contendo as leveduras da fermentação anterior é tratado com ácido sulfúrico – para eliminar infecções e corrigir a acidez do meio, e então completado com caldo diluído (LIMA, 2001). Se for utilizado um pasteurizador, é possível obter um aumento de até cinco pontos percentuais no rendimento da fermentação, devido à redução da contaminação (SECRETARIA DE INDÚSTRIA E COMÉRCIO, 1984).

Oliveira (1988), analisando a etapa de fermentação em uma microdestilaria, cita um tempo muito longo para a fermentação, com contaminações frequentes e elevada concentração de açúcar no final da fermentação (4,0 % em massa) devido à falta de controle de temperatura e ausência de assepsia. Uma discussão detalhada sobre os diferentes processos de fermentação utilizados no Brasil pode ser encontrada em Amorim (2005).

Em ambos os casos, quando a contaminação é excessiva, procede-se ao descarte das leveduras antigas e à adição de uma nova cultura. A solução de leveduras descartada pode ser direcionada como fonte de proteína para a ração animal (MATHEWS et al., 2011; OMAR et al., 2012).

Na fermentação batelada realizada em laboratório é possível obter mais de 90% de conversão dos açúcares do caldo de sorgo sacarino em etanol, com duração entre 5 e 14 h (WHITFIELD; CHINN; VEAL, 2012; WU et al., 2010). Em plantas industriais o rendimento situa-se entre 80 e 85% se ocorrer um rigoroso controle da concentração de açúcares residuais e da temperatura ao longo do processo (GEMENTE et al., 1982; MAYER et al., 2008; SECRETARIA DE INDÚSTRIA E COMÉRCIO, 1984). A duração da fermentação varia entre 18 e 24

horas (MAYER; JAHN; BISOGNIN, 2010). Embora a levedura indicada à fermentação em batelada seja do tipo selecionada, em algumas microdestilarias ainda é utilizada levedura de panificação devido ao baixo custo e maior disponibilidade, o que resulta em menor eficiência.

A fermentação em batelada sem centrifugação do vinho produz rendimentos entre 70 e 75%. Este processo apresenta baixo investimento, porém, resulta em menores rendimentos, elevada possibilidade de contaminação e a necessidade de reposição de levedura, se não for realizada a decantação anterior à fermentação (AMORIM, 2005). Além disso, ocorre uma diminuição da eficiência desse processo com o aumento do número de ciclos de fermentação devido à perda da viabilidade celular da levedura (HAWGOOD; EVANS; GREENFIELD, 1985).

Apesar da menor eficiência e maior duração, a fermentação em batelada é mais versátil do que a contínua uma vez que é possível adaptar o volume de vinho fermentado de acordo com a necessidade de produção, em um arranjo mais flexível, o que torna a fermentação batelada mais difundida.

B.1.3 Destilação

A discussão sobre destilação é apresentada no item 2.2.1.1.

B.1.4 Coprodutos

Assim como o consumo energético, a ineficiência de conversão da matéria-prima em etanol combustível impacta significativamente na viabilidade econômica das microdestilarias. A utilização de técnicas ou processos que transformem essas perdas em coprodutos - energéticos ou não (DIAS et al., 2009; GRISI; YUSTA; KHODR, 2011; OLESKOWICZ-POPIEL et al., 2012; SÁNCHEZ; CARDONA, 2012; SWINNEN et al., 1988; WHITFIELD; CHINN; VEAL, 2012), tem a capacidade de transformar uma microdestilaria em uma “microbiorefinaria”.

A escala e a simplificação do processo, além da necessidade de capital, limitam a aplicação das técnicas desenvolvidas para biorefinarias. A produção de etanol de segunda geração e a produção de insumos alimentícios (frutose e

invertase) são exemplos de processos não aplicáveis à pequena escala pela sua complexidade técnica.

Os principais subprodutos do processamento da cana-de-açúcar e do sorgo sacarino, independente da escala de produção, são o bagaço, a vinhaça, a levedura, óleo fúsel e as cinzas de combustão. Devido à sua quantidade produzida, o bagaço e a vinhaça são os mais importantes, pois suas quantidades respondem por mais de 90% da matéria-prima processada.

A utilização direta ou o processamento para fins de agregação de valor podem conferir maior retorno financeiro à produção de etanol (CARDONA; SÁNCHEZ, 2007; MCENIRY et al., 2011), além de atribuir conformidade ambiental pelo aproveitamento de materiais com grande potencial poluidor, como a vinhaça. A Tabela 38 apresenta as possíveis utilizações desses coprodutos como forma de agregar valor à produção de etanol.

O bagaço pode ser diretamente utilizado como combustível em caldeiras ou fornos industriais ou processado para ser mecanicamente adensado sob a forma de briquetes ou péletes. Nas microdestilarias, o bagaço contém, normalmente, elevada concentração de açúcares (aproximadamente 20% em base seca) devido ao baixo rendimento de extração. Esse elevado teor calórico sugere uma utilização mais nobre, como para a alimentação animal, podendo ser *in natura* ou hidrolisado. O (INSTITUTO CUBANO DE PESQUISA DOS DERIVADOS DA CANA-DE-AÇÚCAR, 1999) descreveu trinta diferentes processos para aproveitamento do bagaço.

Da mesma forma, a vinhaça é o principal subproduto do processamento de EHC, resultante da separação do etanol do mosto fermentado. Sua produção é entre 12 e 16 vezes maior que a do etanol e caracteriza-se pela concentração de diversos nutrientes e elevada carga orgânica, em alguns casos sendo utilizada como fertilizante aplicado diretamente no solo.

Tabela 38 – Principais coprodutos do processamento da cana-de-açúcar e sorgo sacarino e técnicas para agregação de valor (continua).

Fonte de Matéria-prima	Coproducto	Comentários	Aplicação	Referência
Bagaço	Combustível sólido	Utilizado <i>in natura</i> ou adensado na forma de briquetes ou <i>pellets</i> .	Combustível para caldeiras, fornos, lareiras, etc.	(FRAZA, 2007; TEIXEIRA; PENA; MIGUEL, 2010)
	Bagaço hidrolisado	Obtido pelo tratamento químico ou com vapor do bagaço, aumentando sua digestibilidade em até 60%.	Alimentação animal	(INSTITUTO CUBANO DE PESQUISA DOS DERIVADOS DA CANA-DE-AÇÚCAR, 1999; LACÔRTE; BOSE; RIPOLI, 1989; TEIXEIRA; PIRES; NASCIMENTO, 2007; TONISSI et al., 2005)
	Fertilizante	Obtido pela utilização direta da vinhaça <i>in natura</i> ou do efluente do biodigestor.	Fertilizante líquido	(BUSTAMANTE et al., 2010; OLIVEIRA et al., 2009)
Vinhaça	Vinhaça <i>In natura</i>	Substituição da água pela vinhaça na dieta animal.	Alimentação animal	(ARRIGONI et al., 1993; LÓPEZ-CAMPOS et al., 2011)
	Vinhaça concentrada	Vinhaça concentrada até 60 °Brix, rica em minerais e aprox. 13% ART.	Alimentação animal	(COELHO et al., 2012; YALÇIN; ELTAN; KARSLI, 2010)
	Substrato para cultivo de proteína fúngica	Produção de proteína unicelular para suplemento alimentar animal.	Alimentação animal	(AGUIAR; FERREIRA; MONTEIRO, 2010; BARROCAL et al., 2010; FERREIRA et al., 2010, 2012; NITAYAVARDHANA; KHANAL, 2010; SILVA et al., 2011)
	Biogás e fertilizante	Produzido pelo tratamento da vinhaça em biodigestores (reatores anaeróbios).	Combustível para caldeiras, fornos, automóveis, geradores elétricos, etc. O efluente resultante pode ser utilizado como fertilizante.	(BUITRÓN; CARVAJAL, 2010; ESPAÑA-GAMBOA et al., 2011; SALOMON et al., 2011; SILES et al., 2011; SOUZA et al., 2012; SZYMANSKI; BALBINOT; SCHIRMER, 2010)

Fonte: O autor (2014).

Tabela 38 – Principais coprodutos do processamento da cana-de-açúcar e sorgo sacarino e técnicas para agregação de valor (conclusão).

Destilação	Óleo fúsel	Separado da mistura hidroalcoólica na torre de retificação, em uma faixa entre 40 e 50 °GL.	Dessecante de plantas gramíneas, solvente industrial, produção de álcool amílico, fabricação de ésteres orgânicos e inorgânicos, aditivo em petróleo e fluidos hidráulicos, etc.	(AZANIA et al., 2008; KUÇUK; CEYLAN, 1998; LEE et al., 2011; PATIL; KOOLWAL; BUTALA, 2002; TUTER et al., 2011; YILMAZTEKIN; ERTEN; CABAROGLU, 2009)
Levedura	Proteína de levedura	Utilização de levedura <i>Saccharomyces cerevisiae</i> como fonte de proteína.	Alimentação animal	(GAUSE; TRUSHENSKI, 2011; MATHEWS et al., 2011; OMAR et al., 2012; TUKMECHI et al., 2011)

Fonte: O autor (2014).

A vinhaça pode ser utilizada como ração animal na forma *in natura* ou concentrada (ARRIGONI et al., 1993; INSTITUTO CUBANO DE PESQUISA DOS DERIVADOS DA CANA-DE-AÇÚCAR, 1999). Outro destino nobre para a vinhaça é sua utilização como substrato no cultivo de leveduras para produção de proteína para suplemento alimentar animal (SILVA et al., 2011). Da mesma forma, a levedura retirada do processo fermentativo, por contaminação ou interrupção da produção, pode ser aplicada na alimentação animal.

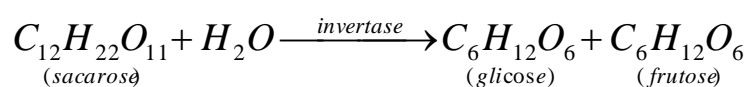
Ainda, no sentido de valoração da vinhaça e redução de seu potencial poluidor emprega-se o tratamento anaeróbio, obtendo-se biogás (aproximadamente 60% CH₄) e um efluente rico em minerais e com carga orgânica reduzida que pode ser aplicado no solo como fertilizante.

Outro coproduto de menor importância devido à sua pequena quantidade produzida é o óleo fúsel. O rendimento de óleo fúsel em plantas industriais varia entre 1 e 11 litros para cada m³ de etanol absoluto (PÉREZ; CARDOSO; FRANCO, 2001). O óleo fúsel, mistura de alcoóis superiores, principalmente álcool isoamílico (3-metil-1-butanol) e isobutílico (2-Metilpropan-1-ol), é separado na coluna de retificação na altura correspondente à concentração hidroalcoólica entre 40 e 50 % em volume (KIRSCHBAUM, 1948; PATIL; KOOLWAL; BUTALA, 2002; RASOVSKY, 1979).

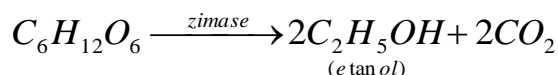
B.2 Rendimento Teórico

O rendimento teórico de transformação de carboidratos em etanol é o ponto de referência para a análise do processo industrial, pois é o rendimento máximo possível de ser obtido. O rendimento teórico pode ser calculado para qualquer tipo de matéria-prima.

Para os sacarídeos, a inversão da sacarose se dá pela ação da enzima invertase liberada pelas leveduras, conforme a seguinte reação:

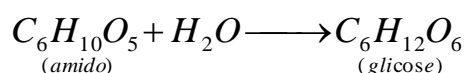


Assim, cada molécula de sacarose (342 g) produz duas moléculas de açúcares redutores (360 g). Considerando, para efeito de cálculo, que todos os açúcares fermentescíveis estão sob a forma de glicose ou frutose, tem-se:



Assim, cada 180 g de açúcares fermentescíveis produzem 92 g de etanol. Considerando que a densidade do etanol é 0,789 g·mL⁻¹, esta massa representa 116,6 mL de etanol.

Para as amiláceas, a transformação de amido em açúcares fermentescíveis se dá de acordo com a seguinte reação:



Cada molécula de amido (162g) produz uma molécula de açúcar redutor (180 g). Como visto anteriormente, este origina 92 g de etanol. A Tabela 39 contém os valores de rendimento teórico para cada tipo de carboidrato utilizado como matéria-prima para a obtenção de etanol. A partir dos dados da Tabela 39 e da concentração de carboidrato na matéria-prima é possível estimar a produtividade teórica de etanol por tonelada de matéria-prima.

Tabela 39 - Relações estequiométricas da formação de etanol.

100,0 g de glicose	95,0 g de sacarose	90,0 g de amido
100,0 g de sacarose	105,26 g de glicose	94,73g amido
100,0 g de amido	111,11 g de glicose	105,55 g de sacarose
Rendimento teórico		
100,0 g de glicose	51,11 g de etanol	64,31 mL ¹ (61,07 mL) ²
100,0 g de glicose	48,88 g de CO ₂	
100,0 g de sacarose	53,80 g de etanol	67,69 mL (64,31 mL) ²
100,0 g de amido	56,79 g de etanol	71,46 mL (67,88 mL) ²

¹Massa específica do etanol (15°C) igual a 0,7947.

²Rendimento prático máximo considerando o rendimento Pasteur (igual a 95% do rendimento máximo).

Fonte: Reguly (1998).

B.3 Produtividade Industrial

A avaliação dos processos industriais empregados na transformação da matéria-prima em etanol combustível tem por objetivo fornecer um valor que permita a comparação entre processos industriais semelhantes ou entre diferentes escalas

de produção, e que possui diferentes abordagens. Ela pode resultar em um indicador que expressa a quantidade de matéria-prima necessária para produzir determinada quantidade de etanol ou simplesmente identificar os rendimentos obtidos em cada grande etapa do processo.

No primeiro caso, o rendimento industrial de uma destilaria é comumente definido como a quantidade de EHC (expressa geralmente em litros) produzida a partir de uma (1,0) tonelada de matéria-prima (ANCIÃES et al., 1981; SECRETARIA DE INDÚSTRIA E COMÉRCIO, 1984). Por ser uma relação de fácil entendimento é muito utilizada por produtores e pesquisadores dessa atividade e que buscam retratar a eficiência do processo como um todo.

Entretanto, o emprego do termo “rendimento industrial” apresenta um inconveniente quanto à informação incompleta que tal relação expressa, caso não esteja acompanhada do valor da concentração de carboidrato presente na matéria-prima em relação ao qual o rendimento industrial foi calculado. O uso inadequado do rendimento industrial pode levar a uma interpretação inadequada da eficiência do processo industrial se forem comparadas matérias-primas com concentração de carboidratos diferentes.

A segunda abordagem consiste na avaliação individual de cada grande etapa do processo produtivo, uma vez que, no caso das destilarias, esse processo pode ser dividido em quatro etapas: recebimento e preparo da matéria-prima; obtenção do substrato para a fermentação; fermentação e; destilação. Em termos de rendimento do processo, somente as três últimas etapas são consideradas tendo em vista que na primeira as perdas são desprezíveis.

A Tabela 40 apresenta os rendimentos para as etapas do processo de produção de EHC a partir da cana-de-açúcar. Esses rendimentos permitem avaliar se o processo está de acordo com o desejado e se as perdas são significativas. O rendimento total resulta da multiplicação dos rendimentos para cada uma das etapas.

Tabela 40 - Rendimentos das etapas do processo de produção de EHC a partir da cana-de-açúcar.

Etapa	Rendimento (%)	Referência
Obtenção do substrato (moagem)	95,70	(LOBO et al, 2007)
Fermentação	92,00	(BASSO et al, 2008)
Destilação	99,70	(DIAS et al, 2010)
Rendimento total	87,78	

Fonte: O autor (2014)

Assim, a partir da concentração de ART⁴ da matéria-prima e do rendimento total do processo é possível quantificar a produtividade industrial. A equação 8 relaciona a produtividade industrial, a concentração de açúcares redutores totais e o rendimento industrial total (SECRETARIA DE INDÚSTRIA E COMÉRCIO, 1984).

$$PI = \frac{1,5625 \cdot (ART\%cana \cdot 100/1000) \cdot \eta_{ind}}{0,96} \quad (8)$$

Onde:

- *PI* é a produtividade industrial, em litros de álcool por tonelada de cana-de-açúcar;

- 1,5625 é o fator de conversão estequiométrico entre os açúcares redutores (em massa) e o etanol (em volume);

- *ART%cana* é a porcentagem média da safra, de açúcares redutores totais (ART) presentes na matéria-prima;

- 0,96 é o fator de conversão do álcool absoluto para álcool hidratado.

⁴ Ao invés de utilizar o valor de ART, as destilarias freqüentemente utilizam a concentração de açúcares expressa como açúcares totais recuperáveis (ATR), pois este termo informa a quantidade de açúcares (sacarose, glicose e frutose) que pode ser recuperada da cana-de-açúcar pelo processo industrial, expressa em kg por tonelada de cana-de-açúcar (CONSECANA-SP, 2006). É com base no valor de ATR que as destilarias pagam pela cana-de-açúcar que utilizam, sendo uma maneira de evitar dispêndios com matéria-prima de baixa qualidade.

Apêndice C – Dispositivos de contato

Este apêndice tem por objetivo apresentar as principais características dos dispositivos de contato utilizados no presente estudo, nomeadamente pratos perfurados sem *downcomer* e recheios randômicos.

C.1 Pratos perfurados sem downcomer

Os pratos podem ser divididos em dois grupos: com e sem *downcomers* (CALDAS et al., 2007). Os pratos com *downcomer* também são chamados de pratos de escoamento cruzado. Já os pratos sem *downcomer* apresentam escoamento do tipo contracorrente (*dual flow*) (DOMINGUES; SECCHI; MENDES, 2010). Os pratos com restrição física à passagem de líquido (a maioria dos pratos do tipo valvulado ou com borbulhadores) somente podem ser do tipo com *downcomer*. Talvez por isso Van Winkle (1967) tenha classificado os pratos sem *downcomer* como sendo um tipo de recheio, pois, segundo esse autor, apresentam um comportamento governado pelos mesmos fatores que governam o comportamento de colunas empacotadas.

Nos pratos sem *downcomer*, o líquido é retido sobre o prato devido ao balanço dinâmico de líquido e vapor que fluem através das perfurações. A retenção de líquido é usualmente baixa e a capacidade desse prato é semelhante à de um prato perfurado com *downcomer*, isto é, ligeiramente superior à de um prato com borbulhador (CALDAS et al., 2007).

Os pratos sem *downcomer* são utilizados desde há muito tempo, como no destilador construído no século XIX por Cellier-Blumenthal que, conforme Wright (1907), fazia uso de pratos no formato de pires perfurados. Esses pratos possuem diversos modelos construtivos: pratos perfurados sem *downcomer* – convencionalmente chamados de *dual flow*; - prato Turbogrid – desenvolvido pela Shell (GARCIA; FAIR, 2002); prato Kittel e prato Rippley (CALDAS et al., 2007) e; prato “shower” (KRAFT, 1948). Também existem pratos valvulados sem *downcomer*

(AÉROV et al., 1969; BILLET, 2001) e recheio estruturado utilizado como prato *dual flow* (KARCHUR; AFACAN; CHUANG, 2004).

Dentre todos estes pratos, o mais utilizado é o *dual flow* devido à sua simplicidade, facilidade de instalação e manutenção e por não possuir direitos de propriedade (KISTER, 1992). Estes pratos consistem em simples bandejas perfuradas ou puncionadas, tornando sua construção de baixo custo (TRAMBOUZE, 1999; WANKAT, 1988). O líquido e o vapor fluem de forma contracorrente e alternada através dos mesmos orifícios, o que promove uma ação autolimpante (GARCIA; FAIR, 2002).

Além disso, o prato *dual flow* apresenta maior capacidade e menor perda de carga (DOMINGUES; SECCHI; MENDES, 2010) uma vez que a área de borbulhamento é maior pela ausência de *downcomers*. Essa capacidade pode ser até 20% maior em relação a pratos perfurados com *downcomer* (FURZER, 2000). A ausência de *downcomers* e a maior área de borbulhamento tornam esse prato menos suscetível à incrustação (KISTER, 1992). Pelo mesmo motivo, os pratos *dual flow* apresentam menor flexibilidade e maior sensibilidade às propriedades físicas da mistura (XU; AFACAN; CHUANG, 1994), além de menor eficiência (KISTER, 1992). A eficiência do prato é satisfatória enquanto as vazões não desviarem muito dos valores de projeto, porém baixa, uma vez que o tempo de contato gás-líquido é baixo (TRAMBOUZE, 1999).

Em colunas de grande diâmetro existe uma maior possibilidade de ocorrer instabilidade devido à maior tendência em formar canais preferenciais e desnivelamento de líquido (KISTER, 1992).

Garcia e Fair (2002) citam que o uso menos generalizado dos pratos perfurados sem *downcomer* deve-se à estreita faixa operacional de elevada eficiência bem como à indisponibilidade de modelos de projeto que garantam o desempenho desse prato. Os perfurados sem *downcomer* foram extensivamente testados nas décadas de 1950 e 60, destacando-se os experimentos desenvolvidos no *Fractionation Research, Inc.* (FRI) (GARCIA; FAIR, 2002).

C.1.1 Características hidrodinâmicas dos pratos perfurados sem downcomer

As principais características hidrodinâmicas no funcionamento dos pratos perfurados sem *downcomer* são a altura de líquido limpo (definido pela altura da espuma), a perda de carga, a capacidade e a eficiência.

A altura de líquido sobre o prato é resultante da interação das substâncias presentes com o fluxo de gás através do líquido retido no prato. Tal interação pode ser observada pela perda de carga medida em cada prato. A altura de líquido sobre o prato influencia tanto a capacidade do prato quanto sua eficiência. O aumento da velocidade proporciona maior interação líquido/vapor sobre o prato, o que tende a elevar a altura de líquido e a perda de carga. Essa maior interação provoca maior eficiência na transferência de massa entre as fases.

Se a velocidade do gás for muito elevada, poderá ocorrer arraste do líquido para o prato superior, diminuindo a eficiência do dispositivo. Se esse arraste for excessivo, a altura do líquido (espuma) será igual à distância entre os pratos, o que também afetará negativamente a eficiência, pois ocorrerá um contato entre o líquido de dois estágios diferentes. Em uma situação extrema, quando a velocidade do gás for excessiva, a drenagem do prato será impedida pela passagem do gás, acarretando a inundação da torre de destilação.

Assim, a correta predição desses parâmetros é fundamental para que projeto do estágio de contato esteja de acordo com os requisitos de eficiência e capacidade desejados pelo projetista. Essa predição envolve diversas correlações que foram desenvolvidas para sistemas de destilação específicos, o que pode resultar em erro ou inconformidade de projeto.

A) Altura da espuma

Kolár (1969) determinou a dependência da porosidade $(1 - \psi)$ da mistura gás-líquido com a distância em relação ao nível do prato, conforme a equação (9):

$$\frac{z}{h_{cL}} = \frac{\phi_V(0)}{1 - \phi_V(0)} \left\{ \frac{(1 - \psi) - \phi_V(0)}{(1 - \psi)\phi_V(0)} + \ln \left[\frac{(1 - \phi_V(0))(1 - \psi)}{(1 - (1 - \psi))\phi_V(0)} \right] \right\} \quad (9)$$

Posteriormente, Cervenka e Kolár (1973) avaliaram experimentalmente a correlação proposta na equação (9) para um sistema de mistura gás - líquido

homogêneo e obtiveram um valor para $(1 - \psi)$ que melhor ajustava os dados experimentais a essa equação:

$$\frac{h_f}{h_{cl}} = \frac{\phi_V(0)}{1 - \phi_V(0)} \left\{ \frac{0,975 - \phi_V(0)}{0,975 \phi_V(0)} + \ln \left[\frac{(1 - \phi_V(0))0,975}{0,025 \phi_V(0)} \right] \right\} \quad (10)$$

A faixa de aplicabilidade da equação (10) compreende 311 medidas de altura da espuma, com desvio menor do que 15% para 90% dos valores.

Takahashi et al. (1973a) propuseram correlações para a distribuição vertical da fração de vazio de gás (equação 11), da altura de espuma no prato (equação 12) e fração média de vazio de gás (equação 13) para pratos *dual flow*, considerando a geometria da bolha formada sobre o prato como sendo esférica parcialmente vazia (*capped bubble*). Essas correlações foram construídas a partir dos modelos de formação de bolhas sobre o prato apresentados por Azbel (1963) e por Kim (1965), que consideraram a formação de bolhas esféricas e elípticas, respectivamente. Como resultado, foi encontrado que a fração de vazio do gás e a altura da espuma são funções no número de Froude.

a) distribuição vertical da fração de vazio de gás:

$$\phi_V(z) = \left(\frac{4,3Fr}{(\sqrt{17,2Fr + 4,3Fr + 1}) - z/h_{cl}} \right)^{0,5} \quad (11)$$

b) altura de espuma:

$$h_f = h_{cl}(1 + \sqrt{17,2Fr}) \quad (12)$$

c) relação média da fração de gás-líquido:

$$\frac{1 - \psi}{\psi} = \sqrt{17,2Fr} \quad (13)$$

Estas equações foram validadas experimentalmente por Takahashi et al. (1974). Os pratos avaliados compreendiam diâmetros de furo entre 7,1 e 30,6 mm e fração de área perfurada entre 0,16 e 6,23%. A fração média de vazio de gás foi modificada para incorporar o comportamento das bolhas formadas para duas faixas de valores de número de Froude:

$$\text{Região I: } \frac{1 - \psi}{\psi} = 6,5\sqrt{Fr}, \quad 1 \times 10^{-5} < Fr < Fr_c \quad (14)$$

$$\text{Região II: } \frac{1 - \psi}{\psi} = 2^3\sqrt{Fr}, \quad Fr_c < Fr < 1 \quad (15)$$

Onde

$$Fr_c = 8,5 \times 10^{-4} \quad (16)$$

Mais recentemente, Furzer (2000) avaliou experimentalmente o comportamento da espuma predito pela teoria de Azbel (1963). Ao contrário de

Takahashi et al. (1973a), Furzer (2000) avaliou a distribuição da fração de volume de líquido (equação 17).

$$\phi_L(z) = 1 - \left(\frac{Fr/4}{(1+\sqrt{Fr/4})^2 - z/h_{cl}} \right)^{0,5} \quad (17)$$

A altura da espuma (h_f) é calculada a partir da Equação (18):

$$h_f = h_{cl} [1 + (h_{cl}g)^{0,5} Fr] \quad (18)$$

Furzer (2000) coletou dados de um sistema água-vapor d'água em refluxo total, em uma coluna com 22 pratos perfurados com 20% de área livre e espaçamento entre pratos de 0,32 m. Durante a operação foram obtidos valores de altura de espuma entre 0 e 0,2 m para valores de F (fator F) entre 0,75 e 2,15, respectivamente. A relação entre os valores extremos de F conduz à medida de flexibilidade (TR - razão *turndown*) de 2,87.

Posteriormente, Furzer (2001) mediu a altura de líquido limpo em pratos *dual flow* com 20% de área livre em refluxo total para sistemas heterogêneos binários e ternários. Os dados experimentais permitiram correlacionar a altura de espuma e a altura de líquido limpo, conforme a equação (19):

$$h_f = 3,730h_{cl} - 0,019 \quad h_f < 0,3 \text{ m} \quad (19)$$

A fração volumétrica média de líquido na espuma foi constante e igual a $\phi_L = 0,291$, para $h_f < 0,3$ m. Furzer (2001) também correlacionou a altura da espuma com as características físicas das fases líquido e vapor:

$$h_f = 2500,0 \left(\frac{1}{2} \rho_V U_{Vc}^2 \right) \frac{1}{\rho_L} \sqrt{\frac{\rho_V}{\rho_L}} \quad h_f < 0,3 \text{ m} \quad (20)$$

A equação (21) pode ser reescrita em termos do número de Froude modificado:

$$Fr_M = 280,0 \times 10^{-6} \left(\frac{\rho_V}{\rho_L} \right)^{-1/2} \quad (22)$$

Xu et al. (1994) propuseram uma correlação para o cálculo da altura de líquido limpo (h_{cl}) que considera características operacionais além das características construtivas do prato:

$$h_{cl} = b_1 \frac{(LM_L)^{b_2} [U_{Vc}(\rho_G/\rho_{ar})^{0,5}]^{b_3}}{\rho_L \tau^{b_4} (\delta/d)^{0,42}} \quad (23)$$

Os valores de b_1 , b_3 e b_4 foram determinados experimentalmente e valem 0,006, 1,75 e 1,90, respectivamente. O termo b_2 é calculado como $b_2 = 0,3162\tau^{-0,25}$.

A altura da espuma (h_f) pode ser calculada por:

$$h_f = \frac{h_{cL}}{[1-(1-\psi)]} \quad (24)$$

Onde a porosidade da camada vapor-líquido sobre o prato $(1 - \psi)$ é calculada por:

$$(1 - \psi) = 1,0 - 0,0946 \left[\frac{U_{vc}^2 \rho_G}{g h_L \rho_L} \right]^{-0,2} \quad (25)$$

Mais recentemente, Garcia e Fair (2002) adaptaram outros dados experimentais à equação (25) obtendo novos valores para os parâmetros b_1 , b_3 e b_4 , quais sejam, 0,01728, 1,0 e 1,5, respectivamente.

Conforme Mayer et al. (2014), maioria dos modelos aqui discutidos para predição do comportamento da camada de líquido sobre o prato foram baseados na teoria de Azbel, à exceção do trabalho de Xu et al. (1994).

B) Queda de pressão

Steiner e Standart (1967a) desenvolveram equações para a predição da queda de pressão ou retenção de líquido (*holdup*) a partir de balanço de momento e de forças em pratos *dual flow*. Estas equações consideram as vazões das duas fases e as variáveis construtivas do prato. A equação (26) apresenta a queda de pressão no prato em função dos parâmetros operacionais e construtivos:

$$P_t = \rho_L h_f + \frac{\rho_V U_G^2}{2g\tau_L} [\zeta + (1 + (1 - \tau)^2)] \quad (26)$$

Esses mesmos autores publicaram um trabalho em sequencia (STEINER; STANDART, 1967b) em que avaliaram experimentalmente o modelo proposto na equação (26). A equação (26) pode ser reescrita em termos de β_1 e φ' , que são a amplitude das ondas formadas sobre o prato e a fração da área transversal livre do prato ocupada por líquido, respectivamente.

$$P_t = \frac{1}{1-\beta_1} \frac{(\zeta+1)\rho_G U_G^2}{2g(1-\varphi')^2} + \frac{\beta_1}{1-\beta_1} \frac{\rho_L U_L^2}{2g\xi\varphi'^2} \quad (27)$$

Steiner e Standart (1967b), com base em 1000 pares de dados de queda de pressão e holdup em função das vazões das duas fases, obtiveram os termos β_1 e φ' , definidos pelas equações (28) e (29), respectivamente. Os pratos testados compreendiam diversas conformações de furos, resultando em frações de áreas livres entre 3,6 e 19%.

$$\varphi'^{-1} = 0,41 + 1,03 \left[\frac{\rho_G}{\rho_L} \right]^{1/3} \left(\frac{U_G}{U_L} \right)^{2/3} \quad (28)$$

$$\beta_1 = \frac{1-\varphi'M}{1+M-\varphi'M} \quad (29)$$

Onde

$$M = K_1 \frac{U_L^x U_G^y}{\varphi'^{3/2}} \quad (30)$$

Ao contrário do esperado pelas considerações teóricas expostas em Steiner e Standart (1967a), o valor determinado para β variou com as vazões de gás e líquido. Também se verificou que o valor de y é zero, restando assim a determinação de x e K_1 . O valor experimental de x aproximou-se de 0,83, sendo testado para avaliar dados de queda de pressão obtidos da literatura, resultando em uma precisão de $\pm 20\%$. Nesta tentativa foram utilizados aproximadamente cinco mil dados experimentais e mesmo assim não foi possível determinar de maneira confiável os efeitos dos parâmetros envolvidos no cálculo de β .

Kolár (1969) transformaram a equação (9), com a ajuda do balanço de momento e forças, em uma forma dependente da queda de pressão sobre a distância acima do prato. A equação (31) apresenta a nova equação:

$$\frac{z}{h_{cL}} = \frac{\phi_V(0)}{1-\phi_V(0)} \left\{ \frac{(P_0-P)(1-\phi_V(0))}{(P_0-P_H)\phi_V(0)} + \ln \left[\frac{(P_0-P_H)}{(P-P_H)} \right] \right\} \quad (31)$$

Shoukry et al. (1974) avaliaram estatisticamente a queda de pressão provocada pela retenção de líquido para os diferentes regimes hidrodinâmicos. Ao todo, foram encontrados cinco regimes (borbulhamento, espuma celular, espuma homogênea, espuma circulante e oscilante), bem como as fronteiras entre os regimes de espuma homogênea e oscilante.

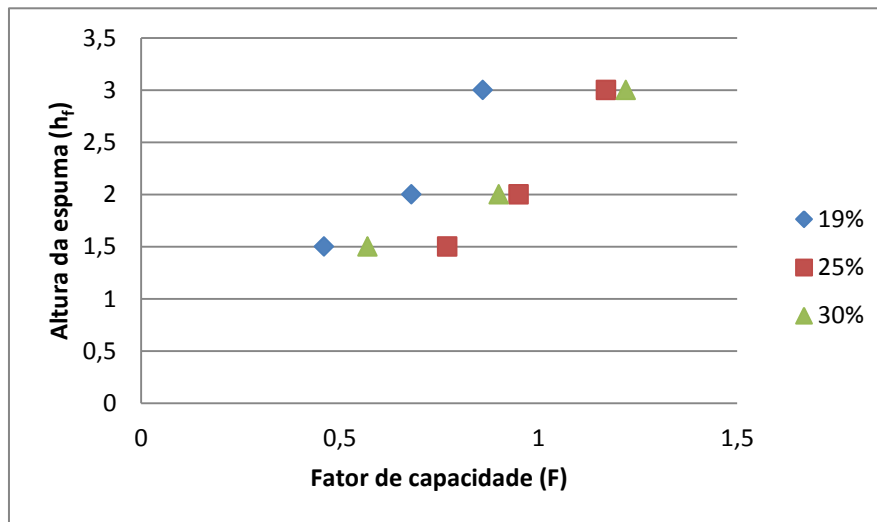
Na sequência desse trabalho, Shoukry e Kolár (1974) propuseram um modelo estatístico para a operação do prato em regime de espuma homogênea, baseado na determinação estatística da queda de pressão através da dispersão apresentada em Shoukry et al. (1974).

Ainda neste trabalho, Shoukry e Kolár (1974) discutiram a multiplicidade de estados estacionários, uma vez que para uma mesma queda de pressão média através do prato podem existir diferentes regimes operacionais. A queda de pressão média através do prato é praticamente independente da retenção de líquido e do regime de operação, mas depende da vazão de gás e da geometria do prato.

Ainda, Matsumoto e Suzuki (1984) também analisaram estatisticamente a flutuação da pressão da espuma em pratos perfurados sem *downcomer* de modo a obter um algoritmo para o reconhecimento do padrão do espectro de flutuação e

assim permitir sua aplicação na estimativa *on-line* da hidrodinâmica desse tipo de prato. Esses autores também apresentaram dados de altura de líquido limpo (h_{cL}) em função da velocidade do gás (U_{Vc}) para dois tipos de pratos com mesmo diâmetro de furo ($d = 5,0 \text{ mm}$), mas com áreas perfuradas diferentes (13,7 e 8,2%). O prato com maior área perfurada apresentou maior capacidade (maior U_{Vc} antes da inundação). O mesmo pode ser obtido através de dados publicados em Myers e Braun (1958), mostrados na Figura 25. Observa-se que existe uma maior resistência dos pratos com maior fração de área perfurada à inundação, medida pela altura da espuma (h_f).

Figura 25 - Altura de espuma (h_f) medida na inundação em função da capacidade (F) para três frações áreas perfuradas (19, 25 e 30%), diâmetro da coluna de 25,4 mm e diâmetro de furo de 6,35 mm, para o sistema heptano-metilcicloexano a 760mmHg).



Fonte: Valores calculados a partir de dados de Myers e Braun (1958).

Takahashi et al. (1986) propuseram uma correlação para a determinação da queda de pressão total no prato (equação 32):

$$P_t = P_i - P_o = \beta_2 \rho_L g h_{cL} + \frac{\rho_L U_{Lc}^2}{2} + (P_d + P_\sigma) - \zeta_l (U_{Lh} / \tau_L)^2 \rho_L / 2 \quad (32)$$

Onde a constante β_2 é fornecida em Takahashi et al. (1986), como uma função do número de Reynolds, enquanto que τ e a retenção de líquido (h_{cL}) são determinados pelas equações (33) e (34):

$$k_1 \rho_V U_{Vh}^2 \tau_L^3 \{3 - 2,4\tau(1 - \tau_L)\} - 4,4 \rho_L U_{Lh}^2 (1 - \tau_L)^3 = 0 \quad (33)$$

$$U_{Vc}^2/(gh_{cL}) = 2,8 \left(\frac{U_{Vc}}{U_{Lc}}\right)^{1,5} \left(\frac{\delta}{d}\right)^{0,34} \tau^{1,8} (\rho_L g d^2 / \sigma)^{0,42} \{U_{Lc}^2 / (g d)\}^{0,63} (d U_{Lc} \rho_L / \mu_L)^{0,053} \quad (34)$$

A equação (34) aplica-se para pratos *dual flow* com diâmetro de furo maior que 5,0 mm.

Por sua vez, Garcia e Fair (2002) indicaram que o balanço de pressões mantido em um prato *dual flow* é

$$P_t = h_{cL} + P_{hV} \quad (35)$$

Onde h_{cL} é a altura de líquido limpo calculado pela equação (14), com os novos valores para os parâmetros b_1 , b_3 e b_4 iguais a 0,01728, 1,0 e 1,5, respectivamente. O termo P_{hV} , que representa a queda de pressão devido à passagem de vapor nos orifícios, é calculado pela equação (3):

$$P_{hV} = \frac{U_x^2 \rho_L}{2g C_V^2 \rho_G} \quad (36)$$

O coeficiente de orifício C_V é calculado pela equação (37) e depende da fração de área perfurada para passagem de vapor (τ_V) e da relação espessura do prato (δ) e diâmetro do furo (d).

$$C_V = 0,74\tau_V + \exp[0,29(\delta/d) - 0,56] \quad (37)$$

A fração total de furos passando vapor (x) é calculada pela equação (38). Os coeficientes b_5 , b_6 e b_7 valem 0,4668, 90 e 45, respectivamente.

$$x = b_5 \left(\frac{\tau_V}{0,2}\right)^{0,8} \left(\frac{Z}{0,61}\right)^{0,2} \exp\left[-0,35 \left(\frac{|\%inund.-b_6|}{b_7}\right)\right] \quad (38)$$

Segundo Garcia e Fair (2002), a diferença no coeficiente de orifício respondeu por 1/3 da diferença na queda de pressão total para dois diâmetros de furos avaliados (12,7 e 25,4 mm).

O modelo para a queda de pressão, ajustado aos dados experimentais e predito pela equação (35), apresentou desvio médio absoluto de $\pm 23,0\%$ e um desvio médio igual a zero. A maioria dos pontos que ficaram acima do desvio médio absoluto de $\pm 25,0\%$ correspondeu à operação próxima da condição de inundação.

C) Capacidade máxima

Takahashi et al. (1973b) propuseram uma correlação (Equação 39) para predição da velocidade de inundação de diversos pratos sem *downcomer*, incluindo pratos *dual flow*, baseando-se na correlação de Zens e Eckert para predição da

velocidade de inundação em colunas recheadas. As faixas de dimensões dos pratos e propriedades físicas são apresentadas na Tabela 41.

$$Y_C = \exp(2,9/\ln X_C) \quad (39)$$

onde

$$X_C = U_{LF} \left(\frac{1}{g} S_F \right)^{0,5} \quad (40)$$

$$Y_C = U_{GF} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \frac{1}{g} S_F \right)^{0,5} \quad (41)$$

Tabela 41 – Faixas de dimensão do prato *dual flow* e propriedades físicas.

Tipo de prato	d (m)	A_h/A_c	ρ_L	ρ_G	μ_L	μ_V	σ
<i>Dual flow</i>	0,0038-0,02	0,119-0,370	844-1165	1,2	2,9-52	0,065	$4,8-9,6 \times 10^{-5}$

Fonte: Takahashi et al. (1973b)

A correlação (39) aplica-se à faixa de X_C e Y_C entre 0,0003 e 0,7. A variável S_F representa o fator de forma para pratos *dual flow* (equivalente ao termo fator de empacotamento $[a/\varepsilon^3]$ da equação proposta por Sherwood et al. (1938), calculado pela Equação 19:

$$S_F = 23/(A_h/A_c)^2 \quad (42)$$

Posteriormente, Wallis et al. (1975) publicaram uma forma simplificada da Equação 39, mostrada na Equação (43), sendo aplicável a diversos tipos de pratos (com e sem *downcomer*) e também recheio.

$$X_C^{0,5} + Y_C^{0,5} = 0,832 \quad (43)$$

Equações específicas para cada tipo de prato podem ser obtidas em Wallis et al. (1975). Nomeadamente para o prato *dual flow*, tem-se que

$$X_C^{0,5} + Y_C^{0,5} = 0,851 \quad (44)$$

Takahashi et al. (1986) avaliaram a correlação apresentada pela Equação (39) utilizando pratos *dual flow* com diâmetro de furo entre 2,14 e 12,10 mm e fração de área perfurada entre 14,65 e 63,71%. Foi verificado que os pontos de carga são satisfatoriamente descritos para diâmetro de furo maior que 5,00 mm. Entretanto, para pratos com diâmetro de furo menor que 5,00 mm, o ponto de carga necessitou ser correlacionado como:

$$X_C^{0,5} + Y_C^{0,5} = 0,516 \quad d < 5,00 \text{ mm} \quad (45)$$

A velocidade de inundação (U_{fl}) é então calculada a partir da equação (46) considerando a altura da espuma (h_f) igual ao espaçamento entre os pratos (Z):

$$U_{fl} = 0,0283\sqrt{Z} \left(\frac{\rho_V}{\rho_L}\right)^{-3/4} \quad Z < 0,3 \text{ m} \quad (46)$$

D) Eficiência do prato

Segundo Myers e Braun (1958), o diâmetro do furo, a área livre e o espaçamento entre pratos são as três principais variáveis de projeto que afetam o desempenho de pratos *dual flow*. Neste estudo, esses autores apresentam dados experimentais realizados em uma coluna com diâmetro interno de 2,54 cm variando-se o diâmetro do furo (entre 16 e 64 mm), fração de área livre (entre 19 e 35%) e espaçamento entre pratos (3,8, 5,1 e 7,6 cm). Em relação ao diâmetro do furo, esses autores verificaram certa dificuldade em separar o efeito dessa condição com a fração de área livre. Entretanto, foi possível demonstrar que, em termos qualitativos, para uma mesma fração de área perfurada, o ponto de carga aumenta com o diâmetro do furo e com o espaçamento entre pratos. Por outro lado, a eficiência tende a diminuir quanto maior for o diâmetro do furo. Esse último efeito é mais pronunciado quanto menor for o espaçamento entre pratos. A influência da fração de área livre na definição do comportamento do ponto de inundação e da eficiência foi semelhante à do diâmetro do furo, ou seja, quanto maior a fração de área livre, menor é a eficiência para um mesmo diâmetro de furo. Não foi observada influência significativa na definição do ponto de carga. No que se refere ao espaçamento entre pratos foi observado que maiores espaçamento entre pratos tendem a tornar a coluna menos sensível aos efeitos de arraste, aumentando-se assim o ponto de inundação e a eficiência. O ponto de carga não sofreu modificação com a variação do espaçamento entre pratos.

A área interfacial e o coeficiente de transferência de massa para a fase líquida em pratos perfurados sem *downcomer* foram avaliadas por Miyahara et al. (1990). O modelo foi desenvolvido para os regimes “espuma” (*froth*) e transição - equivalente ao regime de “jorro” (*jetting*) transiente. A área interfacial (a_L) para os regimes espuma e transição pode ser calculada pelas equações (47) e (48), respectivamente.

$$a_L h_{cL} = 80We^{0,5}/Fr^{0,5} \text{ (regime espuma)} \quad (47)$$

$$a_L h_{cL} = 19,1 We^{0,2} \text{ (regime de transição)} \quad (48)$$

O coeficiente de transferência de massa da fase líquida (k_L) para os regimes espuma e transição pode ser calculado pelas equações (49) e (50), respectivamente.

$$Sh = 3,37 Sc^{0,5} Ga^{0,25} \text{ (regime espuma)} \quad (49)$$

$$Sh = 0,07 Sc^{0,5} Ga^{0,5} \text{ (regime de transição)} \quad (50)$$

O coeficiente de transferência de massa volumétrico da fase líquida ($k_L a_L$) para os regimes espuma e transição pode ser calculado pelas equações (51) e (52), respectivamente.

$$\frac{k'_L a_L h_{cL}^2}{D_A} = 270 Sc^{0,5} Ga^{0,25} We^{0,5} Fr^{-0,5} \text{ (regime espuma)} \quad (51)$$

$$\frac{k'_L a_L h_{cL}^2}{D_A} = 1,34 Sc^{0,5} Ga^{0,25} We^{0,2} \text{ (regime de transição)} \quad (52)$$

O ajuste do modelo aos dados experimentais para o coeficiente de transferência de massa volumétrico da fase líquida ($k_L a_L$) apresentou variação de $\pm 50\%$.

Xu et al. (1994) propuseram uma correlação para determinar o número de unidades de transferência de massa para as fases líquido e vapor, baseada na similaridade do comportamento hidráulico de pratos *dual flow* e vasos agitados:

$$N_G = k'_G t_G a_L = C_1 \frac{(1-\psi)(D_G t_G)^{0,5} (\rho_L^2 \rho_G)^{0,2} U_{Vc}^{0,4}}{\psi^{0,5} \tau^c \sigma^{0,6} \mu^{0,1}} \quad (53)$$

$$N_L = k'_L t_L a_L = C_2 \frac{(1-\psi)(D_L t'_L)^{0,5} (\rho_L^2 \rho_G)^{0,2} U_{Vc}^{0,4}}{\psi \tau^c \sigma^{0,6} \mu^{0,1}} \quad (54)$$

Onde

$$t_G = \frac{h_{cL}}{U_{Vc} \psi} \quad (55)$$

$$t'_L = \frac{h_{cL} A_c}{Q_L} \quad (56)$$

Os coeficientes c , C_1 e C_2 das equações (53) e (54) foram determinados experimentalmente e valem 1,32, 0,27 e 7,00, respectivamente. Os experimentos foram conduzidos em uma coluna de 300 mm de diâmetro com cinco pratos, espaçados em 457 mm e operando em refluxo total. Foram testados três conjuntos de pratos com áreas perfuradas de 20,0, 28,0 e 37,0%, todos com diâmetro do furo de 12,7 mm. Os dados foram coletados dos pratos intermediários a fim de evitar a interferência das condições das extremidades da coluna.

A medida da eficiência de separação do prato *dual flow* pode ser medido por:

$$N_{OG} = -\ln(1 - E_{OG}) \quad (57)$$

Com base na teoria de duplo filme, tem-se que:

$$\frac{1}{N_{OG}} = \frac{1}{N_G} + \frac{\lambda}{N_L} \quad (58)$$

com N_G e N_L calculados pelas equações (53) e (54), respectivamente. Conforme Xu et al. (1994) os valores de eficiência preditos pelo modelo obtiveram erro absoluto relativo médio de 7,1%, com 95% de concordância com os valores calculados dentro de $\pm 15\%$. Esses autores comentam em detalhes as relações entre o fator F e a altura da espuma com a eficiência. O aumento do fator F (que informa o ponto de carga do vapor) acarreta maior eficiência devido ao aumento da turbulência no prato. Esse aumento também favorece o crescimento da altura de espuma provocando um aumento no tempo de contato entre as fases e, por consequência, a transferência de massa. Essa característica dos pratos dual flow os diferencia dos pratos com *downcomers*.

Ainda, o aumento da fração de área perfurada reduz a altura da espuma, o que resulta em menor eficiência. Assim, a fim de maximizar a eficiência com a capacidade do prato, os autores sugerem utilizar pratos com fração de área livre entre 15 e 25%.

Xu et al. (1994) também avaliaram o comportamento da altura de espuma e da eficiência em função da concentração da mistura. Misturas em que ocorre grande variação da massa específica e da tensão superficial com a variação da concentração são mais afetadas em relação à eficiência. A redução da massa específica e da tensão superficial provoca uma diminuição da altura de espuma, reduzindo a eficiência do prato. Isto serve de alerta para os pratos situados nos pontos extremos da coluna de destilação, onde a concentração varia mais significativamente.

Garcia e Fair (2002) analisaram a eficiência de pratos *dual flow* a partir do modelo de eficiência de ponto aplicados a pratos perfurados com *downcomer* e desenvolvido por Garcia e Fair (GARCIA; FAIR, 2000, 2000). Conforme estes autores, o comportamento da transferência de massa em pratos *dual flow* pode ser tratado como similar aos pratos de corrente cruzada. A aplicação desse modelo aos dados experimentais de pratos *dual flow* mostrou um desvio médio de $\pm 25,0\%$ entre os valores preditos e os experimentais. Os valores de eficiência preditos apresentaram-se menores do que os valores experimentais, provavelmente devido

ao fato de o modelo desconsiderar a transferência de massa na zona de spray, situada acima da altura de espuma. Nesse mesmo trabalho, Garcia e Fair (2002) propuseram um fator de desconto da eficiência para os casos de arraste de líquido para vazões maiores que a de pico de eficiência (γ) ou para baixo carregamento (γ'), conforme as equações (59) e (60).

$$\gamma = \frac{1 - \frac{E_w}{E_p}}{E_w + \left(1 - \frac{E_w}{E_p}\right)} \quad (59)$$

$$\gamma' = \frac{1 - \frac{E}{E_p}}{E + \left(1 - \frac{E}{E_p}\right)} \quad (60)$$

É importante ressaltar que os resultados obtidos por Garcia e Fair (2002) mostraram que quanto maior a fração de área perfurada e o espaçamento entre os pratos, maior é a capacidade e menor é a eficiência. Isto vai de encontro ao informado por Myers e Braun (1958).

Avaliando-se a influência do tamanho do furo, quanto maior o tamanho do furo, maior é a eficiência e maior é a perda de carga do prato. O espaçamento entre os pratos não apresenta influência na queda de pressão se a operação do sistema estiver bem abaixo do ponto de inundação. Ainda, em termos de diâmetro da coluna, os autores observaram maior eficiência em colunas de menor diâmetro, comportamento inverso ao da capacidade. Com bases nessas considerações, Garcia e Fair (2002) sugerem que pratos *dual flow* com fração de área livre entre 15 e 20%, diâmetro de furo de 12,7 mm e espaçamento entre pratos entre 0,5 a 0,7 m são uma combinação economicamente mais vantajosa dessas variáveis para esse prato.

O último trabalho a respeito da avaliação da eficiência de pratos *dual flow* é apresentado em Domingues et al. (2010). Os autores desenvolveram um modelo de predição de eficiência a partir do modelo proposto por Garcia (1999) apud Domingues et al. (2010). O modelo modificado consiste em substituir a fração de furos que está jorrando (FJ) do modelo de Garcia (1999) apud Domingues et al. (2010) pela fração FJ modificada ($FJ_{modificado}$). Esse modelo foi comparado com dados experimentais de três colunas de destilação operando com hidrocarbonetos, sendo que duas delas, uma fracionadora de buteno-1 e outra de propileno, utilizaram pratos *dual flow*. Os dados preditos pelo modelo modificado por Domingues et al. (2010) apresentaram melhor correlação que os modelos de Xu et al. (1994) e que o

modelo desenvolvido por Garcia e Fair (2000b) aplicado a pratos *dual flow* conforme Garcia e Fair (2002).

C.2 Recheios

Os recheios são outro tipo de dispositivo de contato empregado na destilação. Conforme Kister (1992), os objetivos do recheio são maximizar a eficiência, através do aumento da área específica, e maximizar a capacidade, através do aumento da fração de volume vazio. Existem basicamente dois tipos de recheio:

- 1) Recheios randômicos ou aleatórios: constituem-se de peças discretas de recheio de uma forma geométrica específica que são posicionados ou dispostos aleatoriamente dentro do casco da coluna.
- 2) Recheios estruturados ou sistematicamente dispostos: seções manufaturadas de recheio são manualmente dispostas de forma a garantir uma área de contato completamente uniforme entre as fases para qualquer ponto da seção transversal na coluna.

Conforme Mayer (2010), dentre todos os recheios randômicos, os anéis de Raschig são os mais antigos, mais baratos, mais robustos e os que apresentam menor eficiência de separação.

C.2.1 Características hidrodinâmicas dos recheios randômicos

A passagem de líquido e gás pelo leito recheado provoca uma determinada queda de pressão, proporcional à velocidade do vapor, disso decorrendo que existe uma velocidade da corrente de vapor que impede a drenagem de líquido do leito, provocando a inundação da coluna. A velocidade de inundação é importante na medida em que é requerida para o cálculo da máxima capacidade, para uma determinada carga de líquido (MACKOWIAK, 2010). A inundação pode ser verificada através da medição da queda de pressão ou por avaliação visual. A ocorrência da

inundação, embora seja a situação de maior eficiência na destilação, é indesejada, pois representa uma condição de operação instável. De maneira oposta, quando a velocidade do vapor é baixa, tem-se que a velocidade de líquido também o seja, de maneira que se atinge uma situação em que a molhabilidade do recheio encontra-se prejudicada (KISTER, 1992), limitando a transferência de massa entre as fases.

Sherwood, Shipley e Holloway (1938) apresentaram uma das primeiras correlações a avaliar a velocidade do vapor no ponto de inundação (U_{vc}) como uma função do parâmetro de vazão (F_{lv}). A correlação de Sherwood, Shipley e Holloway forneceu subsídios para diversas outras correlações para predição do comportamento da interação líquido-vapor em leitos recheados. Um grupo especial dessas correlações recebe o nome de Correlação Generalizada para a Queda de Pressão (CGQP).

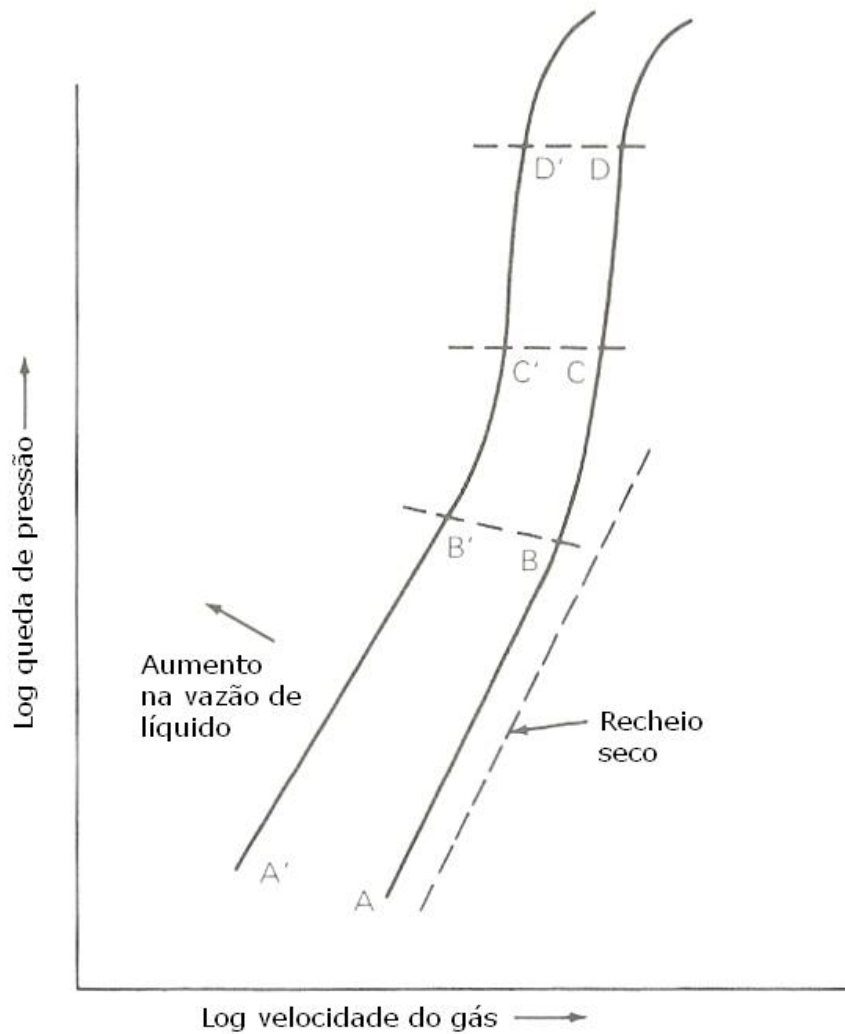
Portanto, a operação de um destilador e o seu dimensionamento são fundamentados na definição da queda de pressão, da eficiência, do ponto de inundação e da capacidade operacional. Caldas et al. (2007) discorre sobre quatro metodologias de cálculo para o dimensionamento do diâmetro, quais sejam: critério de afastamento da condição de inundação; critério de queda de pressão recomendada; critério da eficiência, e; critério da vazão máxima de líquido. Algumas correlações definem os parâmetros fluidodinâmicos dos recheios, de maneira que serão abordados na sequência.

A) Queda de pressão

A Figura 26 apresenta o comportamento típico da queda de pressão em leitos recheados como função da velocidade de gás. Esse comportamento mostra que existe uma região de operação estável (segmentos \overline{AC} ou $\overline{A'C'}$) em que o equipamento desenvolve elevada eficiência para uma vazão combinada adequada.

Dessa forma, foram desenvolvidas correlações chamadas CGQP, que expressam a interação entre as fases líquido e vapor com o fator de Souders e Brown (C ou C_{SB}), para diferentes quedas de pressão.

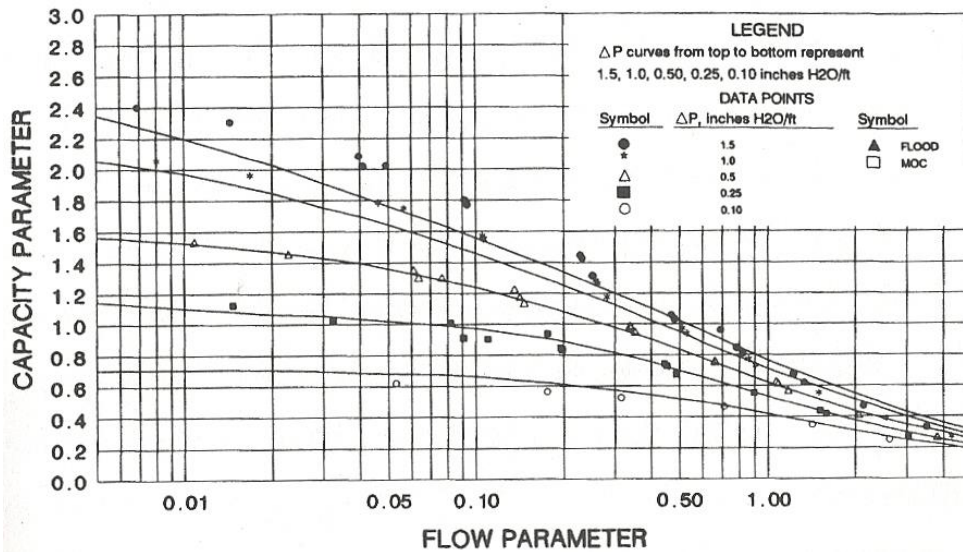
Figura 26 – Queda de pressão em leito recheado.



Fonte: Mayer (2010).

A Figura 27 apresenta um exemplo desse tipo de correlação para anéis Pall de 1", elaborado por Kister (1992). Esse critério de dimensionamento inicia no cálculo do parâmetro de vazão (F_{lv} ou X), conforme a equação (61), e na definição da queda de pressão recomendada para o sistema, indicado pelas curvas da Figura 24.

Figura 27 – Carta de interpolação CGQP para a queda de pressão para anéis Pall 1” (plástico).



Legenda: *Flow Parameter*: Parâmetro de vazão; *Capacity Parameter*: Parâmetro de capacidade; As curvas de queda de pressão (ΔP) de cima para baixo representam 1,5, 1,0, 0,50, 0,25 e 0,10 inH₂O.ft⁻¹ de recheio.

Fonte: Kister (1992)

Dessa forma, define-se o valor do fator de Souders e Brown (C_{SB}) (equação 62) que será aplicado no cálculo da velocidade do vapor para a condição da queda de pressão recomendada, calculada de acordo com a equação (63).

$$F_{lv} = \frac{L}{G} \left(\frac{\rho_V}{\rho_L} \right)^{0,5} \quad (61)$$

$$PC = C_{SB} F_p^{0,5} U^{0,05} \quad (62)$$

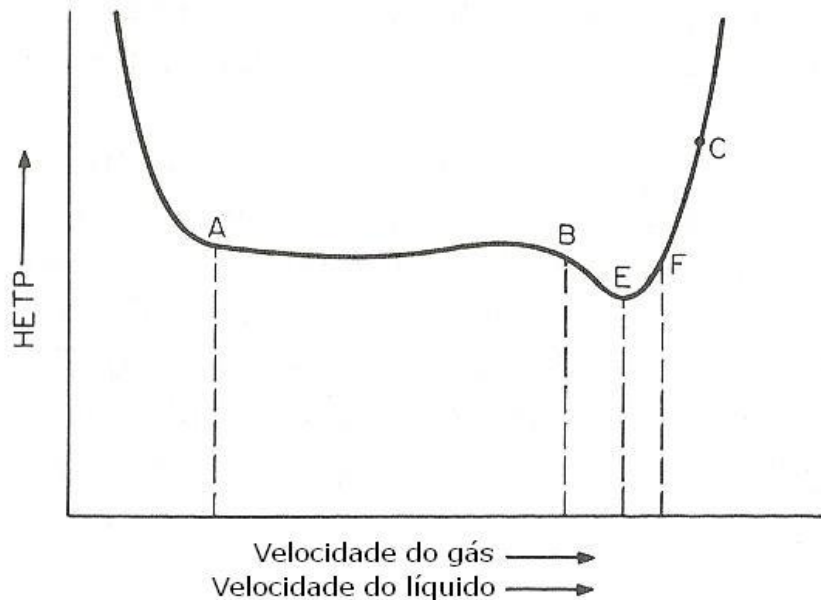
$$U_{Vc} = C_{SB} \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}} \quad (63)$$

B) Eficiência

A eficiência do recheio durante a operação apresenta um comportamento dependente da velocidade do vapor. A Figura 28 apresenta o comportamento da eficiência de recheios randômicos, medida em altura equivalente ao prato teórico – HETP (*height equivalent of a theoretical plate*). A operação estável ocorre para a velocidade do vapor definida pelo segmento \overline{AB} da Figura 28. O ponto *E*, que é o ponto de maior eficiência, não é viável do ponto de vista operacional devido à

instabilidade provocada pela sua proximidade ao ponto de inundação da torre (ponto *F*).

Figura 28 – Eficiência característica típica de recheios randômicos.



Fonte: Adaptado de Kister (1992).

Tendo em conta o comportamento da eficiência, é possível dimensionar a torre de maneira a conciliar a operação estável com elevada eficiência. Assim, é recomendado que a velocidade do vapor situe-se entre 70 a 80% da velocidade de inundação (KISTER, 1992; CALDAS et al., 2007), ou seja, para uma região próxima ao ponto *B*.

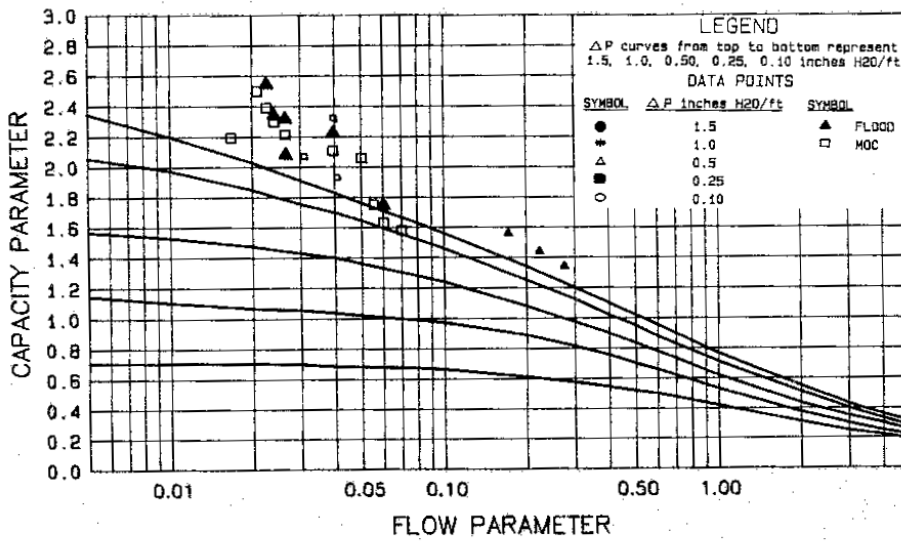
C) Ponto de inundação e Máxima Capacidade Operacional (MCO)

O ponto de inundação pode ser definido tanto pela avaliação da queda de pressão quanto pela eficiência desenvolvida. Do ponto de vista operacional é mais fácil trabalhar com a queda de pressão, visto ser uma variável diretamente mensurável. A Figura 29 mostra a inundação ocorrendo a partir dos pontos *C* e *C'*, com aumento pronunciado na queda de pressão.

Segundo Kister (1992), a MCO é definida como a máxima vazão de vapor que provê eficiência normal para um recheio, parâmetro definido pelo ponto *F* na Figura 28. Assim, verifica-se que a MOC é muito similar ao ponto de inundação, por vezes

difícil de diferenciá-las. Kister e Gill (1991) sugeriram definir a MCO como sendo 95% da velocidade do vapor que provoca inundação. A Figura 29 apresenta uma correlação proposta por Kister e Gill (1991) para o ponto de inundação e MCO para anéis Pall 1". O dimensionamento de uma torre a partir dos critérios de ponto de inundação e MCO possui a mesma metodologia que o dimensionamento através do critério da queda de pressão.

Figura 29 – Correlação para predição da inundação e MCO para anéis Pall 1".



Basis: $F_p=56$
Pressure drop measured in inches H2O/ft

Legenda: *Flow Parameter*: Parâmetro de vazão; *Capacity Parameter*: Parâmetro de capacidade; As curvas de queda de pressão (ΔP) de cima para baixo representam 1,5, 1,0, 0,50, 0,25 e 0,10 inH₂O.ft⁻¹ de recheio.

Fonte: Kister e Gill (1991).

Apêndice D – Lista de materiais do destilador piloto

A Tabela 42 apresenta a lista de materiais utilizados na construção do destilador piloto, bem como suas características construtivas.

Tabela 42 – Lista de dispositivos que compõe o sistema de destilação.

Item	Quantidade	Descrição
1	03	Módulo de retificação em aço inox ASTM 304, flangeado, com diâmetro interno de 200 mm e altura de 720 mm
2	01	Unidade de condensação de vapores hidroalcoólicos, com serpentina, em aço inox ASTM 304, que utiliza água como fluido de refrigeração. Diâmetro de 300 mm e altura de 500 mm.
3	01	Unidade deflegmadora, com sistema casco e tubos, que utiliza água como fluido de refrigeração. Diâmetro de 300 mm.
4	01	Unidade de esgotamento em aço inox ASTM 304, flangeada, diâmetro de 350 mm e altura de 2000 mm.
5	01	Refervedor com admissão de vapor e injeção direta de vapor, com visor de nível e saída de vinhoto, com base para fixação no chão. Diâmetro de 350 mm e altura de 470 mm.
6	01	Tanque, para armazenamento de álcool hidratado, em polipropileno, fechado, capacidade 100 litros.
7	01	Bomba para movimentação da alimentação
8	01	Bomba para movimentação do refluxo
9	01	0,1 m ³ de recheio do tipo anéis de Raschig em polipropileno, nas dimensões de 5/8", 1" e 1½".
10	01	0,1 m ³ de recheio do tipo anéis de Raschig em aço inox, nas dimensões de 5/8", 1" e 1½".
11	03	Redistribuidor de líquido do tipo "Roseta", em aço inox ASTM 304, flangeado. Diâmetro de 200 mm.
12	03	Grade suporte para recheio, em aço inox ASTM 304, flangeado. Diâmetro de 200 mm.

Tabela 42 - Lista de dispositivos que compõe o sistema de destilação (continuação).

13	01	Conjunto de 6 pratos perfurados, instalados em sistema “cartuxo”, em aço inox ASTM 304, flangeado, espessura da chapa igual a 4mm, com diâmetro de 350 mm, com 20% de área perfurada e diâmetro dos furos de 16 mm.
14	01	Conjunto de 6 pratos perfurados, instalados em sistema “cartuxo”, em aço inox ASTM 304, flangeado, espessura da chapa igual a 4mm, com diâmetro de 350 mm, com 30% de área perfurada e diâmetro dos furos de 16 mm.
15	01	Conjunto de 6 pratos perfurados, instalados em sistema “cartuxo”, em aço inox ASTM 304, flangeado, espessura da chapa igual a 4mm, com diâmetro de 350 mm, com 20% de área perfurada e diâmetro dos furos de 8 mm.
16	01	Conjunto de 6 pratos perfurados, instalados em sistema “cartuxo”, em aço inox ASTM 304, flangeado, espessura da chapa igual a 4mm, com diâmetro de 350 mm, com 30% de área perfurada e diâmetro dos furos de 8 mm.
17	01	Conjunto de 6 pratos perfurados, instalados em sistema “cartuxo”, em aço inox ASTM 304, flangeado, espessura da chapa igual a 4mm, com diâmetro de 350 mm, com 20% de área perfurada e diâmetro dos furos de 5 mm.
18	01	Conjunto de 6 pratos perfurados, instalados em sistema “cartuxo”, em aço inox ASTM 304, flangeado, espessura da chapa igual a 4mm, com diâmetro de 350 mm, com 30% de área perfurada e diâmetro dos furos de 5 mm.
19	01	Estrutura metálica para suporte e montagem dos dispositivos que compõe o destilador.
20	01	Torre de resfriamento de água de condensação. Capacidade de remoção de calor de 20.000 J/h. Em plástico ou fibra de vidro, com enchimento em plástico e ventilação forçada.

Fonte: O autor (2014).

Apêndice E – Especificação dos equipamentos e serviços de uma microdestilaria

Tabela 43 – Descrição e valor (em USD) dos equipamentos e serviços de instalação de ma microdestilaria com capacidade de 30 L.hora⁻¹ de EHC.

Item	Quantidade	Valor unitário (USD)	Valor total (USD)
Moenda: estrutura em aço-carbono, motor 15 cv trifásico, capacidade 1500 kg.hora ⁻¹ , esteira de saída.	1	16.500,00	16.500,00
Decantador em polipropileno, retangular, 5 estágios.	1	640,00	640,00
Dorna de diluição, em polipropileno (4,00 mm), fundo cônico, capacidade total de 3000 litros.	1	935,00	935,00
Dorna de fermentação, em polipropileno (4,00 mm), fundo cônico, capacidade total de 4000 litros.	5	1.300,00	6.500,00
Dorna de decantação, em polipropileno (4,00 mm), fundo cônico, capacidade total de 3000 litros.	1	935,00	935,00
Micro Destilaria de álcool Hidratado, em aço-inox 304/316, bandejas calotadas, destilação por injeção de vapor, capacidade, 30 L.hora ⁻¹ , composta de: coluna A e coluna B, condensadores, pré-aquecedores, resfriador, painel de controle, indicadores digitais de temperatura.	1	43.500,00	43.500,00
Gerador de vapor horizontal, combustível lenha, com manômetro, válvulas de segurança, moto bomba multi-estágios, sistema automático de abastecimento de água, visor de nível, quadro de comando, fornalha, chaminé com exaustor e demais acessórios. Acabamento com pintura industrial. Capacidade 200 kg.hora ⁻¹ .	1	14.850,00	14.850,00
Rede de vapor, incluindo registros e acessórios	-	-	8.450,00

Tabela 43 – Descrição e valor (em USD) dos equipamentos e serviços de instalação de ma microdestilaria com capacidade de 30 L.hora⁻¹ de EHC (continuação).

Rede hidráulica e de processo, em PVC, incluindo registros e bombas	-	-	4.400,00
Sistema de controle e instrumentação	-	-	7.500,00
Fretes, montagem, partida e treinamento	-	-	4.800,00
Torre de resfriamento	-	-	5.000,00
Tanque para estocagem de EHC (22 m ³ – equivalente a um mês de produção)	-	-	7.020,00
Sistema de tratamento do vinhoto por biodigestão	-	-	10.000,00
Total	-	-	131.030,00

Fonte: Limana (2013).