

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

**Projeto, construção e desenvolvimento metodológico de um aparelho de destilação. Estudo de caso: produção de etanol anidro via destilação extrativa utilizando glicerol**

**Herbert Aires Sousa Pereira Magalhães Jardim**

**São Carlos, 2014**

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

**Projeto, construção e desenvolvimento metodológico de um aparelho de destilação. Estudo de caso: produção de etanol anidro via destilação extrativa utilizando glicerol**

**Herbert Aires Sousa Pereira Magalhães Jardim**

**Prof. Dr. Antonio José Gonçalves da Cruz**

Orientador PPGEQ/UFSCAR

**Prof. Dr. Luiz Fernando de Moura**

Co-Orientador DEQ/UFSCAR

**Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química como requisito para obtenção do grau de Mestre em Engenharia Química.**

**São Carlos, 2014**

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

J37pc

Jardim, Herbert Aires Sousa Pereira Magalhães.

Projeto, construção e desenvolvimento metodológico de um aparelho de destilação. Estudo de caso : produção de etanol anidro via destilação extrativa utilizando glicerol / Herbert Aires Sousa Pereira Magalhães Jardim. -- São Carlos : UFSCar, 2014.

105 f.

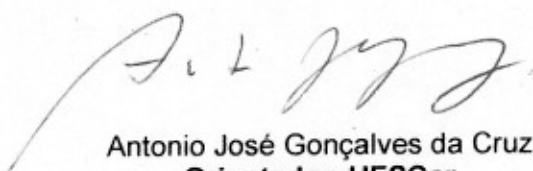
Dissertação (Mestrado) -- Universidade Federal de São Carlos, 2014.

1. Destilação. 2. Etanol. 3. Glicerol. 4. Destilação extrativa. 5. Simulação. I. Título.

CDD: 660.2842 (20<sup>a</sup>)

MEMBROS DA BANCA EXAMINADORA DA DISSERTAÇÃO DE MESTRADO DE  
**HERBERT AIRES SOUSA PEREIRA MAGALHÃES JARDIM** APRESENTADA AO  
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA DA  
UNIVERSIDADE FEDERAL DE SÃO CARLOS, EM 18 DE MARÇO DE 2014.

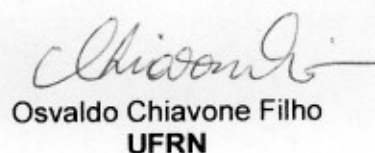
BANCA EXAMINADORA:



Antonio José Gonçalves da Cruz  
**Orientador, UFSCar**



Everaldo César da Costa Araujo  
**UFSCar**



Osvaldo Chivone Filho  
**UFRN**

Dedico este trabalho aos meus pais, Rui Alberto Jardim (*in memoriam*) e Carla Maria Jardim.

## **AGRADECIMENTOS**

À minha mãe Carla e minha irmã Catarina pelo apoio incondicional.

À Mali, pelo amor, carinho e numerosas contribuições ao trabalho.

Aos meus orientadores Dr. Antonio José Gonçalves da Cruz e Dr. Luiz Fernando de Moura pelos ensinamentos, dedicação e apoio.

Ao técnico Eudoro pela ajuda com os diversos problemas que tive com o computador.

Ao técnico Francisco pela ajuda com os experimentos e suporte no laboratório.

Ao técnico Oscar que me ajudou na construção da coluna de destilação.

Aos meus amigos do laboratório Kyatera, Gabriel, Pedro, Vitor, Felipe, Cássia e Karina pelos momentos de descontração.

Ao CNPq e pelo apoio financeiro.



## RESUMO

O etanol é um combustível renovável que teve sua produção incentivada no Brasil a partir da implantação do Programa Nacional do Álcool em 1975. Na safra 2012/13 foram produzidos 23,64 bilhões de litros, destes 9,85 bilhões em sua forma anidra. Nesta composição é utilizado como aditivo na gasolina (25% em volume) o que contribui para redução da dependência dos combustíveis fósseis, melhora do desempenho dos motores e diminuição na emissão de gases tóxicos. A produção de etanol anidro pode ser realizada pela destilação azeotrópica (cicloexano), extrativa (monoetilenoglicol) ou por meio do emprego da tecnologia das peneiras moleculares (zeólitas). Este trabalho teve como objetivo a construção e operação de um aparelho de destilação (em escala de bancada) com o objetivo de avaliar a destilação extrativa de soluções hidroalcoólicas de etanol empregando glicerol como solvente em substituição ao monoetilenoglicol. Essa substituição é motivada por diversos fatores apontados pela literatura como o crescimento da produção de biodiesel, que possui como subproduto o glicerol; a menor toxicidade do glicerol em relação ao monoetilenoglicol; a maior capacidade em promover o aumento da volatilidade relativa da solução água-etanol; e o menor consumo energético. A coluna de destilação era composta de três módulos de vidro com cinco pratos perfurados em cada módulo. No topo foi utilizado um condensador de vidro tipo serpentina. Como refeedor foi utilizado balão de fundo redondo de dois litros acoplado a uma manta de aquecimento. A alimentação das correntes de etanol, solvente e a retirada do produto de fundo da coluna foram realizadas por bombas. O sistema de destilação foi simulado no aplicativo Aspen Plus utilizando o bloco RadFrac e o modelo termodinâmico NRTL (*Non-random two-liquid model*). Foram realizadas quatro simulações variando-se a composição de etanol na corrente de alimentação (25%, 35% e 45% m/m). Três simulações foram feitas sem a alimentação de glicerina e uma simulação com alimentação do solvente e alimentação de etanol de 35%. A simulação representou o processo em refluxo total com vazão de alimentação de etanol de 0,599 L/h e alimentação de glicerina com vazão de 0,341 L/h. As simulações mostraram que para os sistemas sem alimentação de glicerina a máxima pureza



mássica de etanol obtida no destilado foi de 94,1% (alimentação com 45% de etanol). Para a operação com alimentação do solvente a pureza obtida no destilado atingiu 99,8%. As quatro condições simuladas foram avaliadas experimentalmente. Os resultados experimentais confirmaram que o uso da alimentação de glicerina promoveu uma melhora na separação, obtendo um destilado com pureza mássica de etanol superior a 99%. Os experimentos sem a presença do solvente atingiram concentrações próximas de 90% no destilado. A eficiência de Murphree foi determinada em cada uma das operações. Para os sistemas sem a presença de solvente, as eficiências obtidas foram de 45% (25% de etanol na alimentação), 30% (35% de etanol na alimentação) e 35% (45% de etanol na alimentação). Para o sistema com alimentação de glicerina a eficiência foi de 70%.

**Palavras-chave:** Etanol; simulação de processo; destilação extrativa; glicerina; modelagem matemática.

## ABSTRACT

Ethanol is a renewable fuel produced from biomass. Starting in 1975, Brazil began a national program to promote ethanol production in large scale, the ProAlcool Programme. In the harvest 2012/13 it was produced 23.64 billion of liters of ethanol, from that 9.85 billion was in anhydrous form. The anhydrous ethanol is mainly used as a gasoline additive. This mix reduces the dependence on fossil fuels, improves the engine performance and reduces the emission of toxic gases. Anhydrous ethanol can be produced by azeotropic distillation (cyclohexane), by extractive distillation (mono ethylene glycol) or by molecular sieves technology (zeolites). The objective of this work was the construction and operation of a distillation apparatus (in a bench scale) with the purpose of evaluating the extractive distillation of hydroalcoholic solutions of ethanol employing glycerol as solvent, in substitution of mono ethylene glycol. The substitution is motivated by several factors indicated by the literature like the biodiesel production growth, whose glycerol is a byproduct; the low toxicity; the superior capacity to promote the relative volatility increase of water-ethanol solution; and the inferior energetic consumption. The column was composed by three glass modules with five perforated plates each module. On the top it was used a glass coil condenser. As reboiler it was used a two liters round bottom boiling flask linked to a heating mantle. The feed of ethanol, solvent (glycerol) and the bottom product withdraw was made with pumps. The distillation system was modelled and simulated in the Aspen Plus software using the RadFrac distillation model and NRTL (non-random two-liquid model) thermodynamic model. Four simulations were made for different ethanol feed compositions (25, 35 and 45 wt %). Three simulations were made without the glycerine feed and one with solvent feed and 35% ethanol feed. The distillation column was operated in total reflux with 0.599 L/h ethanol feed flow and 0.341L/h glycerine feed flow. The systems without the solvent reached a mass purity of ethanol of 94.1% in distillate (45% of ethanol feed). The process with the solvent reached a purity of 99.8% in distillate. The four simulated conditions were experimentally evaluated. The experimental results confirmed that the use of glycerine feed promoted an improvement in separation, reaching distillate purity over 99%. Experiments without the glycerine reached compositions around 90%. Murphree efficiencies were determined in all experiments carried out. For the systems without the solvent the obtained efficiencies were: 45% (25% ethanol feed), 30% (35%

ethanol feed), 35% (45% ethanol feed). The system with glycerine feed reached 70% efficiency.

**Key-words:** Ethanol; process simulation; extractive distillation; glycerin; mathematical modelling.

## SUMÁRIO

AGRADECIMENTOS.....	v
RESUMO .....	vii
SUMÁRIO .....	xi
LISTA DE FIGURAS .....	xiii
LISTA DE TABELAS .....	xix
NOMENCLATURA.....	xxii
1. Introdução.....	1
2. Revisão Bibliográfica .....	3
2.1 Produção de Etanol no Brasil .....	3
2.2 Dados Econômicos.....	4
2.3 Vantagens do Etanol Combustível .....	6
2.4 Processo de Produção de Etanol a partir da Cana-de-açúcar .....	7
2.5 Processo de Destilação .....	9
2.6 Desidratação .....	12
2.7 Modelagem da Coluna de Destilação em Regime Estacionário .....	14
2.8 Glicerol .....	19
3. Materiais e Métodos.....	28
3.1 Projeto .....	28
3.2 A Coluna de Destilação .....	30
3.3 Refervedor.....	32
3.4 Condensador .....	33
3.5 Alimentações.....	34
3.6 Refluxo .....	35
3.7 Destilado .....	35

3.8	Produto de Fundo.....	36
3.9	Aquisição de Temperatura .....	36
3.10	Simulação do Processo.....	37
3.11	Operação da Coluna .....	41
3.12	Análise das amostras .....	45
4.	Resultados e discussão .....	48
4.1	Resultados do Processo Real .....	48
4.2	Resultados das Simulações .....	60
	Conclusão .....	68
	Referência Bibliográfica .....	70
	APÊNDICE.....	74
	APÊNDICE A .....	74
	Aquisição de temperatura .....	74
	APÊNDICE B .....	86
	Resultados das simulações.....	86

## LISTA DE FIGURAS

<b>Figura 1.</b> Histórico da produção de etanol do Brasil e dos EUA (Fonte: UNICA, UNICADATA, Produção, 2013; RFA, The Industry, 2013).....	4
<b>Figura 2.</b> Consumo de etanol hidratado no Brasil (Fonte: UNICA, UNICADATA, Consumo de Combustíveis, 2013).....	5
<b>Figura 3.</b> Consumo de gasolina C no Brasil (Fonte: UNICA, UNICADATA, Consumo de Combustíveis, 2013).....	6
<b>Figura 4.</b> Fluxograma do processo de produção de açúcar e etanol (Fonte: Acervo Pessoal).....	9
<b>Figura 5.</b> Representação esquemática da configuração comumente empregada nas usinas brasileiras (MEIRELLES, 2006).....	11
<b>Figura 6.</b> Processo de destilação extrativa (Fonte: Acervo Pessoal).....	14
<b>Figura 7.</b> Representação esquemática de um estágio de equilíbrio genérico de uma coluna de destilação (Fonte: Acervo Pessoal).....	15
<b>Figura 8.</b> Representação esquemática do gradiente de concentração em um prato de uma coluna (Fonte: WANKAT, 2007).....	18
<b>Figura 9.</b> Perfil de eficiência dos pratos de destilação (Fonte: WANKAT, 2007).....	19
<b>Figura 10.</b> Fórmula estrutural da molécula de glicerol.....	19
<b>Figura 11.</b> Produção de biodiesel no Brasil (Fonte: ANP, 2014).....	20
<b>Figura 12.</b> Sistema de identificação de materiais perigosos para o glicerol e etileno glicol (Fonte: BDH, Glycerol, 2006; BDH, Ethylene Glycol, 2006).....	21
<b>Figura 13.</b> Diagrama Txy (Água-Etanol) sem Glicerol (Fonte: Acervo Pessoal).....	23
<b>Figura 14.</b> Diagrama Txy (Água-Etanol) com 10% (molar) de Glicerol (Fonte: Acervo Pessoal).....	23

<b>Figura 15.</b> Diagrama Txy (Água-Etanol) com 20% (molar) de Glicerol (Fonte: Acervo Pessoal).....	24
<b>Figura 16.</b> Diagrama Txy (Água-Etanol) com 30% (molar) de Glicerol (Fonte: Acervo Pessoal).....	24
<b>Figura 17.</b> Diagrama Txy (Água-Etanol) com 40% (molar) de Glicerol (Fonte: Acervo Pessoal).....	25
<b>Figura 18.</b> Diagrama Txy (Água-Etanol) com 50% (molar) de Glicerol (Fonte: Acervo Pessoal).....	25
<b>Figura 19.</b> Fluxograma do processo de destilação extrativa sem a representação da coluna de recuperação do glicerol (Fonte: Acervo Pessoal).....	28
<b>Figura 20.</b> Esquema detalhado do projeto da coluna de destilação desenvolvido (composto por três módulos de destilação contendo cinco pratos cada, condensador, refeedor, banhos termostatizados e bombas) (Fonte: Acervo Pessoal).....	29
<b>Figura 21.</b> (A) Fotografia e; (B) Diagrama esquemático do módulo da coluna de destilação desenvolvido pelo Prof. Dr. Luiz Fernando de Moura (DEQ/UFSCAR) (Fonte: Acervo Pessoal; Prof. Dr. Luiz Fernando de Moura (DEQ/UFSCAR)).....	30
<b>Figura 22.</b> Módulo de vidro modificado da coluna de destilação (Fonte: Acervo Pessoal).....	32
<b>Figura 23.</b> Condensador de vidro do tipo serpentina e o distribuidor de vapor (Fonte: Acervo Pessoal).....	34
<b>Figura 24.</b> Sistema de refluxo da coluna de destilação (Fonte: Acervo Pessoal).....	35
<b>Figura 25.</b> Sistema de aquisição de temperatura (Fonte: Acervo Pessoal).....	36
<b>Figura 26.</b> Fluxograma do processo de destilação convencional no simulador de processos Aspen Plus (Fonte: Acervo Pessoal).....	38

<b>Figura 27.</b> Fluxograma do processo de destilação extrativa no simulador de processos Aspen Plus (Fonte: Acervo Pessoal).....	38
<b>Figura 28.</b> Fluxograma da operação do aparato experimental (Fonte: Acervo Pessoal).....	44
<b>Figura 29.</b> Comportamento do índice de refração de soluções de etanol e água (Fonte: Acervo Pessoal).....	45
<b>Figura 30.</b> Fração mássica do etanol em relação ao índice de refração para soluções diluídas (Fonte: Acervo Pessoal) .....	46
<b>Figura 31.</b> Perfil de temperatura dos estágios para o processo de destilação convencional com alimentação de etanol 25% (Fonte: Acervo Pessoal).....	52
<b>Figura 32.</b> Perfil de temperatura da alimentação para o processo de destilação convencional com alimentação de etanol 25% (Fonte: Acervo Pessoal).....	53
<b>Figura 33.</b> Perfil de temperatura dos estágios para o processo de destilação convencional com alimentação de etanol 35% (Fonte: Acervo Pessoal).....	54
<b>Figura 34.</b> Perfil de temperatura da alimentação para o processo de destilação convencional com alimentação de etanol 35% (Fonte: Acervo Pessoal).....	55
<b>Figura 35.</b> Perfil de temperatura dos estágios para o processo de destilação convencional com alimentação de etanol 45% (Fonte: Acervo Pessoal). .....	56
<b>Figura 36.</b> Perfil de temperatura da alimentação para o processo de destilação convencional com alimentação de etanol 45% (Fonte: Acervo Pessoal).....	57
<b>Figura 37.</b> Perfil de temperatura dos estágios para o processo de destilação extrativa com glicerol (Fonte: Acervo Pessoal).....	58
<b>Figura 38.</b> Perfil de temperatura da alimentação para o processo de destilação extrativa com glicerol (Fonte: Acervo Pessoal).....	59



<b>Figura 39.</b> Perfil de temperatura dos estágios para o processo com alimentação de 25% de etanol (Fonte: Acervo Pessoal).....	63
<b>Figura 40.</b> Perfil de temperatura dos estágios para o processo com alimentação de 35% de etanol (Fonte: Acervo Pessoal).....	64
<b>Figura 41.</b> Perfil de temperatura dos estágios para o processo com alimentação de 45% de etanol (Fonte: Acervo Pessoal).....	65
<b>Figura 42.</b> Perfil de temperatura dos estágios para o processo de destilação extrativa (Fonte: Acervo Pessoal).....	66
<b>Figura 43.</b> Desenho esquemático de um termopar (Fonte: TERMOPARES, 2013).....	74
<b>Figura 44.</b> Sensor Lm35 (Fonte: TEXAS INSTRUMENTS, 2013).....	75
<b>Figura 45.</b> Circuito eletrônico com o sensor LM35 (Fonte: TEXAS INSTRUMENTS, 2013).....	76
<b>Figura 46.</b> Circuito eletrônico completo de amplificação e compensação de junta fria para termopares do tipo T (Fonte: BITTENCOURT, 2011).....	77
<b>Figura 47.</b> Painel frontal desenvolvido em LabView para o monitoramento das temperaturas (Fonte: Acervo Pessoal).....	78
<b>Figura 48.</b> Diagrama de blocos completo desenvolvido em LabView (Fonte: Acervo Pessoal).....	79
<b>Figura 49.</b> Parte do diagrama de blocos que destaca a aquisição, divisão e aplicação de fórmulas nos sinais (Fonte: Acervo Pessoal).....	80
<b>Figura 50.</b> Parte do diagrama de blocos que destaca a conversão do sinal do sensor LM35 de voltagem em temperatura e o envio do sinal para os mostradores do painel frontal (Fonte: Acervo Pessoal).....	81
<b>Figura 51.</b> Análise da linearidade do sistema amplificado (Fonte: Acervo Pessoal).....	82
<b>Figura 52.</b> Cálculo das temperaturas dos termopares e saída para os <i>displays</i> (Fonte: Acervo Pessoal).....	84
<b>Figura 53.</b> Bloco de registro dos dados (Fonte: Acervo Pessoal).....	85

- Figura 54.** Perfil de Composição da Fase Vapor para o Processo de Destilação Convencional com Alimentação de Etanol 25% (Eficiência de 100%) (Fonte: Acervo Pessoal).....98
- Figura 55.** Perfil de Composição da Fase Líquida para o Processo de Destilação Convencional com Alimentação de Etanol 25% (Eficiência de 100%) (Fonte: Acervo Pessoal)..... 98
- Figura 56.** Perfil de Composição da Fase Vapor para o Processo de Destilação Convencional com Alimentação de Etanol 25% (Eficiência de 45%) (Fonte: Acervo Pessoal)..... 99
- Figura 57.** Perfil de Composição da Fase Líquida para o Processo de Destilação Convencional com Alimentação de Etanol 25% (Eficiência de 45%) (Fonte: Acervo Pessoal).....99
- Figura 58.** Perfil de Composição da Fase Vapor para o Processo de Destilação Convencional com Alimentação de Etanol 35% (Eficiência de 100%) (Fonte: Acervo Pessoal).....100
- Figura 59.** Perfil de Composição da Fase Líquida para o Processo de Destilação Convencional com Alimentação de Etanol 35% (Eficiência de 100%) (Fonte: Acervo Pessoal).....100
- Figura 60.** Perfil de Composição da Fase Vapor para o Processo de Destilação Convencional com Alimentação de Etanol 35% (Eficiência de 30%) (Acervo Pessoal).....101
- Figura 61.** Perfil de Composição da Fase Líquida para o Processo de Destilação Convencional com Alimentação de Etanol 35% (Eficiência de 30%) (Fonte: Acervo Pessoal).....101
- Figura 62.** Perfil de Composição da Fase Vapor para o Processo de Destilação Convencional com Alimentação de Etanol 45% (Eficiência de 100%) (Fonte: Acervo Pessoal).....102

- Figura 63.** Perfil de Composição da Fase Líquida para o Processo de Destilação Convencional com Alimentação de Etanol 45% (Eficiência de 100%) (Fonte: Acervo Pessoal).....102
- Figura 64.** Perfil de Composição da Fase Vapor para o Processo de Destilação Convencional com Alimentação de Etanol 45% (Eficiência de 35%) (Fonte: Acervo Pessoal).....103
- Figura 65.** Perfil de Composição da Fase Líquida para o Processo de Destilação Convencional com Alimentação de Etanol 45% (Eficiência de 35%) (Fonte: Acervo Pessoal).....103
- Figura 66.** Perfil de Composição da Fase Vapor para o Processo de Destilação Extrativa (Eficiência de 100%) (Fonte: Acervo Pessoal).....104
- Figura 67.** Perfil de Composição da Fase Líquida para o Processo de Destilação Extrativa (Eficiência de 100%) (Fonte: Acervo Pessoal).....104
- Figura 68.** Perfil de Composição da Fase Vapor para o Processo de Destilação Extrativa (Eficiência de 70%) (Fonte: Acervo Pessoal).....105
- Figura 69.** Perfil de Composição da Fase Líquida para o Processo de Destilação Extrativa (Eficiência de 70%) (Fonte: Acervo Pessoal).....105

## LISTA DE TABELAS

<b>Tabela 1.</b> Coeficiente de atividade à diluição infinita e seletividade à diluição infinita para etanol (1) e água (2) na presença do solvente proposto (Fonte: PLA-FRANCO <i>et al.</i> , 2013).....	22
<b>Tabela 2.</b> Dados energéticos de processos de desidratação de Etanol (Fonte: UYAZÁN <i>et al.</i> , 2006).....	27
<b>Tabela 3.</b> Calibração da manta de aquecimento (Fonte: Acervo Pessoal).....	33
<b>Tabela 4.</b> Calibração da bomba dosadora de etanol (Fonte: Acervo Pessoal).....	42
<b>Tabela 5.</b> Calibração da bomba peristáltica de glicerina (Fonte: Acervo Pessoal).....	42
<b>Tabela 6.</b> Índice de refração de soluções diluídas de etanol (Fonte: Acervo Pessoal).....	46
<b>Tabela 7.</b> Estimativa do erro da análise de concentração das amostras via refratometria (Fonte: Acervo Pessoal).....	47
<b>Tabela 8.</b> Determinação da concentração de etanol no destilado e produto de fundo para o processo de destilação convencional com alimentação de Etanol 25% utilizando refratometria (Fonte: Acervo Pessoal).....	48
<b>Tabela 9.</b> Determinação da concentração de etanol no destilado e produto de fundo para o processo de destilação convencional com alimentação de Etanol 35% utilizando refratometria (Fonte: Acervo Pessoal).....	49
<b>Tabela 10.</b> Determinação da concentração de etanol no destilado e produto de fundo para o processo de destilação convencional com alimentação de Etanol 45% utilizando refratometria (Fonte: Acervo Pessoal).....	49
<b>Tabela 11.</b> Análise da concentração de etanol no destilado e produto de fundo para o processo de destilação extrativa utilizando CLAE (Fonte: Acervo Pessoal).....	50

<b>Tabela 12.</b> Determinação da concentração de etanol no destilado para o processo de destilação extrativa utilizando refratometria (Fonte: Acervo Pessoal).....	51
<b>Tabela 13.</b> Resultado da simulação para processo de destilação convencional com alimentação de Etanol 25% (Fonte: Acervo Pessoal).....	60
<b>Tabela 14.</b> Resultado da simulação para processo de destilação convencional com alimentação de Etanol 35% (Fonte: Acervo Pessoal).....	61
<b>Tabela 15.</b> Resultado da simulação para processo de destilação convencional com alimentação de Etanol 45% (Fonte: Acervo Pessoal).....	61
<b>Tabela 16.</b> Resultado da simulação para processo de destilação extrativa (Fonte: Acervo Pessoal).....	61
<b>Tabela 17.</b> Determinação da eficiência dos experimentos de destilação (Fonte: Acervo Pessoal).....	62
<b>Tabela 18.</b> Primeira calibração dos termopares (Fonte: Acervo Pessoal).....	82
<b>Tabela 19.</b> Segunda calibração dos termopares (Fonte: Acervo Pessoal).....	83
<b>Tabela 20.</b> Terceira calibração dos termopares (Fonte: Acervo Pessoal).....	83
<b>Tabela 21.</b> Cálculo do ganho médio dos termopares (Fonte: Acervo Pessoal).....	83
<b>Tabela 22.</b> Resultados das Correntes do Processo de Destilação Convencional com Alimentação de Etanol 25% (Eficiência 100%) (Fonte: Acervo Pessoal).....	86
<b>Tabela 23.</b> Resultados das Correntes do Processo de Destilação Convencional com Alimentação de Etanol 25% (Eficiência 45%) (Fonte: Acervo Pessoal).....	87

<b>Tabela 24.</b> Resultados das Correntes do Processo de Destilação Convencional com Alimentação de Etanol 35% (Eficiência 100%) (Fonte: Acervo Pessoal).....	88
<b>Tabela 25.</b> Resultados das Correntes do Processo de Destilação Convencional com Alimentação de Etanol 35% (Eficiência 30%) (Fonte: Acervo Pessoal).....	90
<b>Tabela 26.</b> Resultados das Correntes do Processo de Destilação Convencional com Alimentação de Etanol 45% (Eficiência 100%) (Fonte: Acervo Pessoal).....	91
<b>Tabela 27.</b> Resultados das Correntes do Processo de Destilação Convencional com Alimentação de Etanol 45% (Eficiência 35%) (Fonte: Acervo Pessoal).....	93
<b>Tabela 28.</b> Resultados das Correntes do Processo de Destilação Extrativa (Eficiência 100%) (Fonte: Acervo Pessoal).....	94
<b>Tabela 29.</b> Resultados das Correntes do Processo de Destilação Extrativa (Eficiência 70%) (Fonte: Acervo Pessoal).....	96

## NOMENCLATURA

F - Alimentação (Vazão molar)

$f_i$  - Fugacidade, espécie i pura

$\hat{f}_i$  - Fugacidade, espécie i em solução

G - Energia de Gibbs molar

$\tilde{G}_i$  - Energia de Gibbs molar parcial, espécie i em solução

H - Entalpia molar da fase vapor

$\eta$  - Eficiência

h - Entalpia molar da fase líquida

L - Vazão de líquido do estágio da coluna (Vazão molar)

n - Número de moles

P - Pressão absoluta

Q - Calor

R - Constante universal dos gases

S - Entropia molar

T - Temperatura absoluta

V - Volume molar

V - Vazão de vapor do estágio da coluna (Vazão molar)

W - Retirada lateral (Vazão molar)

$x_i$  - Fração molar, espécie i, em fase líquida

$y^*$  - Valor hipotético da fração molar do vapor caso a fase vapor estivesse em equilíbrio com a fase líquida

$y_i$  - Fração molar, espécie i, em fase vapor

**Sobrescrito:**

E - Propriedade termodinâmica em excesso

gi - Gás ideal

l - Fase líquida

R - Propriedade termodinâmica residual

sat - Saturado

v - Fase vapor

**Subscrito:**

e - Entrada

s - Saída

f - Alimentação

w - Retirada lateral

j - Estágio

i - Componente

**Letras Gregas:**

$\alpha$  - Fase alfa

$\beta$  - Fase beta

$\Phi$  - Razão de coeficientes de fugacidade

$\phi_i$  - Coeficiente de fugacidade, espécie i pura

$\Gamma_i$  - Constante de integração



$\gamma_i$  - Coeficiente de atividade, espécie i em solução

$\mu_i$  - Potencial químico, espécie i

$\pi$  - Fase pi

## 1. INTRODUÇÃO

Existe uma grande preocupação em torno dos combustíveis fósseis, principalmente devido às incertezas sobre a sua disponibilidade no futuro e aos problemas ambientais causados pelo seu crescente uso. Com isso, a busca por fontes de energia renovável vêm ganhando destaque no cenário mundial.

No Brasil, o etanol se apresenta como uma alternativa, sendo amplamente utilizado desde o final da década de setenta na forma hidratada como substituto à gasolina em motores adaptados para sua queima. Outro uso é na forma anidra, como aditivo à gasolina. Atualmente a gasolina consumida no Brasil possui 25% de etanol anidro (em volume) em sua composição (Portaria MAPA nº 105, 28/02/2013). A adição do etanol à gasolina é uma forma rápida e simples de se reduzir a dependência da gasolina. A partir do ano de 2003, com início da comercialização em larga escala de veículos com a tecnologia *flex fuel* (motores capazes de consumirem gasolina, etanol, ou a mistura em qualquer proporção), novo impulso foi dado à produção de etanol, que se encontrava estagnada até então.

A principal rota para a produção de etanol é a fermentativa. Diferentes fontes de biomassa, como a cana-de-açúcar, beterraba, sorgo sacarino, mandioca, trigo e milho podem ser utilizados para sua produção. No Brasil a cana-de-açúcar é a matéria-prima utilizada. Diferente da mandioca, do trigo e do milho, a cana possui em sua composição açúcares fermentescíveis, o que simplifica o processo de produção. Nas outras fontes citadas, etapas de processamento adicionais são necessárias para se obter o açúcar fermentescível, o que torna o processo produtivo mais complexo e caro.

Após a fermentação, o etanol encontra-se diluído no vinho (6,0 a 10,0°GL) e necessita ser concentrado e purificado. O vinho então é alimentado ao conjunto de colunas de destilação.

Ao fim do processo de destilação obtém-se o etanol hidratado que é comercializado como combustível. O etanol hidratado deve possuir um teor alcoólico entre 92,5 e 93,8 por cento em massa (ANP, 2011). Porém para ser adicionado como aditivo à gasolina é necessário sua desidratação. A destilação convencional não pode ser empregada, pois o etanol e a água formam um azeótropo. Com isso outros métodos precisam ser empregados.

A destilação extrativa é um dos processos mais utilizados nas usinas para a desidratação do etanol. Nessa operação é utilizado um solvente para promover a “quebra” do azeótropo. Atualmente o solvente mais utilizado pelas usinas é o monoetilenoglicol (MEG). A destilação azeotrópica com ciclo hexano e a desidratação com peneiras moleculares são tecnologias também amplamente empregadas com esta finalidade.

A escolha do solvente tem um forte impacto na eficiência da separação e no consumo energético do processo, além de envolver questões ambientais e de segurança relativos à sua toxicidade. Com isso existe grande interesse na busca por novos solventes. Dessa forma, o glicerol surge como potencial candidato a solvente na destilação extrativa pelo fato de possuir menor toxicidade. Também estudos reportados na literatura abordando temas nas áreas de equilíbrio de fases e de simulação apontam o glicerol como solvente mais apropriado. Além disso, com o crescimento da produção de biodiesel no país surge um aumento da disponibilidade de glicerol no mercado, já que para cada tonelada de biodiesel produzido é gerado aproximadamente 100 kg de glicerol.

O objetivo desse trabalho foi projetar, construir e operar um aparelho de destilação em escala de bancada composto por três módulos de vidro contendo cinco pratos perfurados cada módulo, condensador e refeedor. Simulações da unidade de destilação foram realizadas no aplicativo Aspen Plus empregando o bloco RadFrac (modelo termodinâmico NRTL) antes da operação experimental do sistema. Três composições da corrente de alimentação (25%, 35% e 45% m/m, etanol-água) foram simuladas. A destilação extrativa foi simulada empregando na alimentação solução 35% de etanol (m/m). As concentrações foram escolhidas em torno de 35% em

massa, pois é a concentração aproximada da flegma vapor do processo de destilação.

A partir dos dados experimentais obtidos novas simulações foram realizadas e as eficiências de Murphree empregadas nas simulações iniciais foram determinadas.

## **2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA**

### **2.1 Produção de Etanol no Brasil**

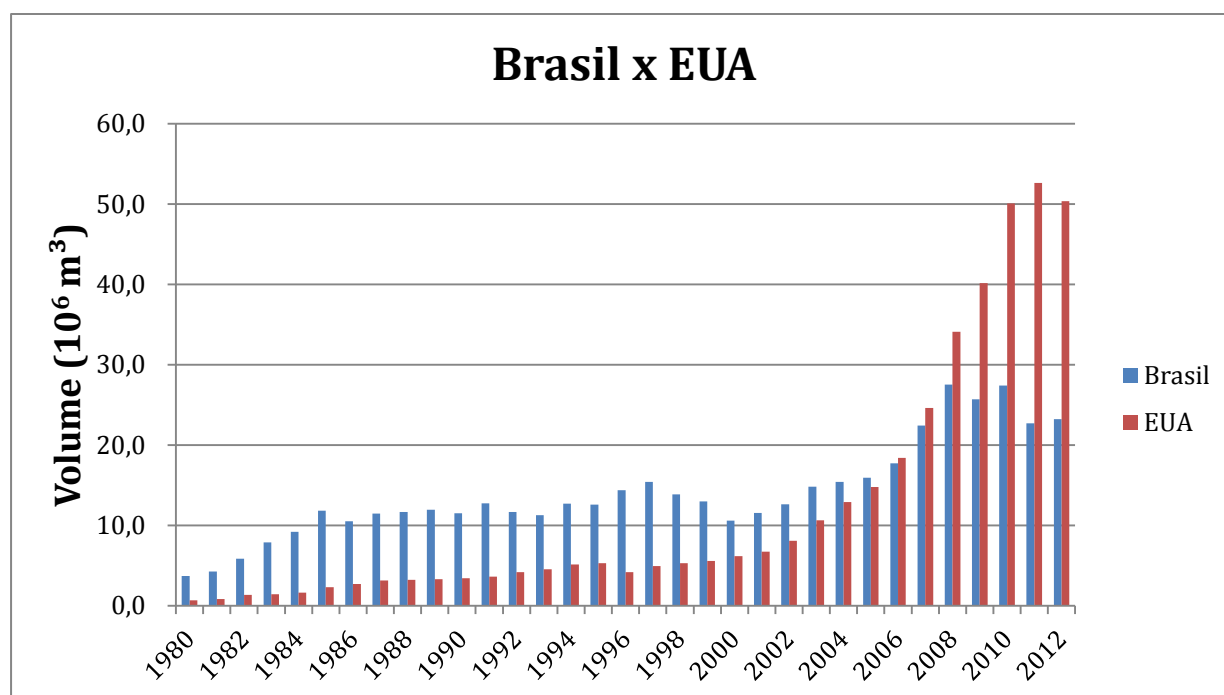
O Brasil ocupa uma posição de destaque no cenário mundial em relação à produção de etanol. É o maior produtor de etanol a partir da cana-de-açúcar e o segundo maior produtor mundial de etanol, atrás apenas dos Estados Unidos que o produz a partir do milho.

Desde o início dos anos 30, com a forte presença do Estado, a agroindústria da cana-de-açúcar passou por um forte desenvolvimento tecnológico. Na década de 70, a indústria do álcool teve um grande impulso com a implantação do Programa Nacional do Álcool (PRO-ÁLCOOL). Esse programa teve como principal motivação o grande impacto negativo na economia do país advindo com os dois “choques do petróleo” que ocorreram durante a década de 70. O intuito do PRO-ÁLCOOL era diminuir a dependência nacional da importação de petróleo, incentivando a produção de um combustível alternativo. Por meio de todo esse incentivo e pesquisas desenvolvidas no país, o Brasil conseguiu assegurar a liderança tecnológica do setor.

## 2.2 Dados Econômicos

A produção do etanol no Brasil vem crescendo ao longo dos anos. Os Estados Unidos apresentam um crescimento ainda mais acentuado como é possível visualizar na Figura 1.

Figura 1. Histórico da produção de etanol do Brasil e dos EUA.



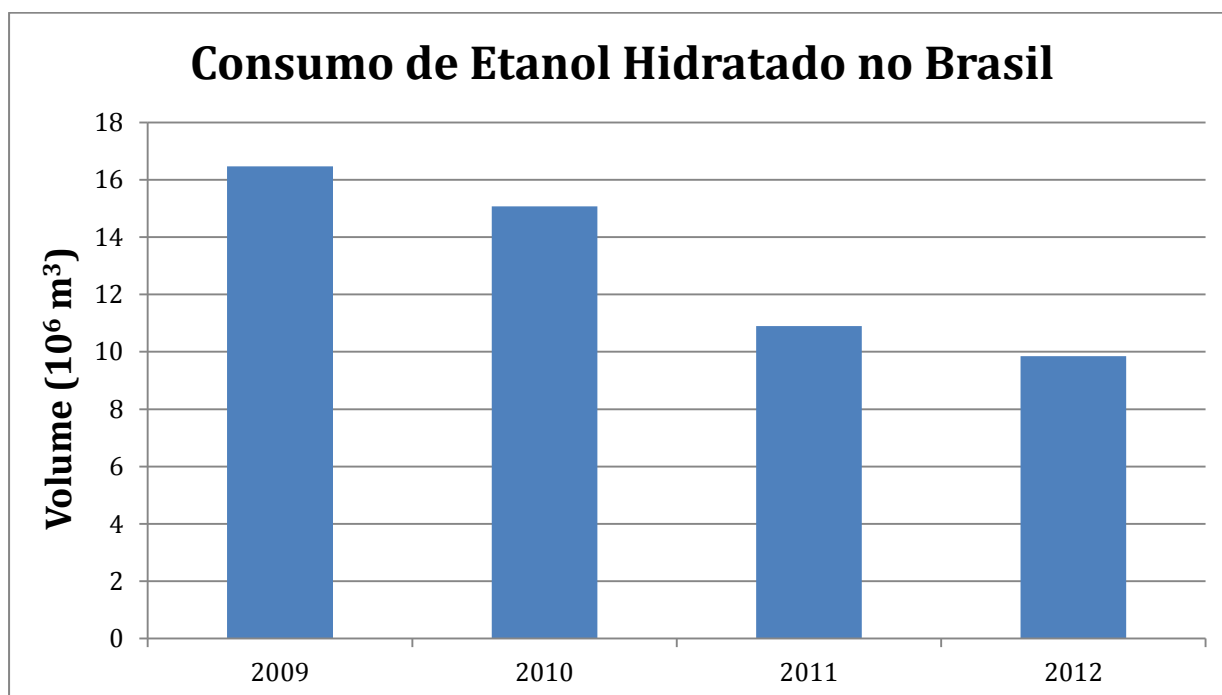
(Fonte: UNICA, UNICADATA, Produção, 2013; RFA, The Industry, 2013).

Os Estados Unidos ultrapassou o Brasil na produção de etanol a partir do ano de 2006, atingindo o dobro de sua produção a partir do ano de 2010 (Figura 1).

A partir do ano de 2009 observa-se uma redução do consumo do etanol hidratado (Figura 2), enquanto o consumo da gasolina C aumentou no Brasil (Figura 3). A partir do início de 2013 a porcentagem de volume de etanol anidro adicionado à gasolina C subiu de 20 para 25 por cento (ANP,

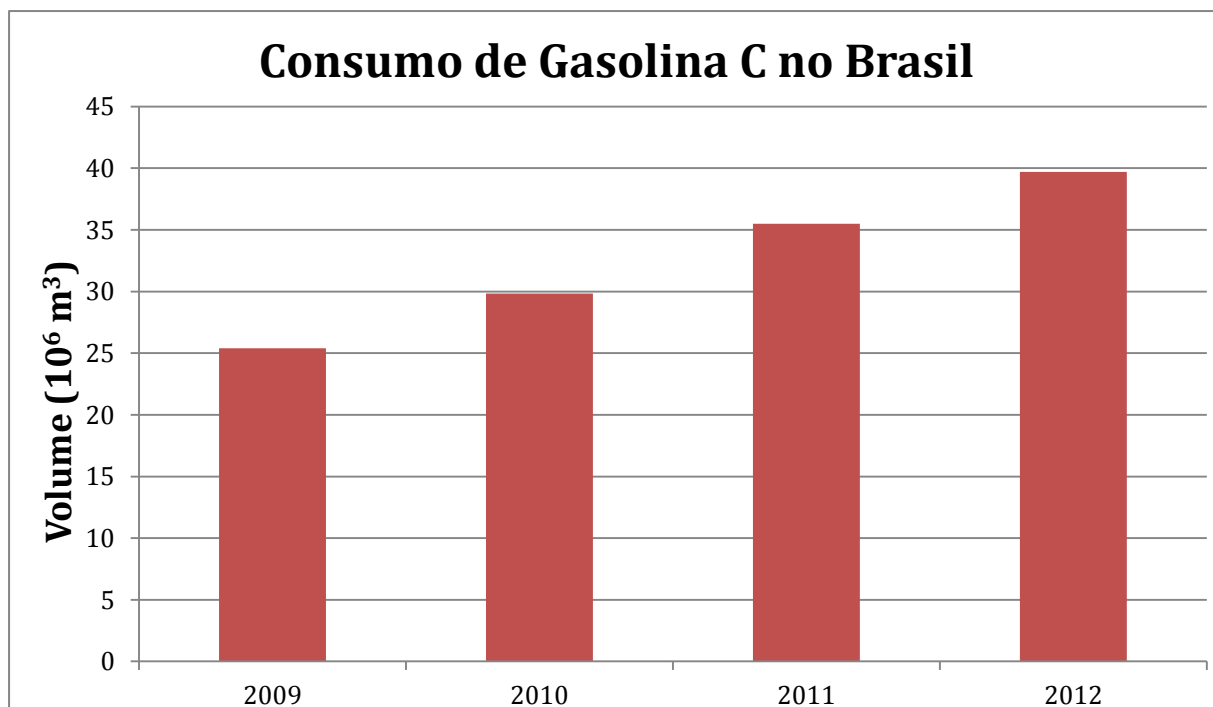
2013). Esses dados apontam uma demanda do deslocamento da produção de etanol hidratado para a produção de etanol anidro.

Figura 2. Consumo de etanol hidratado no Brasil.



(Fonte: UNICA, UNICADATA, Consumo de Combustíveis, 2013).

Figura 3. Consumo de gasolina C no Brasil



(Fonte: UNICA, UNICADATA, Consumo de Combustíveis, 2013).

### 2.3 Vantagens do Etanol Combustível

Com as incertezas sobre o futuro dos combustíveis fósseis, existe uma grande necessidade da busca por fontes alternativas de energia.

O etanol é uma fonte de energia renovável que há décadas já vem sendo utilizada como combustível em automóveis seja com o etanol hidratado ou em mistura da forma anidra com a gasolina. Quando o etanol é utilizado junto com a gasolina, ele atua como agente antidetonante, substituindo agentes tóxicos a base de chumbo que eram utilizados como aditivos da gasolina com esse propósito. O etanol também atua como oxigenante na mistura, promovendo uma melhor combustão, reduzindo-se assim a emissão de gases do efeito estufa. Para misturas contendo até dez por cento de etanol anidro, em geral não é necessária qualquer modificação no veículo (UNICA, 2007). No Brasil, por lei, a mistura de etanol na gasolina

deve ser de 25 por cento em volume (ANP, 2013). Em função do elevado teor de álcool, algumas modificações nos veículos que foram projetados para funcionar apenas com gasolina são necessárias.

No final da década de 70, começaram a serem produzidos no Brasil, veículos que funcionavam exclusivamente com etanol hidratado. O etanol possui um conteúdo energético menor quando comparado a um mesmo volume de gasolina, fazendo com que apresente um consumo volumétrico de 20 a 30 por cento superior. Porém, veículos movidos a etanol apresentam maior potência e torque, além de uma vida útil mais longa do motor (UNICA, 2007). Ambientalmente, o etanol se mostra superior, pois as emissões de gases de escapamento são menos tóxicas.

O Brasil em 2003 recebeu um novo impulso na indústria do etanol, com o início da produção em larga escala de veículos equipados com motor bicomustível (tecnologia *flex fuel*). Nesses veículos é possível a utilização de gasolina, etanol e da mistura etanol e gasolina em qualquer proporção.

## **2.4 Processo de Produção de Etanol a partir da Cana-de-açúcar**

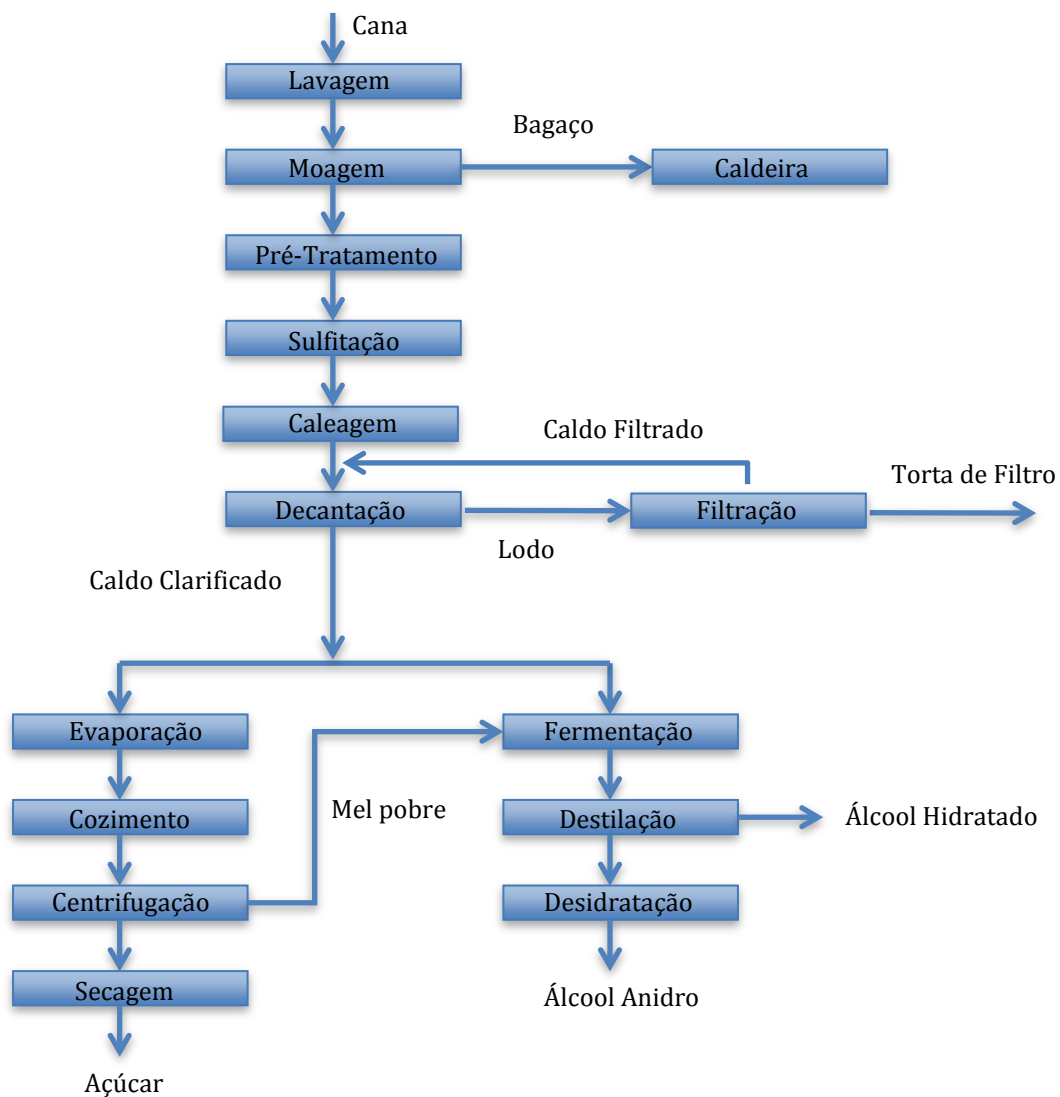
O etanol pode ser produzido a partir de diferentes biomassas, como cana-de-açúcar, milho, beterraba, sorgo, mandioca e trigo. A cana, o sorgo e a beterraba já possuem em sua composição açúcares fermentescíveis. Já o milho, a mandioca e o trigo, contêm o amido, um polímero de glicose, o que torna necessárias etapas adicionais no processo produtivo. Dessa forma, o processo fica mais complexo e mais oneroso. No Brasil é utilizada a cana-de-açúcar como matéria-prima, o que apresenta vantagens quando se compara com o milho, utilizado pelos Estados Unidos. Um dos subprodutos do processo de produção de etanol a partir da cana-de-açúcar é o bagaço. Este é utilizado como combustível, sendo queimado nas caldeiras, o que gera energia para todo processo industrial e, em muitos casos, um excedente que



pode ser comercializado na forma de energia elétrica. Essa é a principal razão que faz com que a relação entre energia renovável gerada e energia fóssil consumida no processo produtivo seja de aproximadamente nove para um para o etanol produzido da cana e entre 1,3 a 1,8 para um para o etanol produzido a partir do milho nos Estados Unidos (UNICA, 2007). Outro destino que vem sendo bastante estudado para o bagaço é a sua utilização para incrementar a produção de etanol, o chamado etanol de segunda geração. Por se tratar de um material lignocelulósico, contém em sua estrutura a celulose e a hemicelulose, que podem ser hidrolisadas para gerar açúcares que podem ser bioconvertidos a etanol.

O processo de produção de etanol a partir da cana-de-açúcar pode ser realizado em destilarias autônomas (só produzem etanol) ou em destilarias anexas, em unidades que produzem açúcar, etanol, e em muitos casos, energia. O processo de produção de açúcar e etanol (destilaria anexa) é ilustrado na forma de diagrama de blocos na Figura 4.

Figura 4. Fluxograma do processo de produção de açúcar e etanol.



(Fonte: Acervo Pessoal).

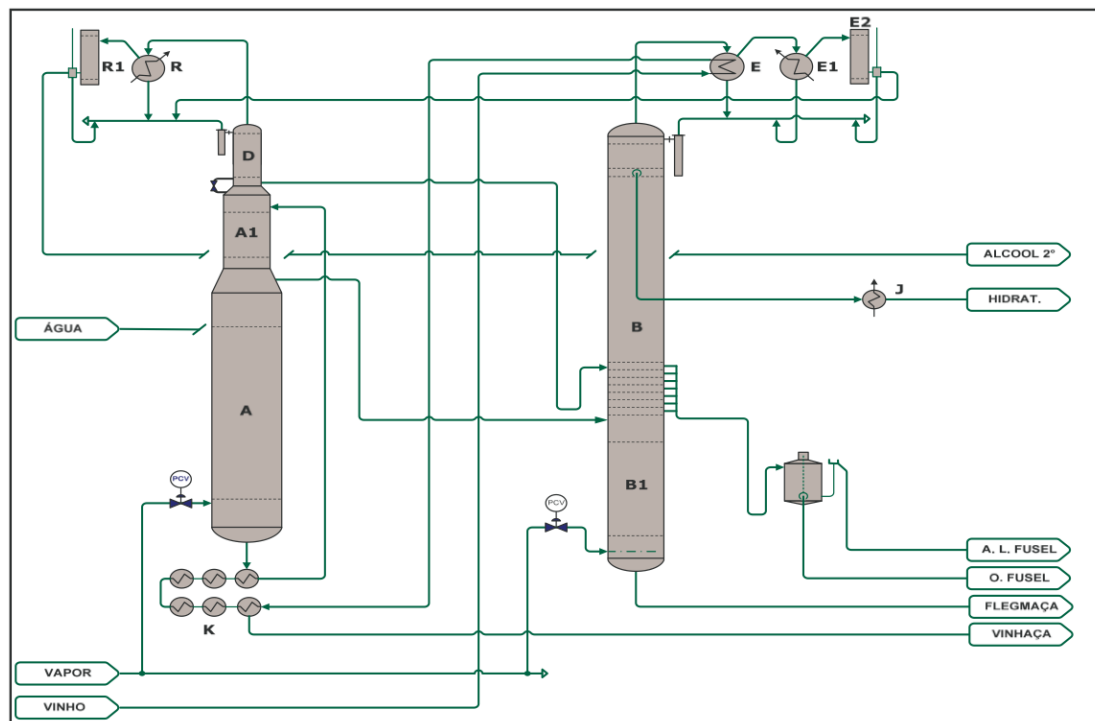
## 2.5 Processo de Destilação

A destilação é o processo de separação mais utilizado nas indústrias químicas (FOUST, 1982). A destilação está baseada no princípio da diferença de volatilidade dos componentes em uma mistura. Quanto maior for a diferença de volatilidade entre os componentes a serem separados, mais

fácil será o processo de separação. No processo de destilação do etanol, é alimentado à coluna de destilação o vinho proveniente da etapa de fermentação. Esse vinho contém em sua composição dois componentes majoritários, a água e o etanol. A fração volumétrica do etanol varia de 6 a 10 por cento (MEIRELLES, 2006). Vários outros componentes de natureza líquida, sólida e gasosa estão presentes em menores quantidades no vinho. Os componentes líquidos são: alcoóis (metanol, propanol, isopropanol, butanol, isobutanol, álcool amílico, álcool isoamílico, glicerol), aldeídos (acetaldeído, butiraldeído, crotonaldeído), ácidos orgânicos (ácido acético, ácido propiônico), cetonas (acetona), ésteres (acetato de etila, butirato de etila), éteres (acetal) (MEIRELLES, 2006). Os componentes sólidos são: bagacilho, levedura, bactérias, açúcares, sais minerais, matérias albuminoides, entre outros. Os gases são: o dióxido de carbono e o dióxido de enxofre (ALCOESTE, 2013).

O processo de destilação empregado na maioria das usinas é composto por cinco colunas denominadas de: **A**, **A1**, **D**, **B** e **B1**. A configuração dessas colunas é representada esquematicamente na Figura 5.

Figura 5. Representação esquemática da configuração comumente empregada nas usinas brasileiras.



(Fonte: MEIRELLES, 2006).

As colunas **A**, **A1** e **D** são conhecidas como conjunto de destilação, enquanto as colunas **B** e **B1** formam o conjunto de retificação. A coluna **A** é responsável pelo esgotamento do etanol, a coluna **A1**, pela epuração do vinho, removendo os componentes mais voláteis. Os componentes mais voláteis, conhecidos como produtos de cabeça, são concentrados na coluna **D** e condensados nos trocadores de calor **R** e **R1**, sendo uma parte removida na corrente de álcool de segunda e a outra parte retorna para o topo da coluna **D** (refluxo). A remoção do álcool de segunda é necessária, pois a presença dos produtos de cabeça prejudica a qualidade do etanol hidratado.

A alimentação do sistema é feita por meio da corrente de vinho, que é pré-aquecida no trocador **E** e aquecida nos trocadores **K**. O vinho é então alimentado no topo da coluna **A1** em fase líquida. No fundo da coluna **A** sai a vinhaça, que troca calor com o vinho nos trocadores **K**. No fundo da coluna **D**

sai a flegma líquida e no fundo da coluna **A1** sai a flegma vapor. A flegma vapor e a flegma líquida alimentam a coluna **B**, que é responsável pela retificação do etanol. Abaixo da coluna **B** encontra-se a coluna **B1** que atua no esgotamento do etanol. Pelo fundo da coluna **B1** sai a flegmaça. Nos pratos inferiores da coluna **B** é realizada a retirada do óleo fúsel, que é composto principalmente de álcool isoamílico. O etanol é coletado alguns pratos abaixo do topo da coluna **B**, pois nessa coluna ainda existe a presença dos produtos de cabeça. Esses componentes são concentrados no topo da coluna e condensados. Uma parte dessa corrente é removida (álcool de segunda) e a outra retorna para o topo da coluna (refluxo). É usual fazer uma degasagem nos trocadores **R1** da coluna **D** e **E2** da coluna **B**, auxiliando a remoção dos componentes voláteis.

As colunas **A** e **B1** podem ser operadas com injeção direta de vapor, processo conhecido como borbotagem, ou com refeedores.

## 2.6 Desidratação

A mistura etanol e água forma um azeótropo, portanto não é possível obter o etanol anidro apenas com uso da destilação convencional. Para a desidratação do etanol hidratado são utilizados usualmente três processos: destilação azeotrópica, adsorção em peneiras moleculares ou destilação extrativa.

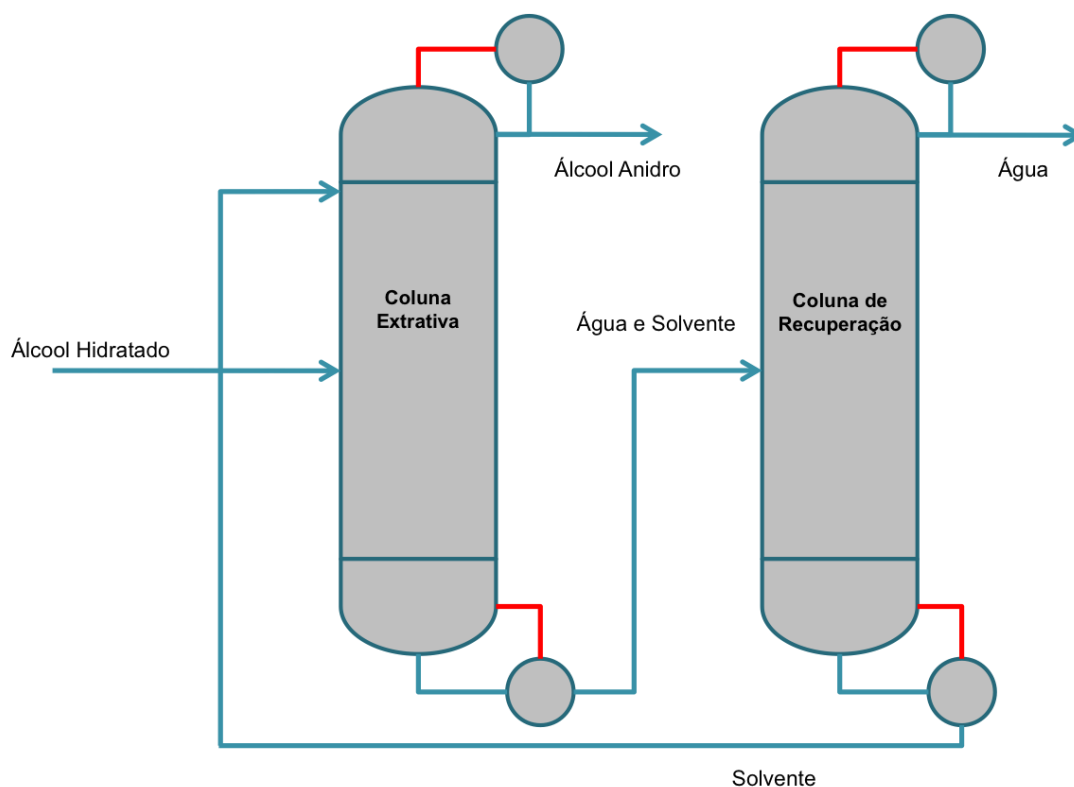
A destilação azeotrópica é o processo mais utilizado nas usinas brasileiras (MEIRELLES, 2006). Nesse tipo de destilação é utilizado um componente volátil, de forma que o componente adicionado é retirado no destilado (FOUST, 1982). Esse componente é conhecido como componente de arraste. No início era utilizado benzeno como componente de arraste, mas devido à sua toxicidade, este foi substituído pelo ciclo hexano. No processo, o etanol anidro é obtido ao fundo da coluna. No topo da coluna é obtida uma mistura heterogênea que é posteriormente separada em um decantador. A

fase leve contém a maior parte do componente de arraste e pode ser realimentada na coluna. A fase pesada contém principalmente água e etanol, necessitando de uma segunda coluna para recuperação do etanol.

As peneiras moleculares são compostas por um leito de zeólitas que promovem a adsorção da água presente no etanol hidratado. As peneiras possuem diâmetro da ordem de  $3\text{Å}$ , enquanto as moléculas de água possuem o diâmetro de van der Waals da ordem de  $2,8\text{Å}$  e as moléculas de etanol da ordem de  $4,4\text{Å}$  (SILVA, 2012). Por possuir um diâmetro intermediário entre a molécula da água e do etanol, a peneira permite a passagem da água enquanto impede a do etanol, ocorrendo assim, a desidratação do etanol.

A destilação extrativa, também conhecida como destilação homogênea azeotrópica, consiste na adição de um solvente de baixa volatilidade para alterar a volatilidade relativa dos componentes iniciais e formar uma mistura homogênea. Para a destilação extrativa do etanol é utilizado o mono etileno glicol como solvente. Nesse processo o etanol anidro é obtido no topo da coluna, enquanto o solvente e a água são obtidos ao fundo da coluna. O produto de fundo alimenta uma segunda coluna para a recuperação do solvente. Um diagrama esquemático do processo é apresentado na Figura 6.

Figura 6. Processo de destilação extrativa.

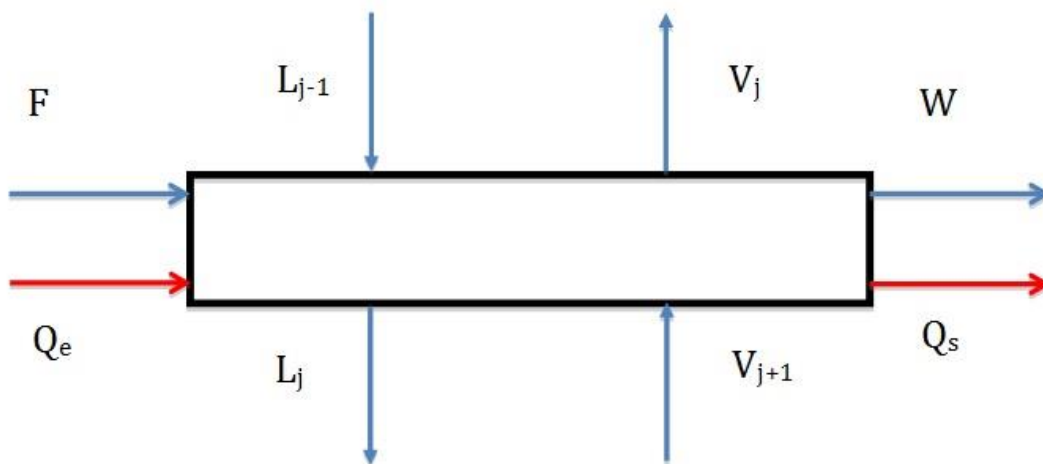


(Fonte: Acervo Pessoal).

## 2.7 Modelagem da Coluna de Destilação em Regime Estacionário

As colunas de destilação são usualmente representadas pelas equações MESH (*Mass, Equilibrium, Summation, Heat*), que são os balanços de massa, equações de equilíbrio, somatória das frações molares e balanços de energia. Essas equações são aplicadas para os estágios de equilíbrio das colunas de destilação. A representação esquemática de um estágio de equilíbrio genérico de uma coluna de destilação é ilustrada na Figura 7.

Figura 7. Representação esquemática de um estágio de equilíbrio genérico de uma coluna de destilação.



(Fonte: Acervo Pessoal).

Nessa figura foi considerada a contagem dos estágios do topo para o fundo da coluna. Nesse estágio genérico é considerada a entrada de vapor do estágio seguinte, entrada de líquido do estágio anterior, entrada lateral de vapor e líquido, saída de vapor para o estágio anterior, saída de líquido para o estágio seguinte, saída lateral de vapor e líquido, entrada de calor e perda de calor para o ambiente. Dependendo de cada estágio de equilíbrio e das considerações do modelo, vários desses termos podem ser nulos. As equações MESH desse sistema são apresentadas nas equações (2.7.1) a (2.7.5).

Balanço de massa para o componente  $i$  no estágio  $j$ :

$$F^l \cdot x_{if} + F^v \cdot y_{if} + L_{j-1} \cdot x_{i,j-1} + V_{j+1} \cdot y_{j+1} - L_j \cdot x_{ij} - V_j \cdot y_{ij} - W^l \cdot x_{il} - W^v \cdot y_{il} = 0 \quad (2.7.1)$$



A relação de equilíbrio da espécie  $i$  no estágio  $j$  resulta em:

$$y_{ij} \cdot \phi^v P_j = x_{ij} \cdot \gamma \cdot P^{sat} \quad (2.7.2)$$

A somatória das frações molares nas fases líquido e vapor deve ser igual a um:

$$\sum_i x_{ij} = 1 \quad (2.7.3)$$

$$\sum_i y_{ij} = 1 \quad (2.7.4)$$

Balço de energia para o estágio  $j$ :

$$F^l \cdot h_f + F^v \cdot H_f + L_{j-1} \cdot h_{j-1} + V_{j+1} \cdot H_{j+1} + Q_e - L_j \cdot h_j - V_j \cdot H_j - W^l \cdot h_w - W^v \cdot H_w - Q_s = 0 \quad (2.7.5)$$

A consideração de que os estgios da coluna esto em equilbrio termodinamico e uma hip6tese assumida. Contudo, em muitos casos est6 bem distante da realidade do sistema. Isso implica que os resultados desse modelo podem apresentar grandes erros. Apesar disso, o equilbrio termodinamico e uma condico3o real que serve de refer6ncia para o estudo do processo de destila33o. Com isso, o conceito de efici6ncia de equilbrio foi desenvolvido para contornar esse problema.

A efici6ncia global, por sua simplicidade, e a equa33o mais utilizada nas ind6strias (WANKAT, 2007). Ela e a rela33o entre o n6mero de estgios de equilbrio que seriam necess6rios para uma dada separa33o pelo n6mero de estgios reais (Equa33o 2.7.6).

$$E_G = \frac{N_{eq}}{N_{Reais}} \quad (2.7.6)$$

Outro parâmetro de eficiência muito empregado é a eficiência de Murphree. Ela pode ser definida em relação ao líquido (Equação 2.7.7) ou ao vapor da coluna (Equação 2.7.8). A eficiência de Murphree para o vapor é a relação entre a mudança real no vapor pela mudança que ocorreria caso este estivesse em equilíbrio com o líquido do prato. Analogamente, a eficiência de Murphree para o líquido é a relação entre a mudança real no líquido pela mudança que ocorreria caso este estivesse em equilíbrio com o vapor do prato.

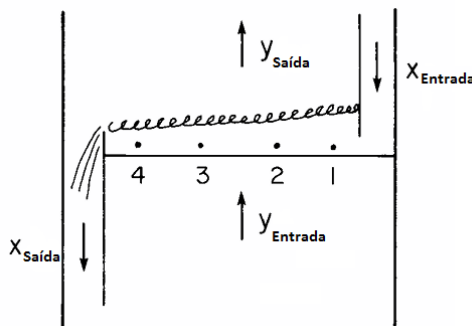
$$E_{ML} = \frac{x_{saída} - x_{entrada}}{x_{saída}^* - x_{entrada}} \quad (2.7.7)$$

$$E_{MV} = \frac{y_{saída} - y_{entrada}}{y_{saída}^* - y_{entrada}} \quad (2.7.8)$$

O modelo físico para essa eficiência considera que a corrente de vapor, o líquido do *downcomer* e o líquido do prato estão perfeitamente misturados. A eficiência de Murphree é muito popular porque é relativamente fácil de medir e de se utilizar em cálculos.

Em colunas de grande diâmetro, o líquido do prato não é bem misturado, ocorrendo um gradiente de concentração ao longo do prato, conforme ilustra a Figura 8.

Figura 8. Representação esquemática do gradiente de concentração em um prato de uma coluna.



(Fonte: WANKAT, 2007).

O componente mais volátil é removido preferencialmente, portanto à medida que o líquido escoar no prato tem-se:

$$x_{out} < x_4 < x_3 < x_2 < x_1 < x_{in}$$

Nesse caso a eficiência pode ser calculada pontualmente de forma análoga a eficiência de Murphree (Equação 2.7.9).

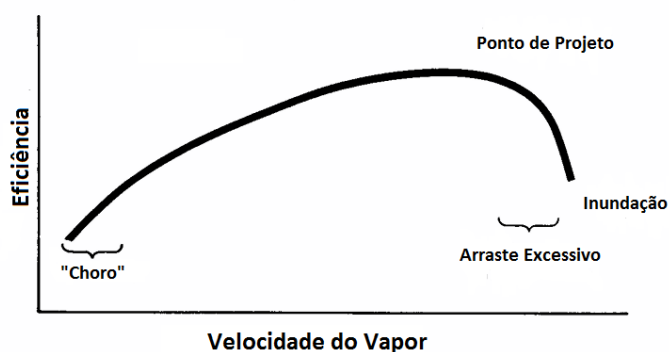
$$E_{pt} = \frac{y'_{out} - y'_{in}}{y'^*_{out} - y'_{in}} \quad (2.7.9)$$

A eficiência de Murphree pode ser calculada integrando todos os pontos de eficiência do prato.

Em geral, a eficiência do prato depende da velocidade do vapor. A eficiência é máxima na condição de projeto. A elevadas velocidades ocorre um aumento do arraste. Se a velocidade é excessiva, a eficiência é drasticamente reduzida. A baixas velocidades a transferência de massa é prejudicada. Se a velocidade for muito baixa a coluna começa a “chorar”,

provocando uma forte queda na eficiência (WANKAT, 2007). A Figura 9 apresenta um gráfico do valor eficiência em função da velocidade do vapor.

Figura 9. Perfil de eficiência dos pratos de destilação.

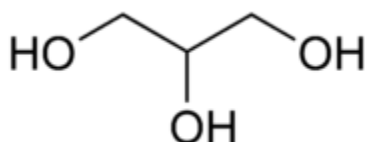


(Fonte: WANKAT, 2007).

## 2.8 Glicerol

O glicerol é um composto orgânico que pertence à função álcool. É um líquido inodoro, incolor, higroscópico e que possui um sabor adocicado. É também conhecido por 1,2,3 propanotriol (IUPAC). O produto na forma comercial com pureza acima de 95% é chamado de glicerina. A Figura 10 ilustra a fórmula estrutural da molécula de glicerol.

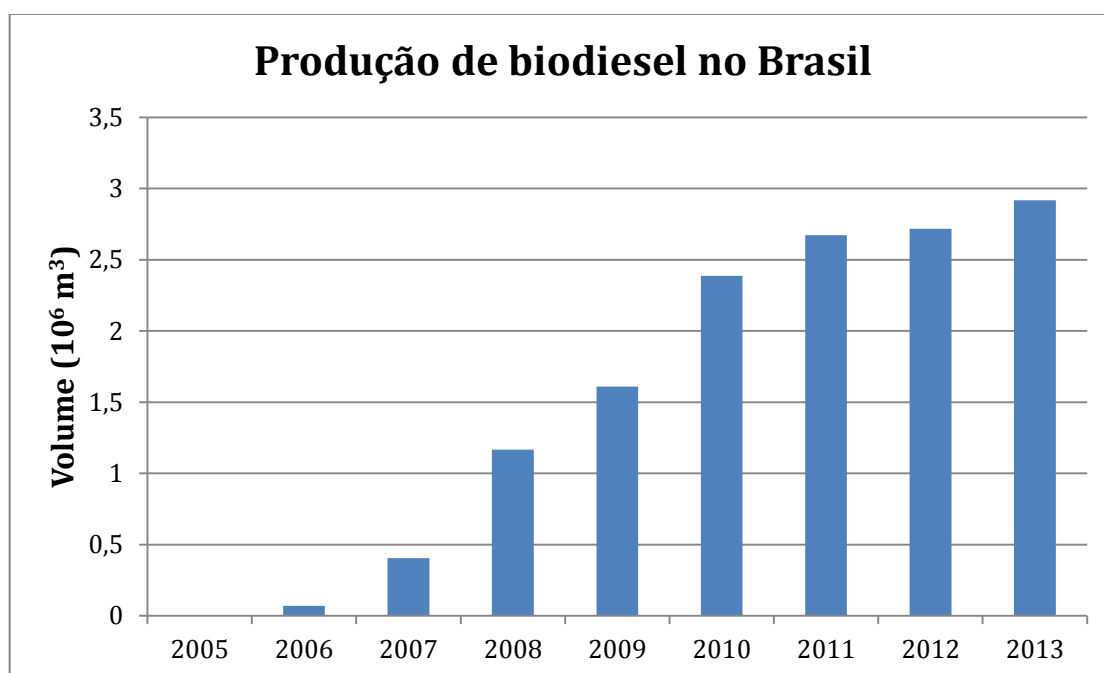
Figura 10. Fórmula estrutural da molécula de glicerol.



O glicerol é utilizado na fabricação de resinas sintéticas, gomas de éster, remédios, cosméticos, pastas de dentes e no processamento de tabaco e alimentos (ARRUDA; RODRIGUES e FELIPE, 2007).

O glicerol é um subproduto da produção do biodiesel. A cada tonelada de biodiesel produzido é gerado em torno de 100 kg de glicerol. Como é possível ver na figura 11, a produção de biodiesel no Brasil vem crescendo ao longo dos anos, apontando um aumento da disponibilidade de glicerol no mercado.

Figura 11. Produção de biodiesel no Brasil.



(Fonte: ANP, 2014).

Neste trabalho é proposta a utilização do glicerol como solvente para a separação da solução de etanol e água via destilação extrativa. Nas usinas é utilizado o monoetilenoglicol (MEG). Essa substituição do solvente é motivada por diversas vantagens que serão apresentadas a seguir.

Existe uma crescente demanda pela utilização de compostos cada vez menos tóxicos. Diversos compostos utilizados em processos químicos

tiveram que ser substituídos devido ao enrijecimento da legislação na questão da toxicidade. Um exemplo foi a substituição do benzeno pelo ciclo hexano como componente de arraste no processo de destilação azeotrópica para produção de etanol anidro. Para os padrões atuais o etileno glicol ainda é considerado um composto de baixa toxicidade, mas pode ser que no futuro tenha que ser substituído. De acordo com o HMSI (*Hazardous Materials Identification System*) (BDH, *Glycerol*, 2006) o glicerol é um composto menos tóxico que o etileno glicol (Figura 12).

Figura 12. Sistema de identificação de materiais perigosos para o glicerol e etileno glicol.

Glicerol	Etileno Glicol
Health: 1	Health: 2*
Fire: 1	Fire: 1
Physical Hazard: 0	Physical Hazard: 0

*Hazard Scale: 0 = Minimal; 1 = Slight; 2 = Moderate; 3 = Serious; 4 = Severe;*

*\* = Chronic hazard*

(Fonte: BDH, *Glycerol*, 2006; BDH, *Ethylene Glycol*, 2006).

Um parâmetro importante para determinar a eficiência de um dado solvente é sua seletividade. Quanto mais distante da unidade a seletividade à diluição infinita de um dado solvente na solução, mais eficiente é o solvente (PRAUSNITZ e ANDERSON, 1961 *apud* PLA-FRANCO *et al.*, 2013). A eficiência do solvente está associada a sua capacidade de aumentar a volatilidade relativa dos componentes da solução. A seletividade à diluição

infinita é a relação entre os coeficientes de atividade dos componentes originais à diluição infinita na presença do solvente (Equação 2.8.1).

$$S_{ij}^{\infty} = \left( \frac{\gamma_i^{\infty}}{\gamma_j^{\infty}} \right)^S \quad (2.8.1)$$

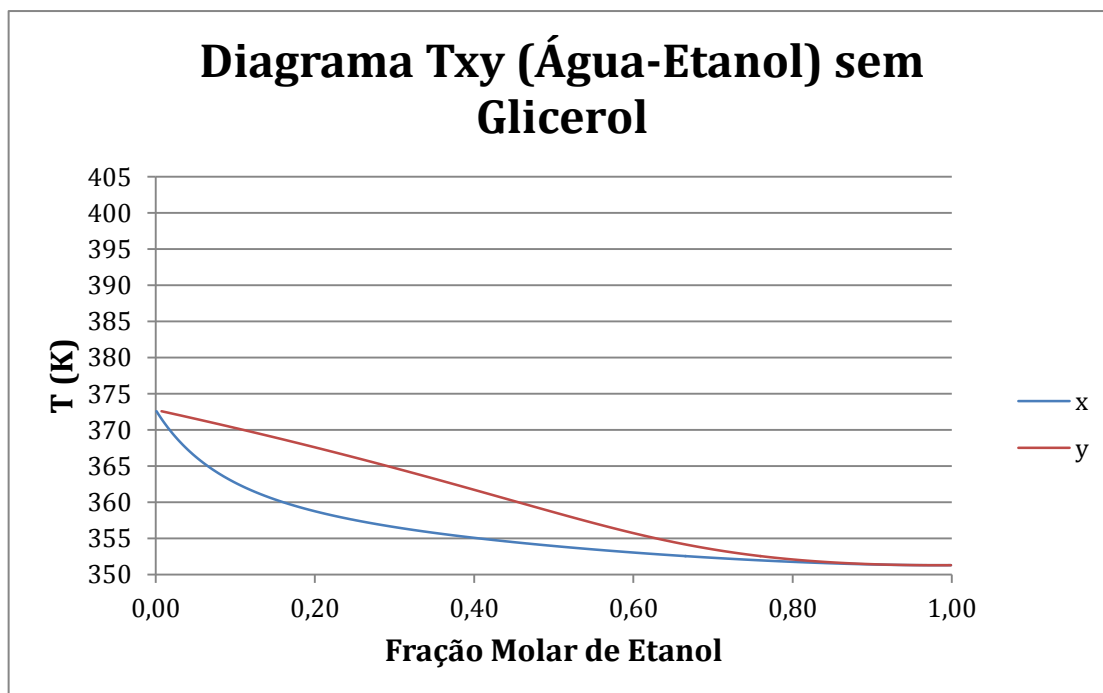
PLA-FRANCO *et al.* (2013) desenvolveram um trabalho em equilíbrio de fases dos ternários: água, etanol e glicerol, e água, etanol e etileno glicol, onde foi determinada a seletividade à diluição infinita de cada solvente. O trabalho concluiu que as duas substâncias apresentam bons resultados, mas o glicerol se destaca por sua maior eficiência (Tabela 1).

Tabela 1. Coeficiente de atividade à diluição infinita e seletividade à diluição infinita para etanol (1) e água (2) na presença do solvente proposto.			
Solvente	$\gamma_1^{\infty S}$	$\gamma_2^{\infty S}$	$S^{\infty}_{12}$
Etileno Glicol	1,589	0,934	1,701
Glicerol	2,190	0,675	3,244

(Fonte: PLA-FRANCO *et al.*, 2013).

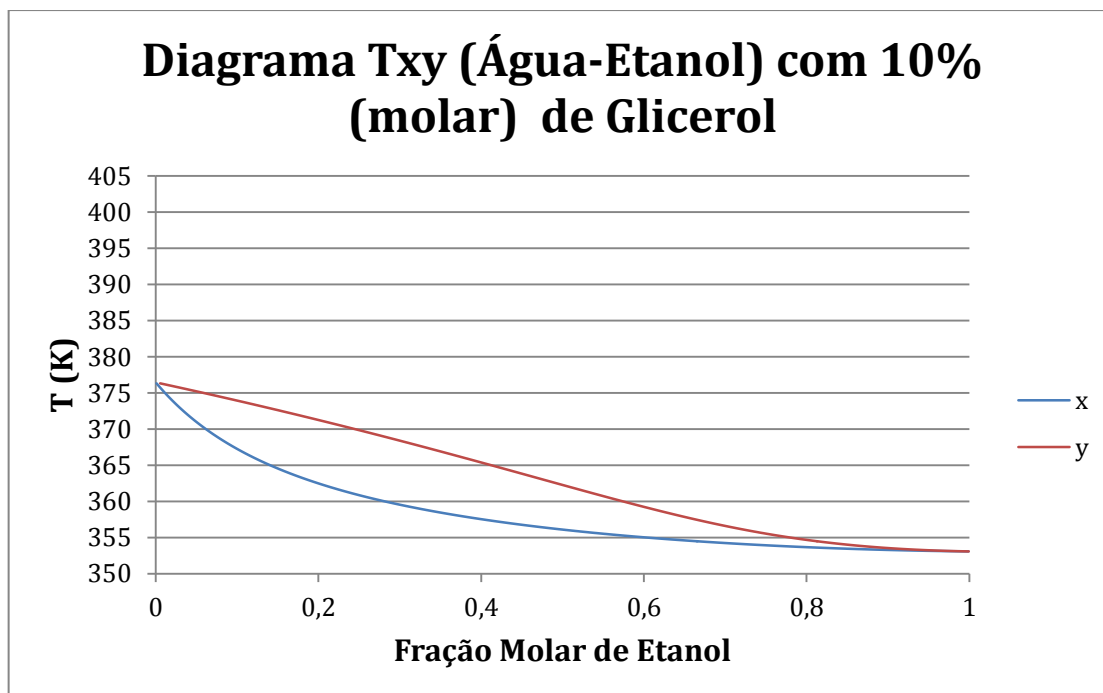
Para demonstrar o efeito da presença do glicerol na solução de água e etanol foram desenvolvidos no Excel, gráficos termodinâmicos de equilíbrio líquido vapor do ternário: água, etanol e glicerol (Figuras 13 a 18). Cada gráfico é um diagrama Txy da solução de água e etanol com a presença de uma percentagem de glicerol. Para o cálculo do coeficiente de atividade foi utilizado o modelo UNIQUAC. Essa função foi escrita em VBA (*Visual Basic for Applications*) pelo professor Luiz Fernando de Moura (DEQ/UFSCar). Para o cálculo iterativo dos pontos de equilíbrio também foi utilizado VBA.

Figura 13. Diagrama Txy (Água-Etanol) sem Glicerol.



(Fonte: Acervo Pessoal).

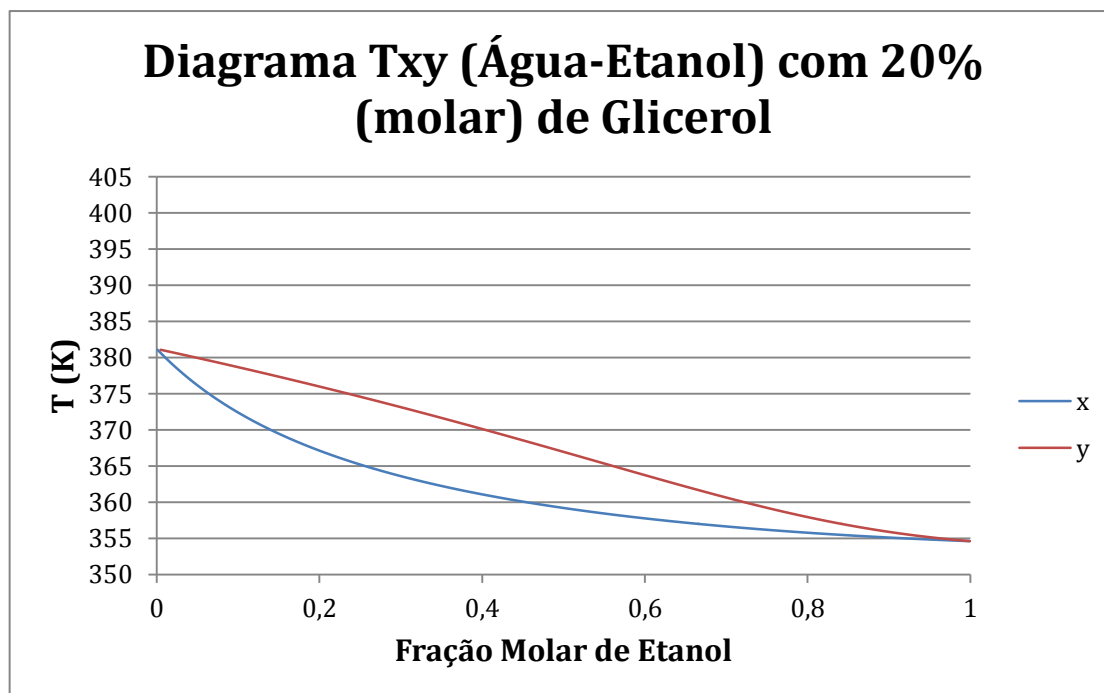
Figura 14. Diagrama Txy (Água-Etanol) com 10% (molar) de Glicerol.



(Fonte: Acervo Pessoal).

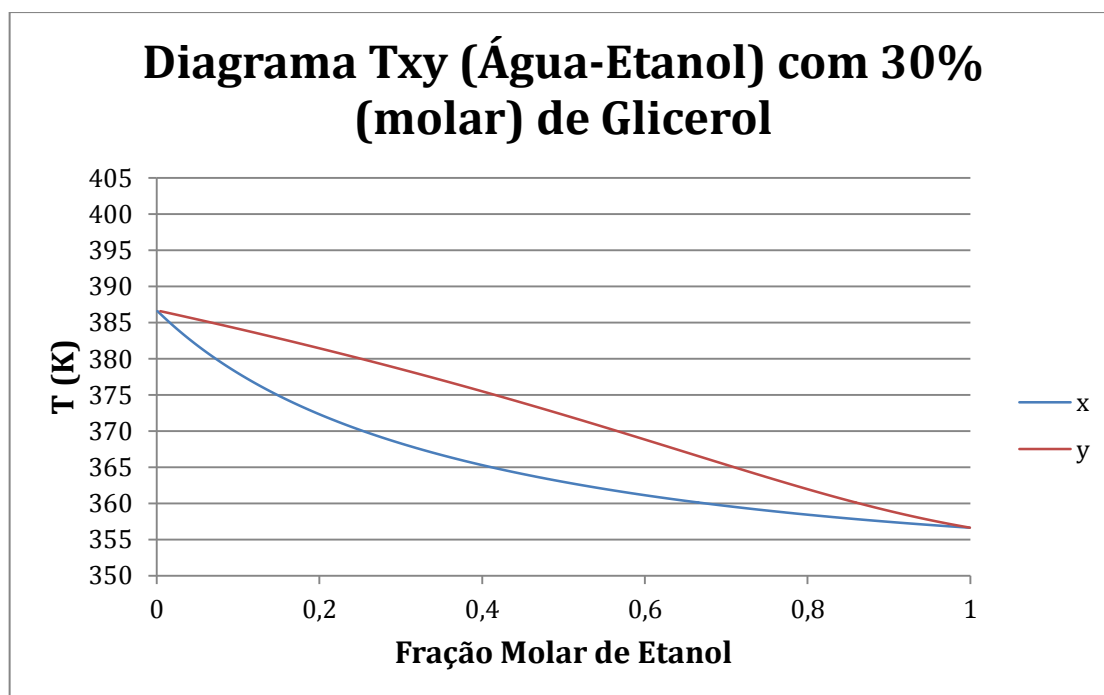


Figura 15. Diagrama Txy (Água-Etanol) com 20% (molar) de Glicerol.



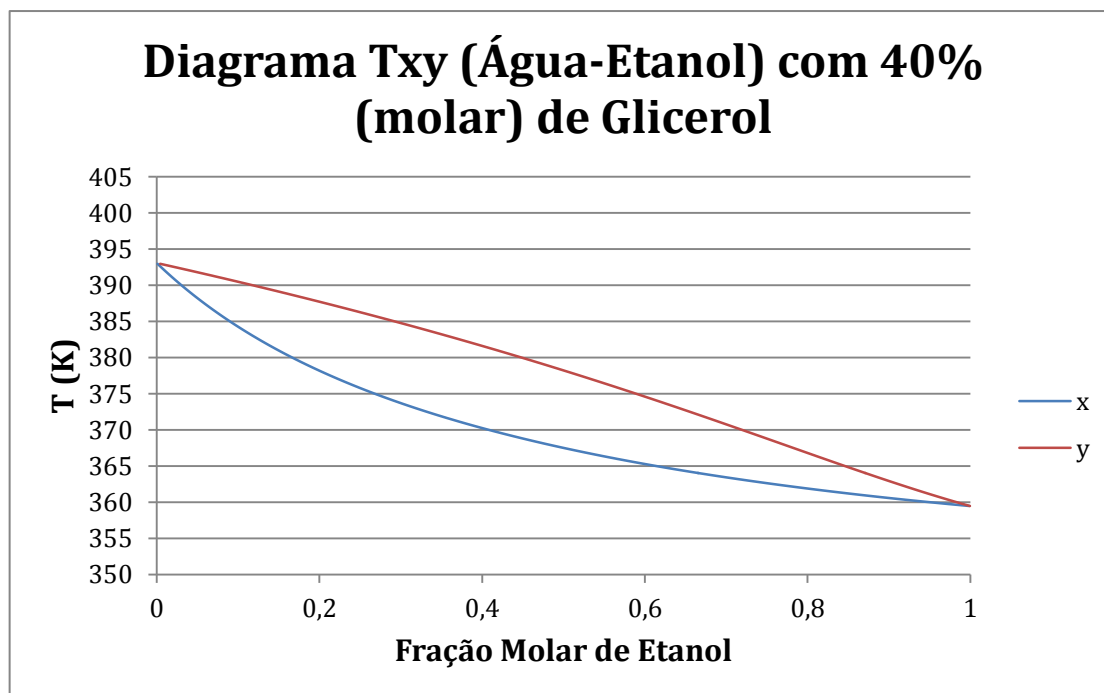
(Fonte: Acervo Pessoal).

Figura 16. Diagrama Txy (Água-Etanol) com 30% (molar) de Glicerol.



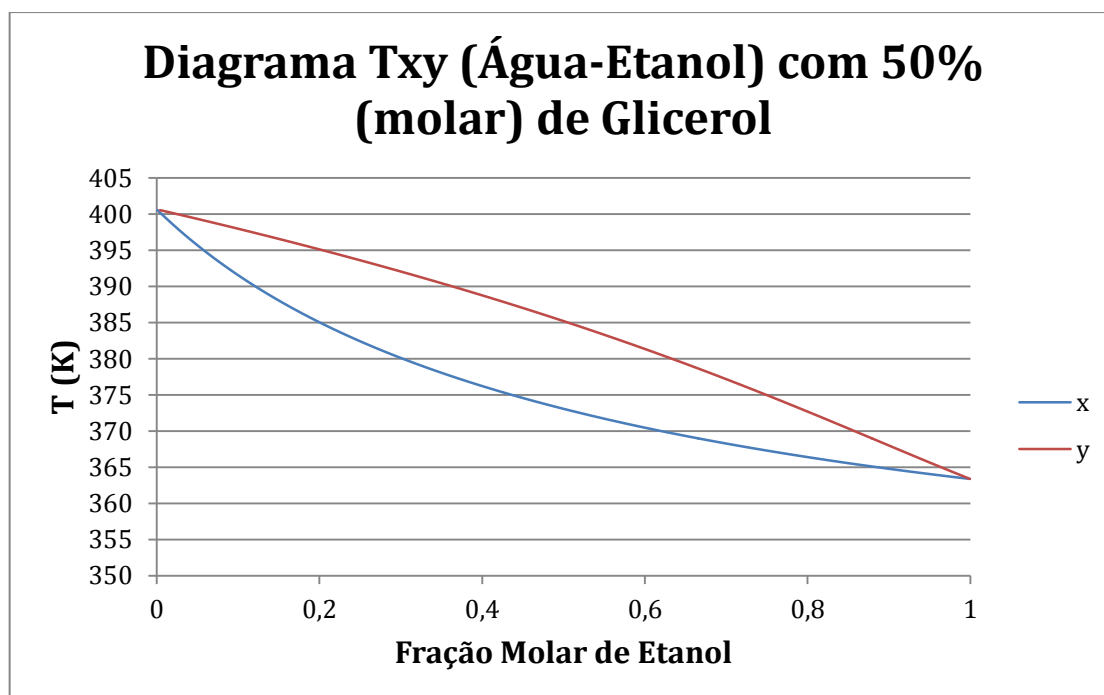
(Fonte: Acervo Pessoal).

Figura 17. Diagrama Txy (Água-Etanol) com 40% (molar) de Glicerol.



(Fonte: Acervo Pessoal).

Figura 18. Diagrama Txy (Água-Etanol) com 50% (molar) de Glicerol.



(Fonte: Acervo Pessoal).

Como o glicerol possui um alto ponto de ebulição, é possível notar que o aumento de sua concentração na solução hidroalcoólica provoca um deslocamento das curvas de equilíbrio para temperaturas mais elevadas (Figuras 13 a 18). Contudo, a observação mais importante é a separação das curvas do ponto de bolha e de orvalho. Isso demonstra que o aumento da quantidade de glicerina na solução provoca um aumento na volatilidade relativa da solução. Essa adição elimina o ponto de azeotropia.

A destilação é um processo de separação com alto custo energético, portanto a busca de métodos para redução do consumo de energia é um tópico de grande importância. A escolha do solvente tem forte impacto no consumo energético do processo, principalmente pela necessidade de recuperação. UYAZÁN *et al.* (2006) desenvolveram um trabalho abordando a simulação de otimização do processo de produção de etanol anidro via destilação extrativa utilizando glicerol com o objetivo de reduzir o consumo energético. Ao fim do trabalho os autores compararam os valores obtidos com outros processos de produção de etanol anidro da literatura (Tabela 2). Pode se observar que o processo de destilação extrativa utilizando glicerol obteve um valor de consumo de energia significativamente menor que o processo utilizando etileno glicol.

Tabela 2. Dados energéticos de processos de desidratação de Etanol.	
<b>Tipo de Processo</b>	<b>kJ/kg<sub>etanol</sub></b>
Destilação Azeotrópica com Cicloexano (Chianese e Zinamosca, 1990)	4853
Peneiras Moleculares (Carmo e Gubulin, 1997)	1430
Destilação Extrativa com Acetato de Potássio (Ligero e Ravagnani, 2003)	9270
Destilação Extrativa com Gasolina (Chianese e Zinamosca, 1990)	3180
Destilação Extrativa com Etileno Glicol (Meirelles, 1992)	1760
Destilação Extrativa com Glicerol (Uyazán <i>et al.</i> , 2006)	1473

(Fonte: Uyazán *et al.*, 2006).

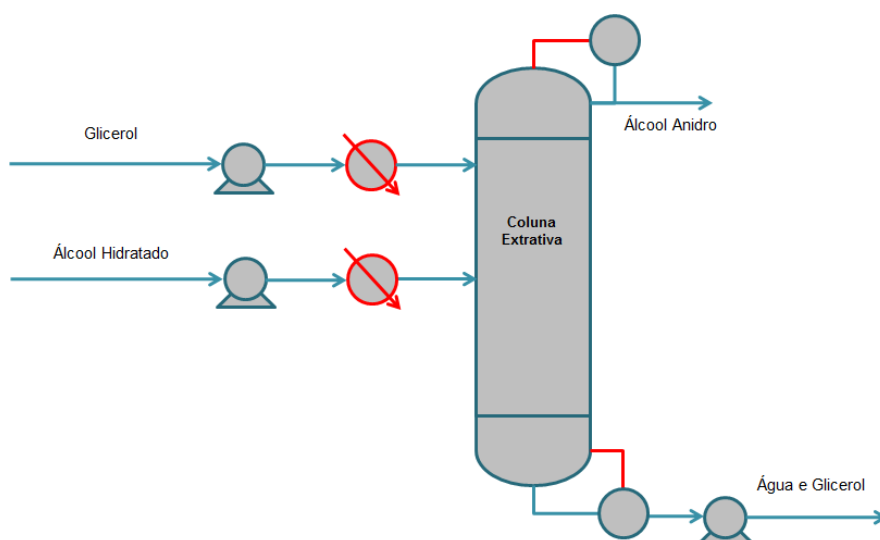
### 3. MATERIAIS E MÉTODOS

#### 3.1 Projeto

O projeto da coluna de destilação baseou-se em protótipo de módulo de destilação desenvolvido pelo Prof. Dr. Luiz Fernando de Moura (DEQ/UFSCar).

A coluna foi configurada para operar em modo contínuo com o processo de destilação extrativa empregando como solvente o glicerol. A coluna de recuperação não foi implementada. O diagrama esquemático do sistema de destilação desenvolvido é apresentado na Figura 19.

Figura 19. Fluxograma do processo de destilação extrativa sem a representação da coluna de recuperação do glicerol.

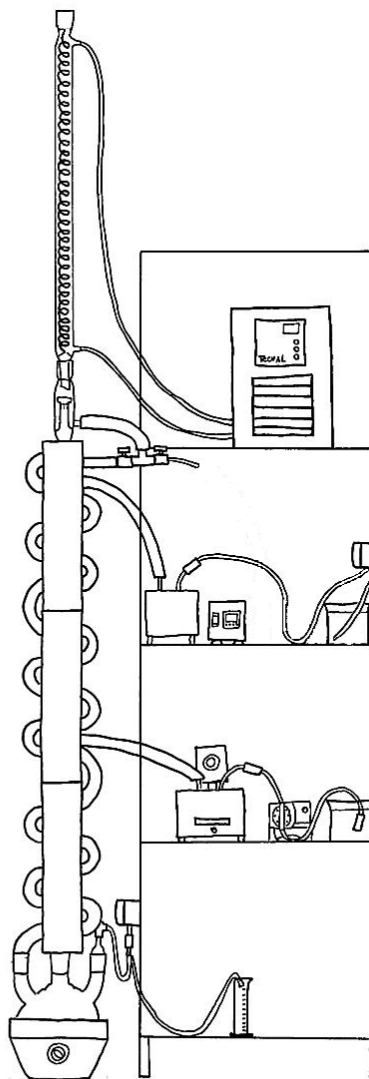


(Fonte: Acervo Pessoal).

O sistema é composto por uma coluna de destilação de vidro modular (três módulos de vidro, contendo cinco pratos perfurados cada módulo), um condensador de vidro do tipo serpentina, um banho ultratermostatizado, um

balão de fundo redondo, uma manta de aquecimento, dois banhos de aquecimento e três bombas (duas peristálticas e uma dosadora). O esquema detalhado é apresentado na Figura 20.

Figura 20. Esquema detalhado do projeto da coluna de destilação desenvolvido (composto por três módulos de destilação contendo cinco pratos cada, condensador, refeedor, banhos termostatizados e bombas).

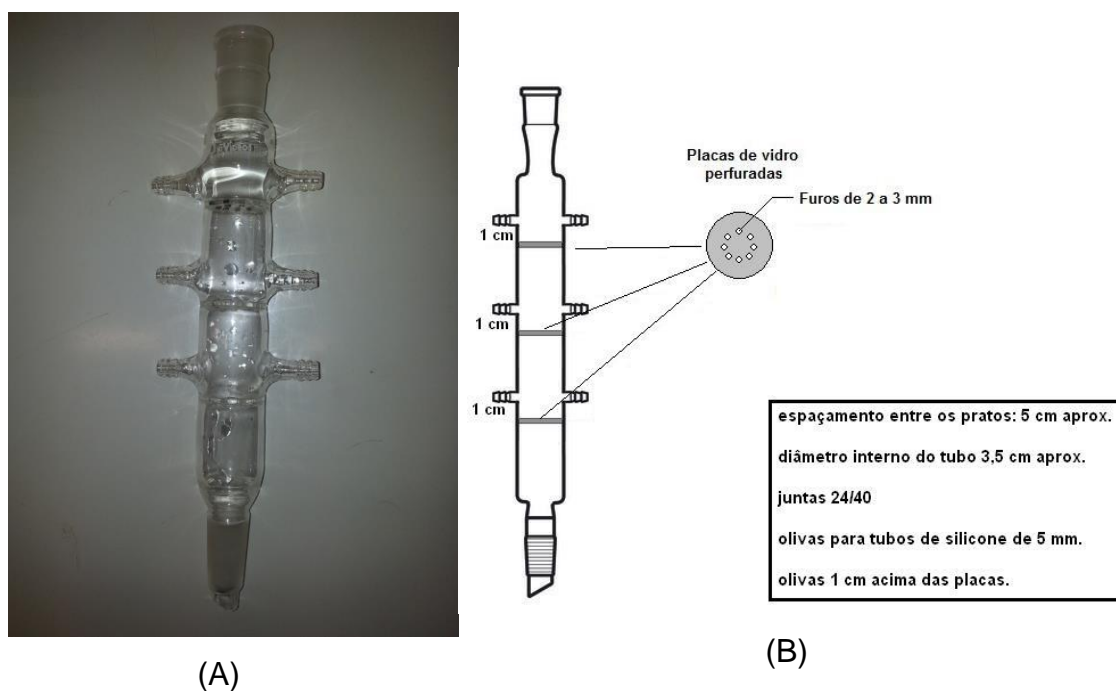


(Fonte: Acervo Pessoal).

### 3.2 A Coluna de Destilação

A coluna de destilação consiste em três módulos de vidro com pratos perfurados. O projeto da coluna é baseado no protótipo projetado pelo Prof. Dr. Luiz Fernando de Moura (DEQ/UFSCar). O projeto da coluna traz como característica principal sua modularidade, ou seja, novos módulos podem ser adicionados para aumentar o número de pratos total da coluna. O módulo possui 3,5 cm de diâmetro interno e cada estágio tem 5 cm de altura. As conexões entre os módulos são feitas por meio de juntas 24/40, do tipo macho e fêmea. A Figura 21 (A) ilustra fotografia do módulo da coluna de destilação. Outra peculiaridade desse projeto é o uso de *downcomer* externo à coluna. Isso facilita a confecção do módulo, que possui dimensões pequenas podendo ser executado de forma artesanal (Figura 21 (B)).

Figura 21. (A) Fotografia e; (B) Diagrama esquemático do módulo da coluna de destilação desenvolvido pelo Prof. Dr. Luiz Fernando de Moura (DEQ/UFSCar).



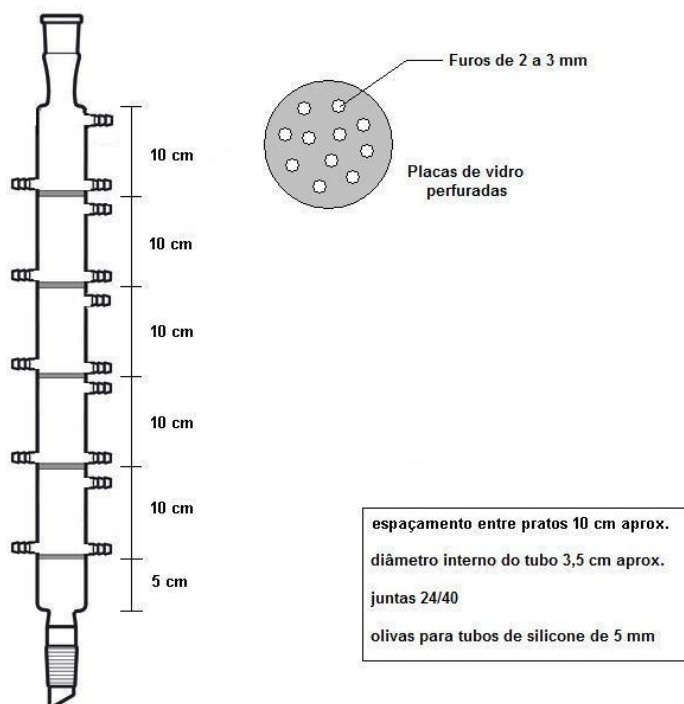
(Fonte: Acervo Pessoal; Prof. Dr. Luiz Fernando de Moura (DEQ/UFSCAR)).

Nesse módulo o vapor percorre o interior da coluna, passando pelos orifícios dos pratos. O líquido descende a coluna em “zigue-zague” passando pelas olivas. As olivas são conectadas por tubos de silicone. O projeto original foi desenvolvido com intuito de ser operado em batelada.

Neste trabalho foram feitas modificações nos módulos originalmente projetados com o objetivo de operar em modo contínuo. Cada estágio possuía apenas duas olivas, que serviam para a passagem do líquido do *downcomer*. Foi adicionada uma oliva na parte superior do estágio que pode ser utilizada para alimentação ou retirada lateral de vapor. Para cada módulo foi adicionado mais dois pratos com o intuito de se reduzir o comprimento total da coluna, já que as conexões possuem um comprimento significativo (Figura 22). O diâmetro interno do módulo foi mantido igual ao original (3,5 cm). Contudo, a altura de cada estágio foi aumentada para 10 cm com o intuito de se reduzir problemas de inundação e arraste, além de permitir inserir a oliva adicional. O módulo novo e o original foram confeccionados pela empresa Unividros (Ribeirão Preto, SP). Para reduzir as perdas de calor, a coluna foi isolada com espuma elastomérica.



Figura 22. Módulo de vidro modificado da coluna de destilação.



(Fonte: Acervo Pessoal).

### 3.3 Refervedor

O refervedor é composto por um balão de fundo redondo de dois litros de volume útil com tampa de três bocas paralelas e uma manta de aquecimento com regulador de potência. A potência nominal da manta de aquecimento era de 570 W. O vapor gerado no refervedor sobe pela boca central do balão, alimentando a coluna. Uma das bocas laterais serve de passagem para o líquido descendente da coluna e a outra boca serve para a retirada do produto de fundo por meio de uma bomba peristáltica. O refervedor possui um botão analógico de regulação com marcação de oito níveis de potência. Foi determinada a potência efetiva da manta para os níveis cinco, seis, sete e oito. Para fazer essa calibração foi adicionada massa conhecida de água ao balão de fundo redondo. O botão analógico foi ajustado para determinado nível de aquecimento e a água foi aquecida até o

ponto de ebulição. A ebulição foi mantida durante 20 minutos e depois a massa de água que sobrou no balão foi novamente determinada. Com o tempo de ebulição, o valor de massa de água evaporada e o calor de vaporização da água, a potência efetiva do sistema pode ser calculada. Esse procedimento foi realizado em triplicata para cada nível de potência. Os valores obtidos estão apresentados na Tabela 3.

Tabela 3. Calibração da manta de aquecimento.				
Ensaio	Posição do potenciômetro	Potência medida (W)	Potência Média (W)	Desvio Padrão (W)
1	8	336,5	334,1	2,7
2	8	331,2		
3	8	334,6		
1	7	284,0	274,4	8,4
2	7	268,4		
3	7	270,9		
1	6	228,5	225,0	8,3
2	6	231,0		
3	6	215,6		
1	5	196,9	190,2	6,4
2	5	189,4		
3	5	184,1		

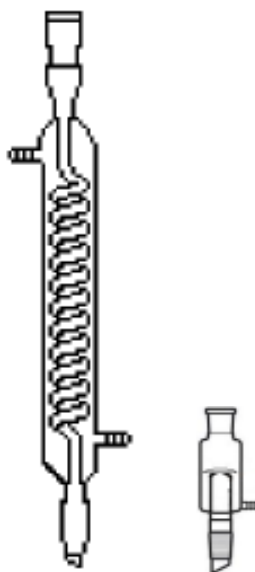
(Fonte: Acervo Pessoal).

### 3.4 Condensador

O sistema de condensação é formado por um condensador de vidro do tipo serpentina, um distribuidor de vapor feito de vidro (Figura 23) e um banho termostaticado com sistema de bombeamento de água e regulação de temperatura. O vapor proveniente da coluna vai para o distribuidor de vapor. Do distribuidor, o vapor é direcionado para o condensador. A medida que o vapor condensa, o líquido volta para o distribuidor, onde é retirado por meio de uma oliva lateral. O distribuidor de vapor possui um reservatório de

aproximadamente 150 mL que atua como tanque pulmão. No condensador o vapor troca calor com o líquido resfriado do banho termostatizado (o líquido de resfriamento atua em circuito fechado).

Figura 23. Condensador de vidro do tipo serpentina e o distribuidor de vapor.



(Fonte: Acervo Pessoal).

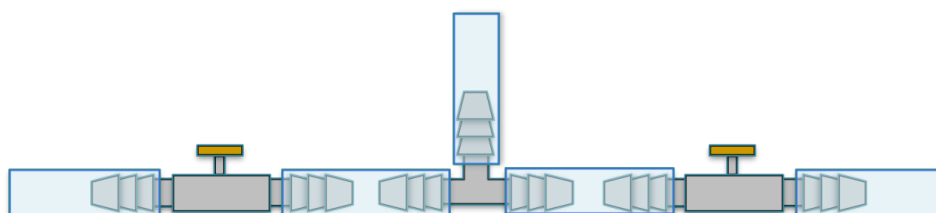
### 3.5 Alimentações

No sistema de destilação existem duas alimentações: a alimentação de etanol hidratado e a alimentação de glicerina. Cada um destes reagentes encontra-se inicialmente à temperatura ambiente dentro de um béquer de 1 litro. Do béquer cada reagente é bombeado para uma serpentina de cobre que se encontra imersa em banho de aquecimento com glicerina. A glicerina é bombeada por uma bomba peristáltica e o etanol é bombeado por uma bomba dosadora. Os banhos de aquecimento possuem regulagem de temperatura.

### 3.6 Refluxo

O vapor condensado é retirado por uma oliva do distribuidor de vapor e desce por gravidade para uma conexão do tipo T, onde as vazões de destilado e refluxo são divididas regulando-se duas válvulas do tipo agulha (Figura 24).

Figura 24. Sistema de refluxo da coluna de destilação.



(Fonte: Acervo Pessoal).

### 3.7 Destilado

Com o objetivo de simplificar a operação e atingir maior pureza do produto, a coluna foi operada em refluxo total. Apesar da opção de se trabalhar com refluxo total, a coluna está preparada para funcionar com retirada de destilado, necessitando apenas regular sua vazão com as duas válvulas do refluxo. Como a coluna não possui controladores, trabalhar com vazão de destilado acarreta em maior dificuldade para estabilizar o processo. O tanque pulmão do distribuidor de vapor ajuda a reduzir essa dificuldade, amortecendo pequenas oscilações nas vazões de condensado.

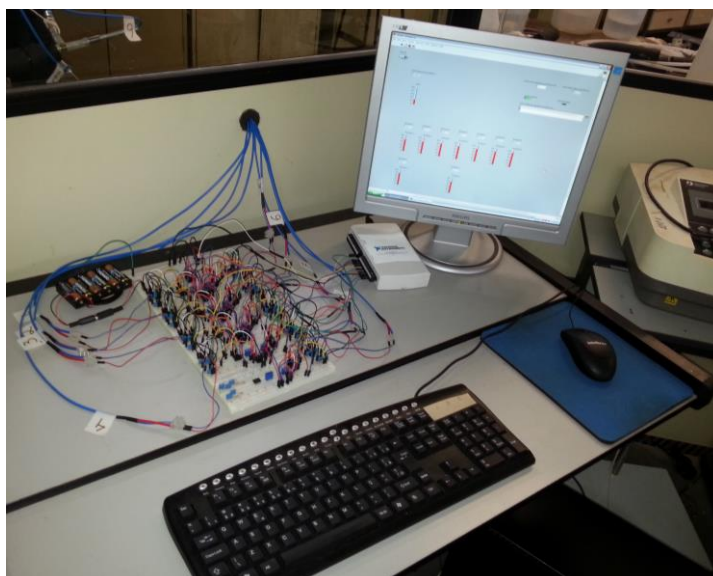
### 3.8 Produto de Fundo

O produto de fundo é coletado do balão de fundo redondo por uma de suas bocas laterais. A vazão é regulada por uma bomba peristáltica, sendo o líquido despejado em um béquer de 2 litros.

### 3.9 Aquisição de Temperatura

A medida da temperatura dos diversos pontos da coluna é realizada por meio de nove termopares. Os sinais desses termopares são amplificados e medidos por sistema de aquisição de sinais que se encontra conectado a um computador pessoal. A Figura 25 mostra a fotografia desse sistema.

Figura 25. Sistema de aquisição de temperatura.



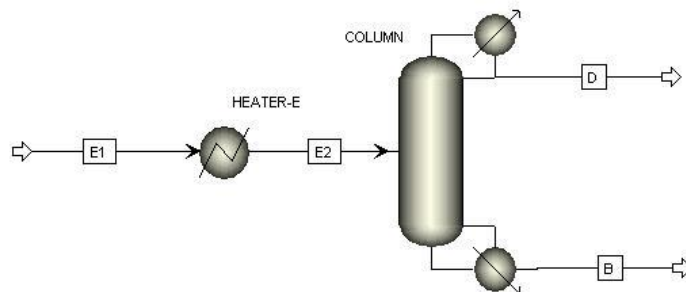
(Fonte: Acervo Pessoal).

Todos os termopares utilizados eram do tipo T (Cobre/Constantan), faixa de medida de temperatura de  $-180^{\circ}\text{C}$  a  $370^{\circ}\text{C}$ , limite de erro:  $\pm 0,5^{\circ}\text{C}$ . Os pontos de medidas de temperaturas foram: no retervedor, no condensador, na alimentação de etanol, na alimentação de glicerina e em cinco pratos da coluna. A descrição detalhada do sistema de aquisição de temperatura é apresentada no apêndice A.

### 3.10 Simulação do Processo

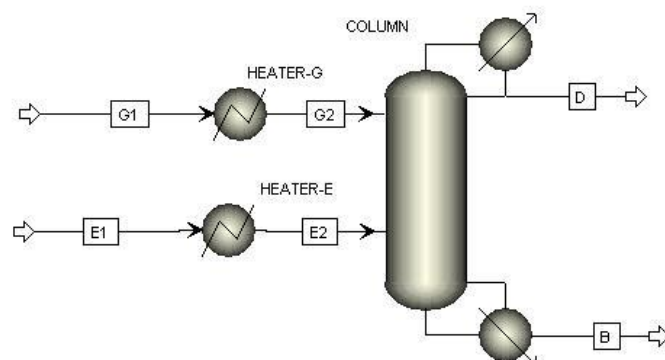
Foi implementado no simulador de processos Aspen Plus o sistema de destilação que representava o aparato experimental desenvolvido. Antes da operação experimental da coluna, simulações foram realizadas em quatro condições experimentais. A coluna foi simulada para operação em destilação convencional, com alimentação de solução de etanol e água em três diferentes condições de alimentação. Uma simulação foi feita para o processo de destilação extrativa utilizando glicerol como solvente. As simulações da destilação convencional foram feitas com o intuito comparativo, para se observar a influencia da presença do glicerol no processo. Os parâmetros utilizados foram baseados na faixa de operação dos equipamentos da coluna e foram ajustados em uma sequência de simulações. Para representar a coluna de destilação com o retervedor e o condensador foi utilizado o bloco RadFrac. Os banhos de aquecimento com a serpentina são representados pelo bloco *Heater*. Os fluxogramas da destilação convencional e da destilação extrativa são apresentados nas Figuras 26 e 27.

Figura 26. Fluxograma do processo de destilação convencional no simulador de processos ASPEN Plus.



(Fonte: Acervo Pessoal).

Figura 27. Fluxograma do processo de destilação extrativa no simulador de processos ASPEN Plus.



(Fonte: Acervo Pessoal).

Onde:

E1: Alimentação fria da solução de etanol

E2: Alimentação aquecida da solução de etanol

G1: Alimentação fria da glicerina

G2: Alimentação aquecida da glicerina

D: Destilado

B: Produto de fundo

*HEATER-E*: Trocador de calor da alimentação de etanol

*HEATER-G*: Trocador de calor da alimentação de glicerina

*COLUMN*: Coluna de destilação

As simulações da destilação convencional foram feitas com diferentes valores da corrente de alimentação. Os valores foram: 25, 35 e 45 por cento. Para a simulação da destilação extrativa com glicerol foi utilizado uma alimentação de 35 por cento em etanol. Para as quatro simulações diversos parâmetros utilizados foram os mesmos. Os parâmetros empregados na simulação foram:

**Propriedades do Sistema:**

Modelo Termodinâmico: NRTL

**Corrente E1:**

Vazão: 0,599 L/h

Temperatura: 25°C

Pressão: 1 bar

**Bloco *HEATER-E*:**

Temperatura de saída: 77,5°C

**Bloco *COLUMN*:**

Tipo de Cálculo: Equilíbrio

Número de Estágios: 17 (Condensador, Refervedor e 15 pratos)

Condensador: Total

Razão de Refluxo: 100



Potência do Refervedor: 225 W (nível 6 da potência da manta de aquecimento)

Estágio da Alimentação de Etanol: 11 (décimo prato, contando a partir do condensador)

Os parâmetros específicos que foram empregados em cada uma das quatro simulações foram:

**Simulação do Processo de Destilação Convencional com Alimentação de 25% de Etanol:**

**Corrente E1:**

Fração Mássica: 0,25 de Etanol e 0,75 de Água

**Simulação do Processo de Destilação Convencional com Alimentação de 35% de Etanol:**

**Corrente E1:**

Fração Mássica: 0,35 de Etanol e 0,65 de Água

**Simulação do Processo de Destilação Convencional com Alimentação de 45% de Etanol:**

**Corrente E1:**

Fração Mássica: 0,45 de Etanol e 0,55 de Água

**Simulação do Processo de Destilação de Extrativa:**

**Corrente E1:**

Fração Mássica: 0,35 de Etanol e 0,65 de Água

**Corrente G1:**

Fração Mássica: 0,995 de Glicerol e 0,005 de Água

Vazão: 0,341 L/h

Temperatura: 25°C

Pressão: 1 bar

**Bloco *HEATER-G*:**

Temperatura de saída: 77,5°C

**Bloco *COLUMN*:**

Estágio da Alimentação da Glicerina: 3 (segundo prato, a partir do condensador)

### **3.11 Operação da Coluna**

A operação experimental do sistema de destilação foi realizada tomando como referência os dados empregados nas simulações realizadas com o simulador de processos ASPEN Plus.

As soluções hidroalcoólicas foram preparadas empregando como reagente etanol absoluto PA (99,5 por cento em volume de etanol, Synth®) nas diferentes diluições estabelecidas para cada experimento.

No ensaio de destilação extrativa empregou-se na alimentação de solvente glicerina PA (99,5 por cento em massa de glicerol e 0,5 por cento em massa de água, Synth®).

A calibração da vazão da bomba dosadora da alimentação de etanol foi realizada com solução 35% em massa de etanol. A bomba peristáltica empregada na alimentação da glicerina foi calibrada com glicerina PA (99,5% de pureza em massa). O procedimento para a calibração das duas bombas foi o mesmo. Inicialmente fixou-se um valor de referência no potenciômetro de ajuste da bomba. O líquido foi bombeado a partir de um béquer, passando

pela bomba e enviado para serpentina do trocador de calor (que estava desligado). Depois da serpentina o líquido foi coletado em uma proveta de 100 mL. O tempo para encher a proveta foi cronometrado. A análise foi feita em triplicata para cada bomba. As Tabelas 4 e 5 apresentam os resultados obtidos.

Tabela 4. Calibração da bomba dosadora de etanol.					
Ensaio	Tempo (s)	Vazão (mL/s)	Vazão (L/h)	Vazão média (L/h)	Desvio Padrão (L/h)
1	600,87	0,166	0,599	0,599	0,000952
2	600,10	0,167	0,600		
3	602,00	0,166	0,598		

(Fonte: Acervo Pessoal).

Tabela 5. Calibração da bomba peristáltica de glicerina.					
Ensaio	Tempo (s)	Vazão (mL/s)	Vazão (L/h)	Vazão média (L/h)	Desvio Padrão (L/h)
1	1.052,46	0,095	0,342	0,341	0,000840
2	1.055,69	0,095	0,341		
3	1.057,60	0,095	0,340		

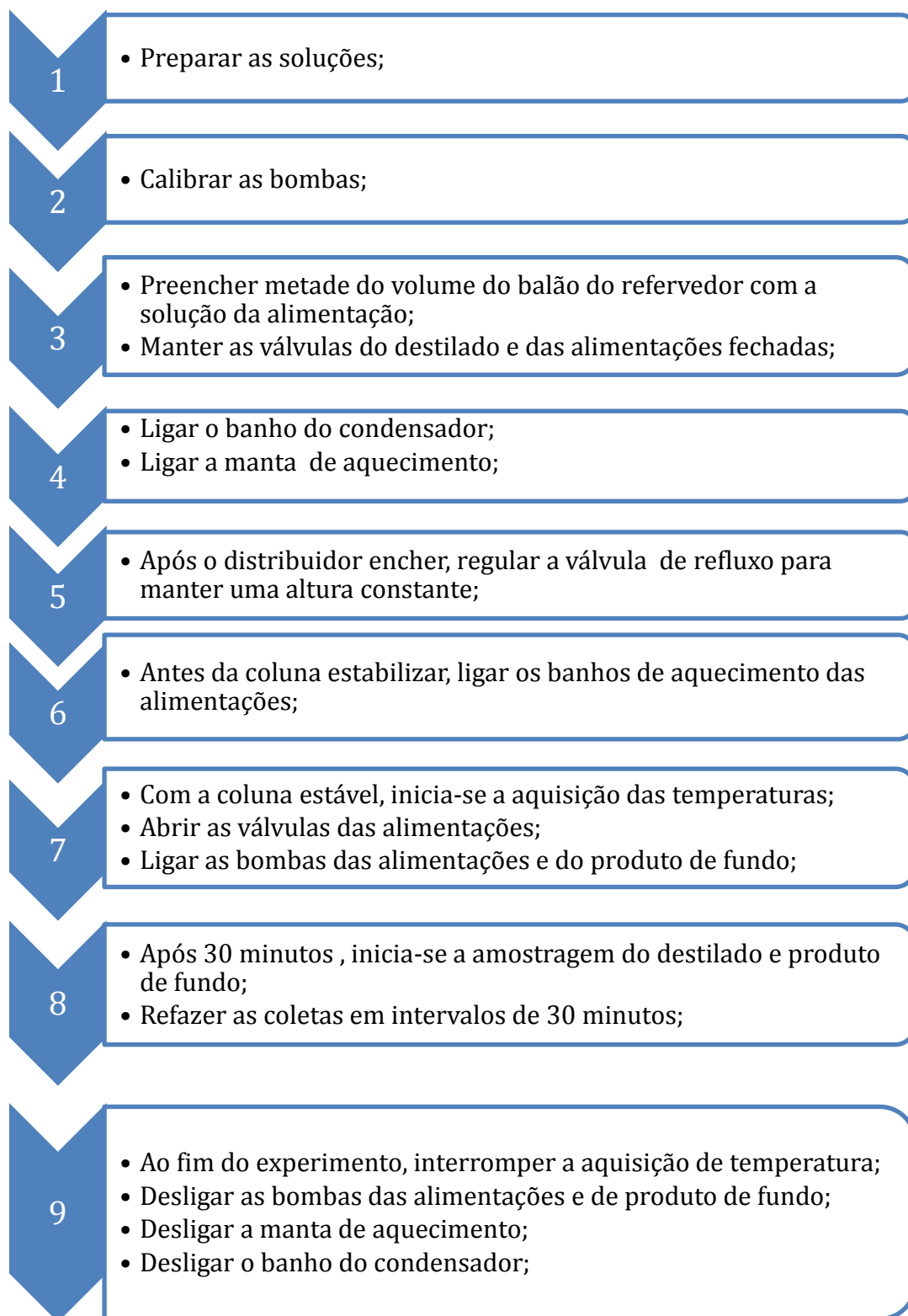
(Fonte: Acervo Pessoal).

Após a calibração das bombas dosadoras, os tubos de descarga foram reconectados nas olivas da coluna.

O procedimento de operação para todos os experimentos foi idêntico. Inicialmente o balão do refeedor é preenchido até a metade (1 litro) com a solução da alimentação. As válvulas do destilado e das alimentações são mantidas fechadas. O banho termostaticado é ligado, ajustando a temperatura para próxima da temperatura ambiente, para evitar condensação da umidade do ar, que pode contaminar o destilado. Isso é necessário já que o topo do condensador é coberto com uma gaze, permitindo passagem de ar. Em seguida a manta de aquecimento do refeedor é ligada na potência previamente estabelecida para o ensaio. Após a solução entrar em ebulição,

começa a condensar vapor no condensador. A válvula de refluxo é ajustada para manter uma altura de líquido no distribuidor, buscando-se evitar que o distribuidor seque ou transborde. Depois de ajustada a abertura da válvula pouca atuação é necessária, pois a altura do líquido é um sistema estável. A partir do início do aquecimento da manta do refulvedor, o tempo necessário para estabilizar a coluna foi de aproximadamente uma hora. A coluna é considerada estável quando a altura de líquido de cada estágio mantém-se constante. Antes de a coluna estabilizar, os banhos de aquecimento das alimentações são ligados. Depois da coluna estabilizar, o líquido dos estágios entra em contato com os termopares. A partir desse momento inicia-se o registro das temperaturas. As válvulas das alimentações são abertas e as bombas das alimentações e do produto de fundo são ligadas. A potência da bomba do produto de fundo é ajustada para manter o nível do líquido do balão do refulvedor constante. Os banhos de aquecimento possuem controle de temperatura, mas a temperatura do banho não representa a temperatura da alimentação. Os banhos são ajustados para que a temperatura medida pelos termopares da alimentação atinja o valor desejado. Depois de aproximadamente 30 minutos do início da alimentação é feita a primeira amostragem do destilado e do produto de fundo. As outras amostras são coletadas em intervalos de 30 minutos cada. Para cada experimento na operação destilação convencional foram realizadas cinco amostragens e para o experimento realizado na configuração de destilação extrativa foram feitas dez amostragens. Na figura 28 é apresentado um fluxograma com instruções da operação do aparato experimental.

Figura 28. Fluxograma da operação do aparato experimental

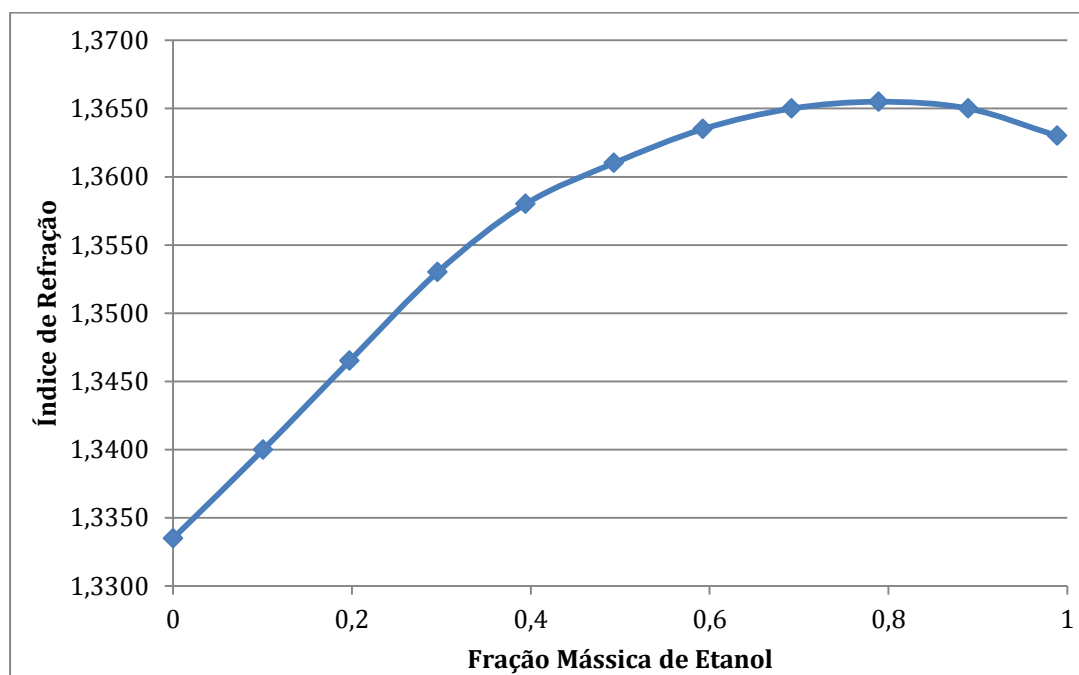


(Fonte: Acervo Pessoal).

### 3.12 Análise das amostras

As amostras coletadas dos experimentos foram analisadas via refratometria. Foi utilizado o refratômetro digital Brix/RI-Check da Reichert® que possui precisão de 0,0002 no índice de refração. A solução água e etanol possui uma relação linear com o índice de refração apenas para baixas concentrações de etanol, como pode ser visto no gráfico da Figura 29.

Figura 29. Comportamento do índice de refração de soluções de etanol e água.



(Fonte: Acervo Pessoal).

Para determinar a equação da reta que representa a fração mássica de etanol pelo índice de refração, na região linear, foram feitos padrões diluindo-se etanol absoluto PA com água destilada. A massa adicionada de etanol e a massa total da solução diluída foram determinadas por meio de uma balança analítica. Foi feito padrão para as percentagens de zero (água pura) a 25% de massa em etanol. O índice de refração de cada padrão foi

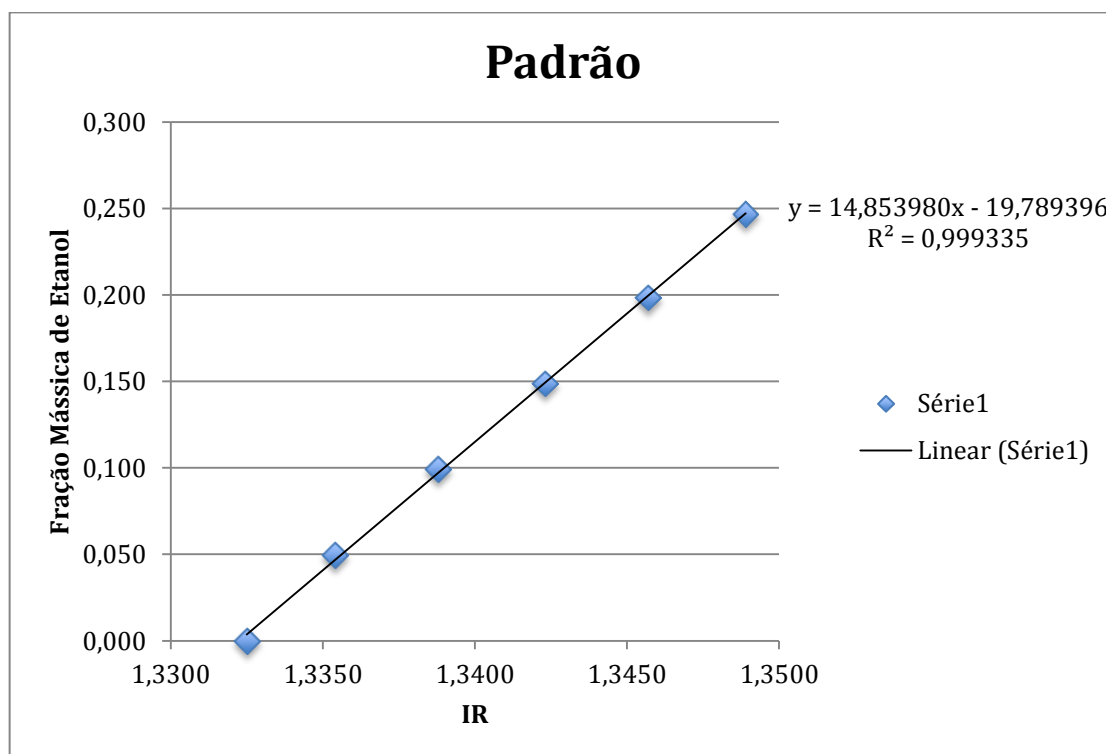
analisado no refratômetro digital. A temperatura ambiente era de 23,5°C. Os dados são apresentados na Tabela 6 e o gráfico obtido na Figura 30.

- Padrão

Padrão de Etanol (% mássica)	Etanol (g)	Total (g)	Fração Mássica Exp	IR
0	-	-	0,000	1,3325
5	2,51	50,12	0,050	1,3354
10	5,03	50,24	0,099	1,3388
15	7,50	49,99	0,149	1,3423
20	10,00	50,01	0,198	1,3457
25	12,49	50,18	0,247	1,3489

(Fonte: Acervo Pessoal).

Figura 30. Fração mássica do etanol em relação ao índice de refração para soluções diluídas.



(Fonte: Acervo Pessoal).

Como o valor do  $R^2$  é próximo de um, o sistema pode ser considerado linear. Para a análise dos resultados dos experimentos foi necessário fazer uma diluição das amostras para garantir que as soluções se encontrem na faixa de zero a 25% de etanol. Para isso adicionou-se uma alíquota da amostra em um béquer, pesando-se em uma balança analítica. Adicionou-se uma quantidade de água destilada na amostra e pesou-se novamente a solução. A solução diluída foi analisada no refratômetro e a concentração real foi determinada a partir do fator de diluição. Para fazer uma estimativa do erro dessa medida preparou-se três soluções padrões diluindo-se etanol absoluto PA com água destilada nas concentrações de 2,5, 12,5, e 22,5% m/m. Os padrões foram analisados no refratômetro e com isso foi determinada a concentração de cada amostra. Com os valores de concentração padrão e o valor de concentração determinado foi possível obter a média e o desvio padrão do erro. A seguir é apresentada a tabela 7 com os dados obtidos para se realizar a estimativa do erro das análises via refratometria.

Conc. padrão %	Etanol (g)	Total (g)	Conc. Exp. %	IR	Conc. Calc. %	Erro %	Média	Desvio Padrão
2,5	2,52	100,07	2,50	1,3341	2,73	0,232	0,358	0,160
12,5	12,49	100,10	12,38	1,3408	12,68	0,304		
22,5	22,49	100,29	22,25	1,3476	22,78	0,537		

(Fonte: Acervo Pessoal).

A concentração de etanol das amostras obtidas do experimento de destilação extrativa utilizando glicerol foi determinada por cromatografia líquida de alta eficiência (CLAE). Isso foi necessário, pois nesse sistema existem três componentes, o que impossibilitaria a análise por refratometria. Foi utilizada coluna Aminex HPX87H (300 x 7,8mm, Bio-Rad *Technologies* Ltd) em cromatógrafo Shimadzu modelo LC-10AD, empregando detector de índice de refração Shimadzu modelo RID-6A. A fase móvel utilizada foi



solução de ácido sulfúrico 5 mM. A temperatura do forno foi mantida a 45°C e vazão de eluente de 0,6 mLxmin-1.

## 4. RESULTADOS E DISCUSSÃO

### 4.1 Resultados do Processo Real

Neste item serão apresentados os resultados dos experimentos realizados.

- Resultado para o Processo de Destilação Convencional com Alimentação de Etanol 25%:

Tabela 8. Determinação da concentração de etanol no destilado e produto de fundo para o processo de destilação convencional com alimentação de Etanol 25% utilizando refratometria												
	IR		Conc. Dil. Calc.		D			B			Conc. Real % m/m	
	D	B	D	B	sol	total	dil	sol	total	dil	D	B
1	1,3431	1,3338	0,161	0,023	0,38	2,13	0,178	0,50	2,21	0,226	90,2	10,1
2	1,3429	1,3339	0,158	0,024	0,35	2,04	0,172	0,45	2,15	0,209	92,1	11,6
3	1,3426	1,3347	0,154	0,036	0,36	2,14	0,168	0,45	2,18	0,206	91,3	17,5
4	1,3440	1,3358	0,174	0,053	0,40	2,09	0,191	0,57	2,07	0,275	91,1	19,1
5	1,3377	1,3347	0,081	0,036	0,50	5,65	0,088	0,38	2,05	0,185	91,3	19,5

(Fonte: Acervo Pessoal).

- Resultado para o Processo de Destilação Convencional com Alimentação de Etanol 35%:

Tabela 9. Determinação da concentração de etanol no destilado e produto de fundo para o processo de destilação convencional com alimentação de Etanol 35% utilizando refratometria.

	IR		Conc. Dil. Calc.		D			B			Conc. Real % m/m	
	D	B	D	B	sol	total	dil	sol	total	dil	D	B
1	1,3388	1,3356	0,097	0,050	0,23	2,12	0,108	0,35	2,03	0,172	89,5	28,8
2	1,3394	1,3352	0,106	0,044	0,25	2,08	0,120	0,41	2,27	0,181	88,2	24,2
3	1,3409	1,3351	0,128	0,042	0,30	2,10	0,143	0,31	1,99	0,156	89,8	27,1
4	1,3413	1,3353	0,134	0,045	0,32	2,12	0,151	0,34	2,12	0,160	88,9	28,1
5	1,3396	1,3346	0,109	0,035	0,25	2,02	0,124	0,28	2,14	0,131	88,1	26,5

(Fonte: Acervo Pessoal).

- Resultado para o Processo de Destilação Convencional com Alimentação de Etanol 45%:

Tabela 10. Determinação da concentração de etanol no destilado e produto de fundo para o processo de destilação convencional com alimentação de Etanol 45% utilizando refratometria.

	IR		Conc. Dil. Calc.		D			B			Conc. Real % m/m	
	D	B	D	B	sol	total	dil	sol	total	dil	D	B
1	1,3399	1,3358	0,113	0,053	0,29	2,17	0,134	0,39	2,13	0,183	84,9	28,7
2	1,3393	1,3366	0,105	0,064	0,26	2,16	0,120	0,39	2,16	0,181	86,8	35,7
3	1,3403	1,3367	0,119	0,066	0,28	2,09	0,134	0,39	2,12	0,184	89,1	35,8
4	1,3422	1,3369	0,148	0,069	0,33	2,03	0,163	0,36	2,02	0,178	90,8	38,7
5	1,3383	1,3377	0,090	0,081	0,45	4,53	0,099	0,45	2,16	0,208	90,3	38,8

(Fonte: Acervo Pessoal).

A análise dos resultados da destilação extrativa foi feita por meio de cromatografia líquida de alta eficiência (CLAE). Os resultados são apresentados na Tabela 11.

Tabela 11. Análise da concentração de etanol no destilado e produto de fundo para o processo de destilação extrativa utilizando CLAE.				
	Destilado		Produto de Fundo	
	etanol %	glicerol %	etanol %	glicerol %
1	92,99	-	18,14	36,00
2	91,76	-	16,39	39,80
3	100	-	17,04	41,52
4	99,10	-	15,82	41,71
5	99,33	-	17,32	41,98
6	100	-	18,76	41,76
7	99,63	-	18,38	41,28
8	99,16	-	19,21	41,62
9	100	-	18,58	41,64
10	99,72	-	18,04	41,75

(Fonte: Acervo Pessoal).

As análises cromatográficas mostraram que não existem traços de glicerol no destilado, portanto é possível fazer a análise do destilado com o refratômetro. Os resultados da análise por refratometria são apresentados na Tabela 12.

- Resultado para o Processo de Destilação Extrativa:

Tabela 12. Determinação da concentração de etanol no destilado para o processo de destilação extrativa utilizando refratometria.

	IR	Conc Dil Calc.	D			Conc. Real
	D	D	sol	total	dil	D
1	1,3377	0,081	0,41	4,96	0,083	0,977
2	1,3342	0,029	0,11	3,29	0,033	-
3	1,3383	0,090	0,47	5,17	0,091	0,987
4	1,3381	0,087	0,61	6,99	0,087	0,994
5	1,3387	0,096	0,55	5,72	0,096	0,995
6	1,3391	0,102	0,53	5,14	0,103	0,985
7	1,3396	0,109	0,58	5,31	0,109	0,998
8	1,3409	0,128	0,74	5,75	0,129	0,997
9	1,3398	0,112	0,55	4,89	0,112	0,995
10	1,3383	0,090	0,44	4,83	0,091	0,985

(Fonte: Acervo Pessoal).

É possível perceber que a utilização do glicerol possui grande influência no processo de separação. O solvente além de quebrar o azeótropo promoveu a produção de álcool com uma pureza superior a 99%.

Nas figuras 31 a 38 serão apresentados os resultados de temperatura obtidos pelos termopares. Para cada experimento será apresentado um gráfico para o perfil de temperatura dos estágios e um gráfico para o perfil de temperatura da alimentação.

Figura 31. Perfil de Temperatura dos Estágios para o Processo de Destilação Convencional com Alimentação de Etanol 25%.

(Fonte: Acervo Pessoal).

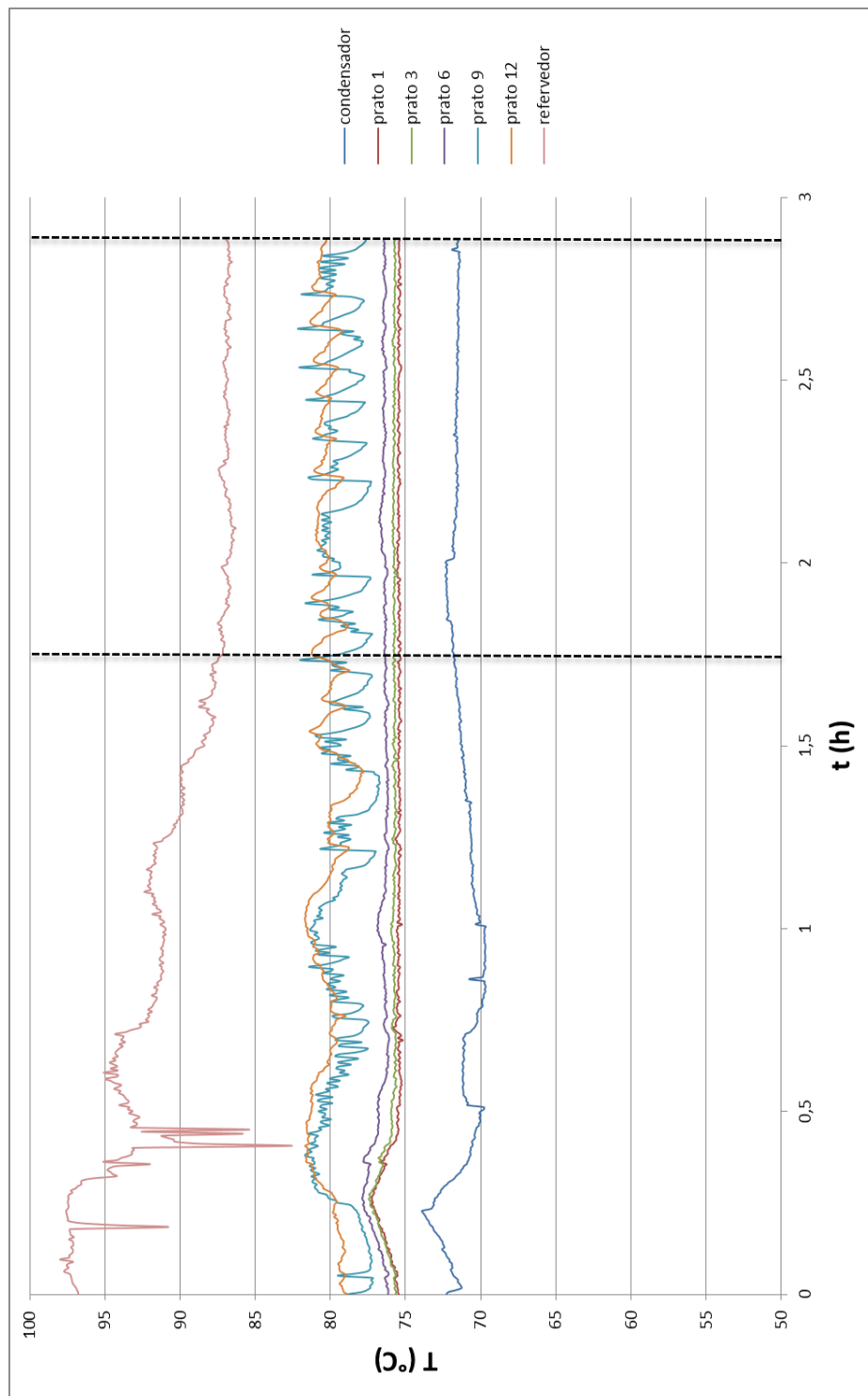
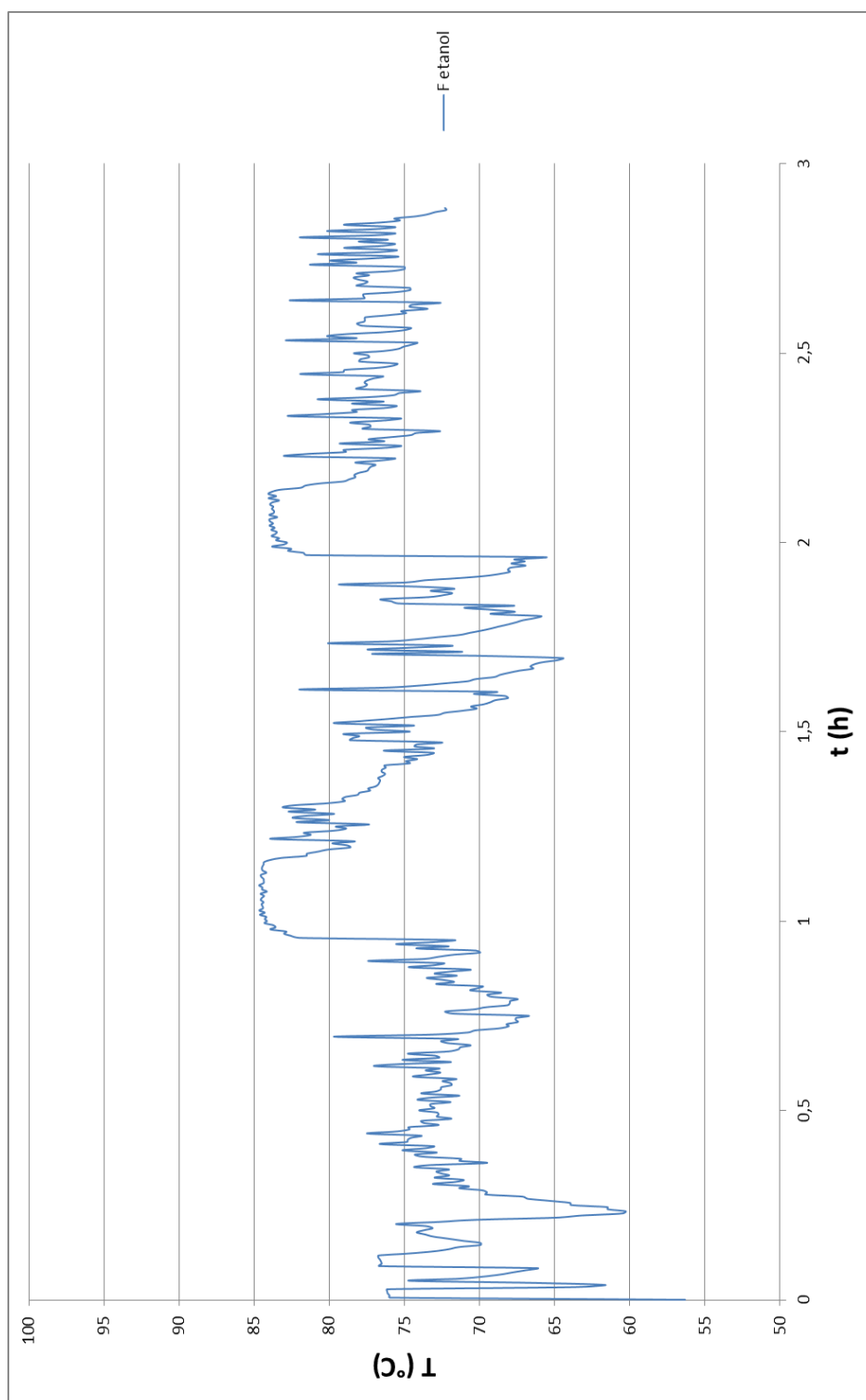
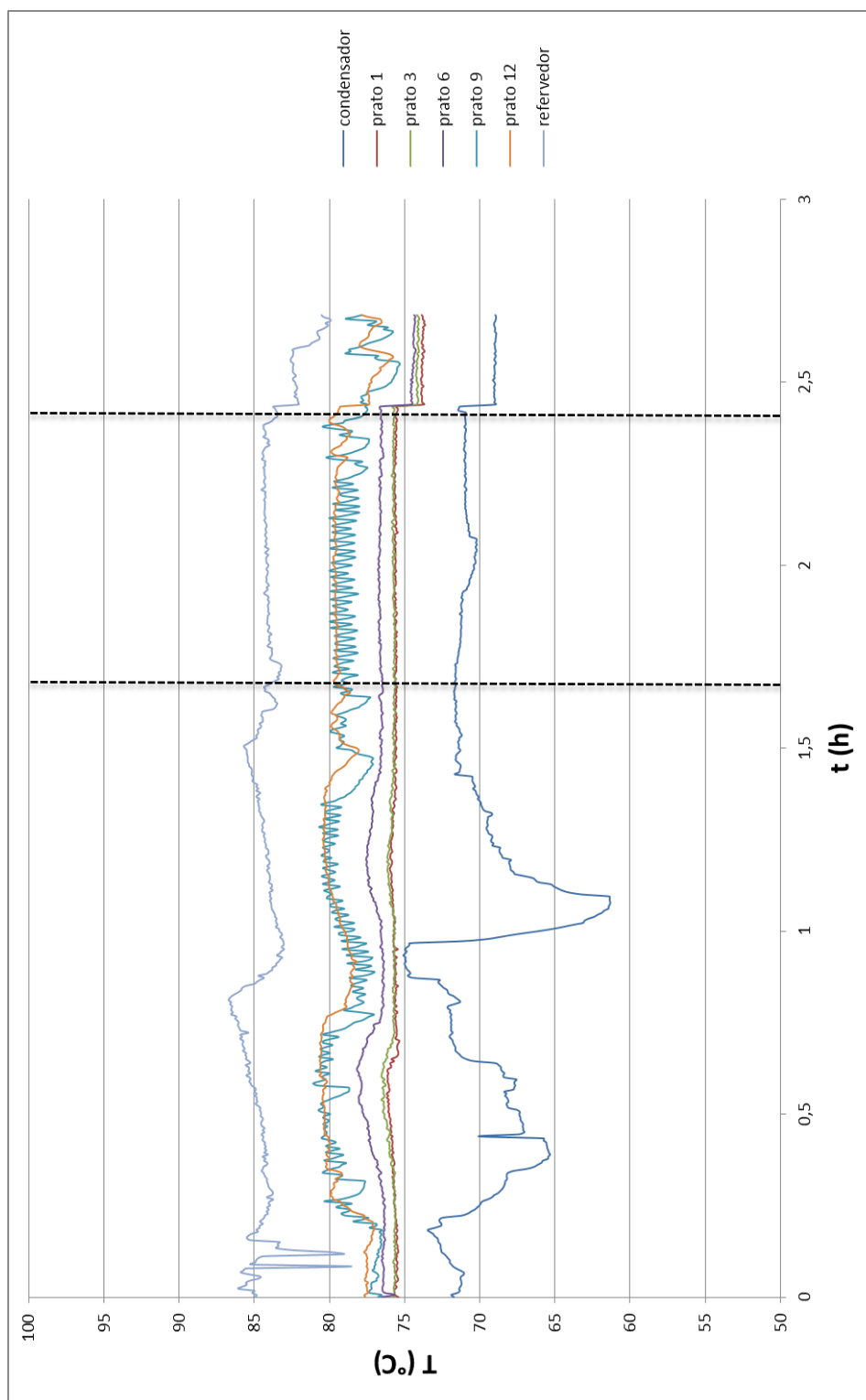


Figura 32. Perfil de Temperatura da Alimentação para o Processo de Destilação Convencional com Alimentação de Etanol 25%.



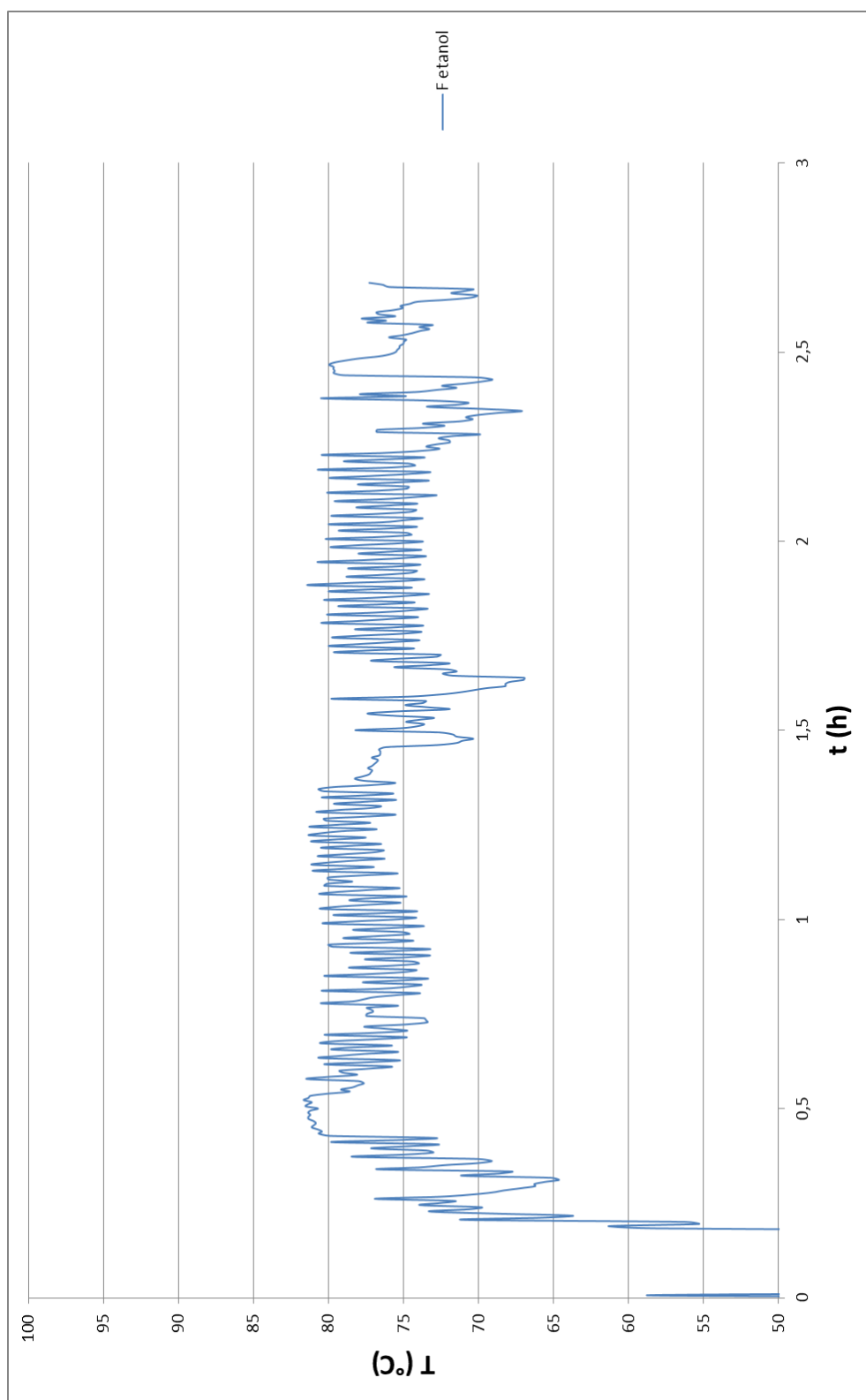
(Fonte: Acervo Pessoal).

Figura 33. Perfil de Temperatura dos Estágios para o Processo de Destilação Convencional com Alimentação de Etanol 35%.



(Fonte: Acervo Pessoal).

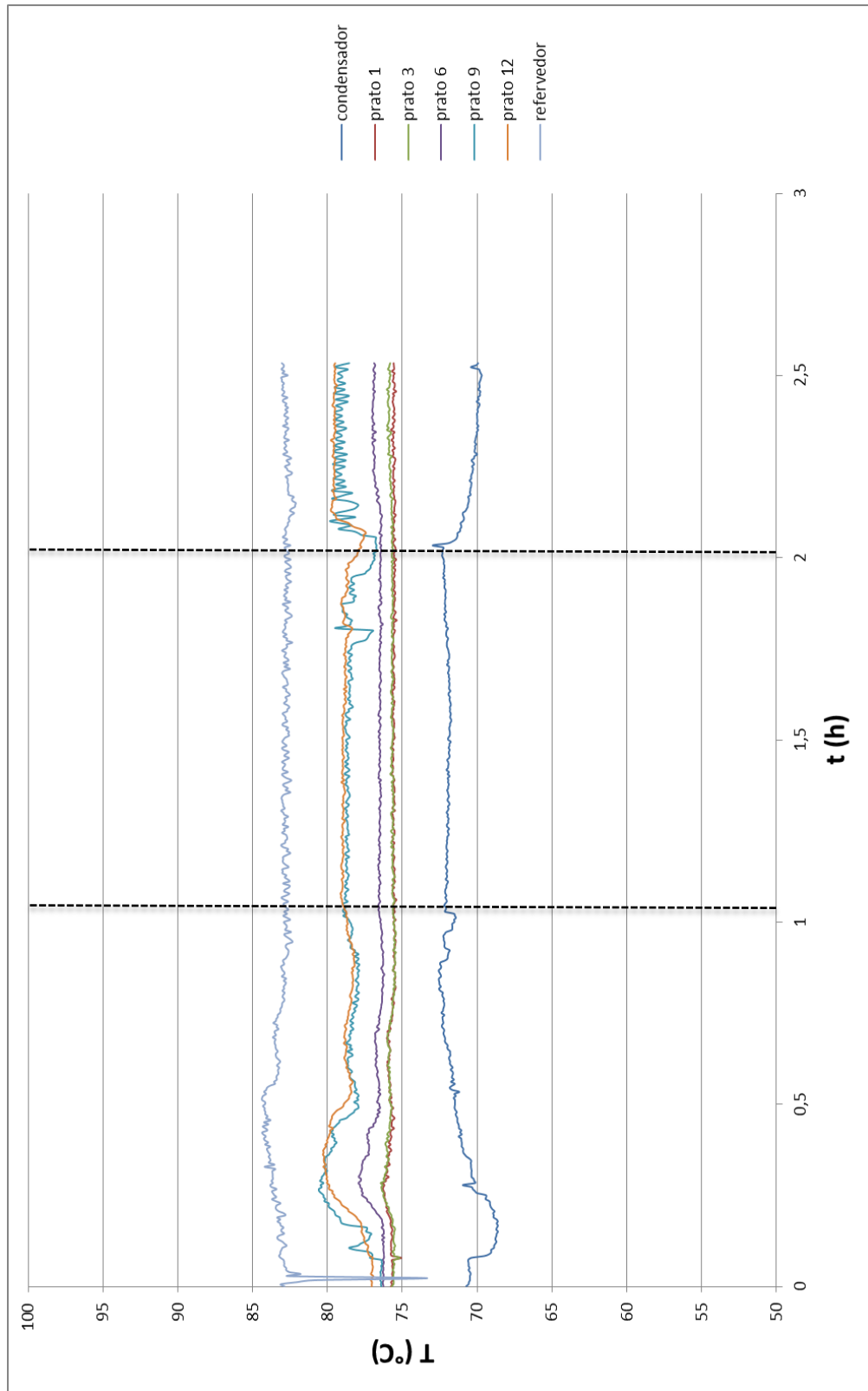
Figura 34. Perfil de Temperatura da Alimentação para o Processo de Destilação Convencional com Alimentação de Etanol 35%.



(Fonte: Acervo Pessoal).

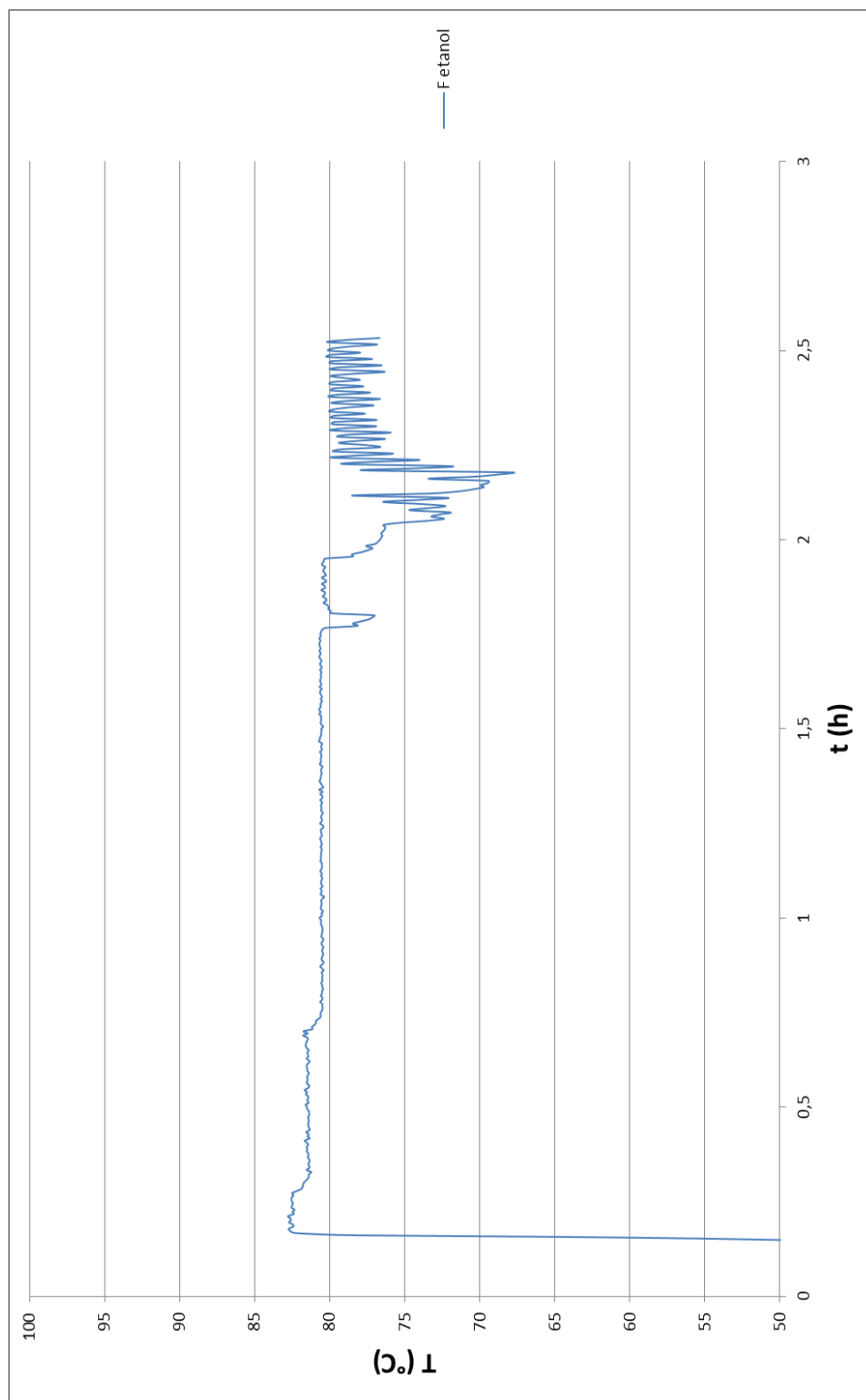


Figura 35. Perfil de Temperatura dos Estágios para o Processo de Destilação Convencional com Alimentação de Etanol 45%.



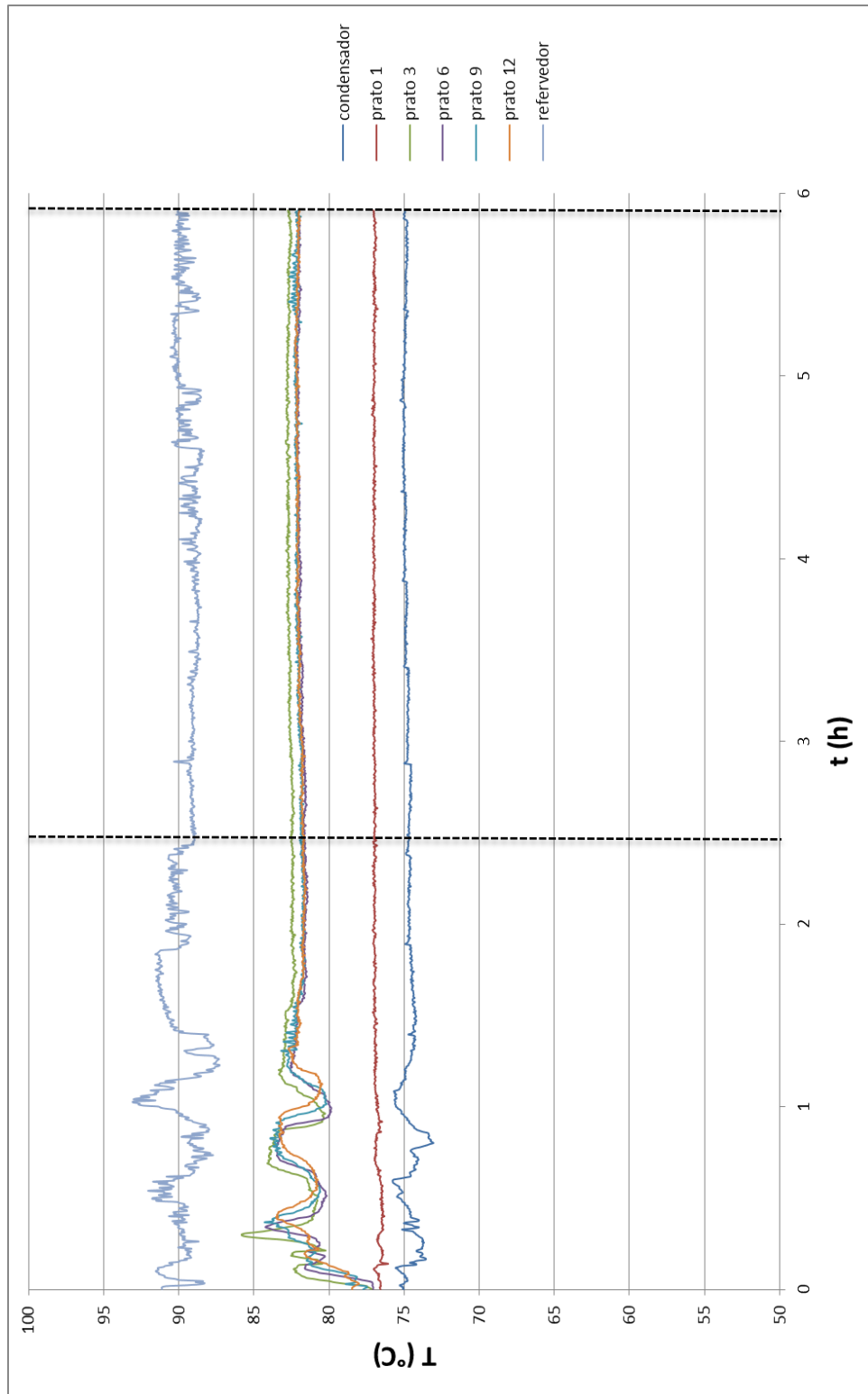
(Fonte: Acervo Pessoal).

Figura 36. Perfil de Temperatura da Alimentação para o Processo de Destilação Convencional com Alimentação de Etanol 45%.



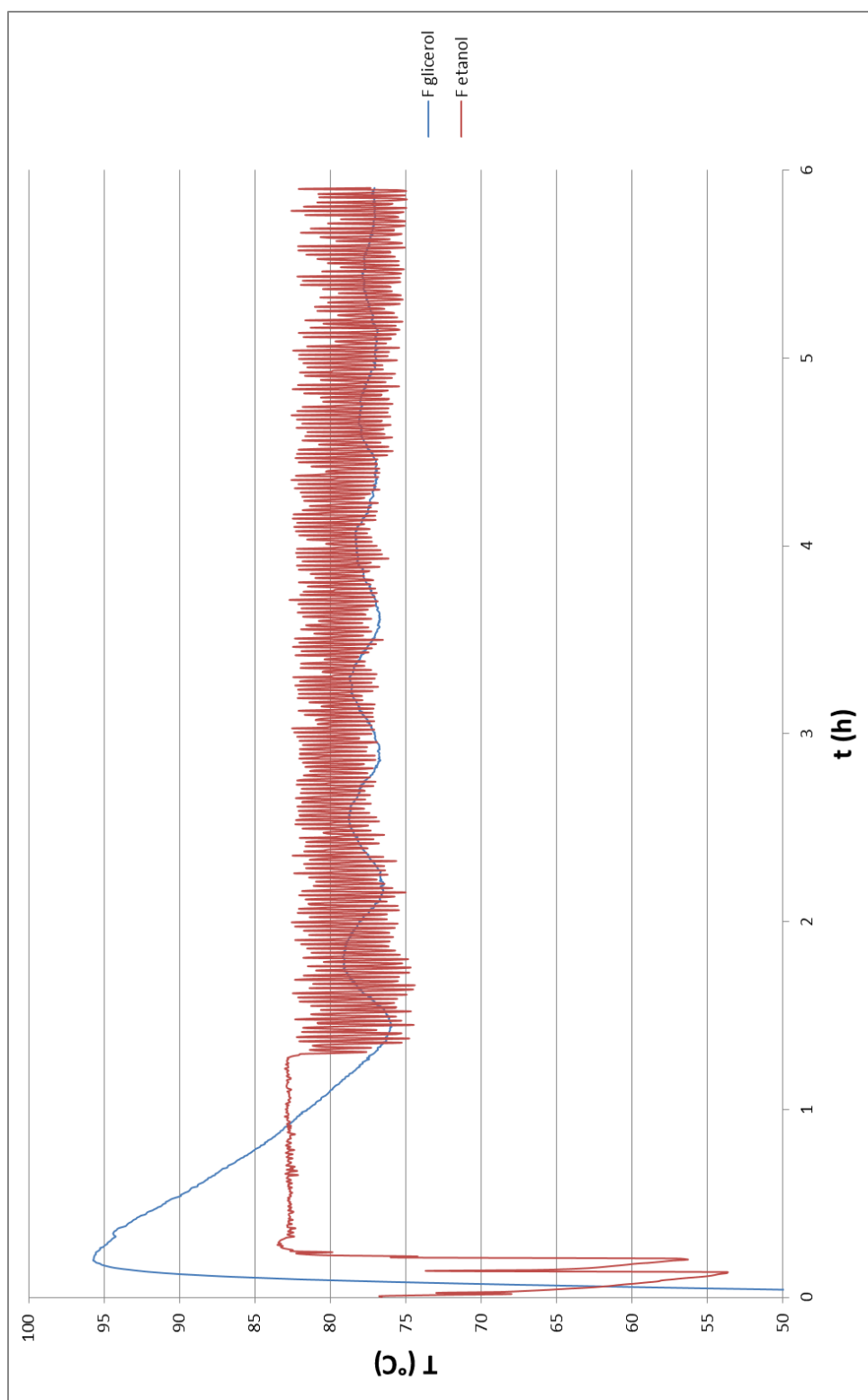
(Fonte: Acervo Pessoal).

Figura 37. Perfil de Temperatura dos Estágios para o Processo de Destilação Extrativa com Glicerol.



(Fonte: Acervo Pessoal).

Figura 38. Perfil de Temperatura da Alimentação para o Processo de Destilação Extrativa com Glicerol.



(Fonte: Acervo Pessoal).

É possível observar das figuras 31, 33, 35 e 37 que o sistema possui uma grande oscilação de temperatura. Em cada operação foi possível observar um período de maior estabilidade que está representado pelo intervalo entre as linhas pontilhadas. Como esperado, o início do processo encontra-se em regime transiente. Após certo período o sistema estabiliza, indicando o regime permanente. Para os processos de destilação convencional com alimentação de etanol 25% e o processo de destilação extrativa, após o sistema estabilizar, o sistema permaneceu estável até o fim da operação. Para os demais ensaios, após um período de operação estável o sistema tornou-se instável. Esse comportamento está associado às variabilidades inerentes do trabalho experimental. É possível destacar a influência das perturbações do sistema de aquecimento da alimentação. Como pode ser visto pelas figuras 32, 34, 36 e 38, o sistema de aquecimento de etanol possui uma grande oscilação, impactando o perfil de temperatura dos estágios.

## 4.2 Resultados das Simulações

Nas Tabelas 13 a 16 serão apresentados os resultados das frações mássicas de etanol obtidas no destilado (D) e produto de fundo (B) para as simulações realizadas:

Tabela 13. Resultado da simulação para processo de destilação convencional com alimentação de Etanol 25%.		
Fração Mássica	B	D
Água	0,7604	0,0598
Etanol	0,2396	0,9402

(Fonte: Acervo Pessoal).

Tabela 14. Resultado da simulação para processo de destilação convencional com alimentação de Etanol 35%.		
Fração Mássica	B	D
Água	0,6592	0,0594
Etanol	0,3408	0,9406

(Fonte: Acervo Pessoal).

Tabela 15. Resultado da simulação para processo de destilação convencional com alimentação de Etanol 45%.		
Fração Mássica	B	D
Água	0,5579	0,0590
Etanol	0,4421	0,9410

(Fonte: Acervo Pessoal).

Tabela 16. Resultado da simulação para processo de destilação extrativa.		
Fração Mássica	B	D
Água	0,3689	0,0019
Etanol	0,1894	0,9981
Glicerol	0,4417	9,16E-09

(Fonte: Acervo Pessoal).

Os valores experimentais de pureza do etanol no destilado foram menores em comparação com as simulações. Isso ocorre, pois os estágios da coluna não estão em equilíbrio. Novas simulações foram feitas para se determinar a eficiência do processo de cada experimento. Como as simulações representam o sistema em regime permanente, foi realizada uma média com os valores experimentais da concentração de etanol. Foram descartados os valores iniciais de concentração para eliminar o período transiente. Para os processos de destilação convencional foi feita uma média aritmética com os últimos três valores experimentais de concentração de etanol. Para o processo de destilação extrativa foi feita uma média com os últimos cinco valores experimentais de concentração de etanol. Para cada simulação foi variado a eficiência de Murphree em intervalos de 5% para

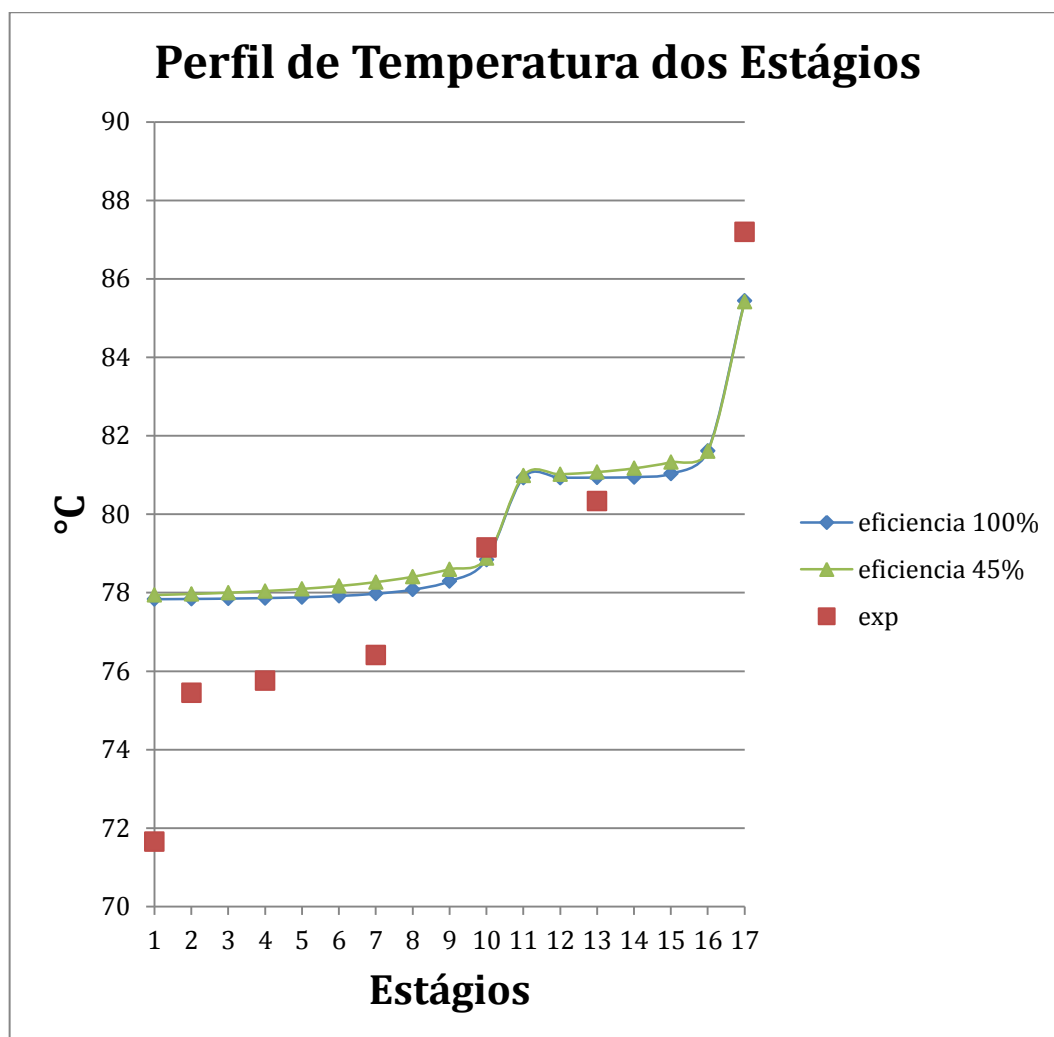
obter o valor de fração mássica de etanol mais próxima à média experimental. Os resultados de eficiência para cada processo são apresentados na Tabela 17.

Tabela 17. Determinação da eficiência dos experimentos de destilação.		
	Média dos Valores Experimentais de Fração Mássica de Etanol no Destilado	Eficiência de Murphree (%)
Processo de Destilação Convencional com Alimentação de 25% de etanol	0,912	45
Processo de Destilação Convencional com Alimentação de 35% de etanol	0,889	30
Processo de Destilação Convencional com Alimentação de 45% de etanol	0,901	35
Processo de Destilação Extrativa	0,992	70

(Fonte: Acervo Pessoal).

Os resultados completos de todas as simulações realizadas podem ser visualizados no apêndice B. A seguir são apresentadas as figuras 39 a 42 com os gráficos dos perfis de temperatura dos estágios das simulações com e sem eficiência em comparação com os resultados experimentais. Para os valores experimentais foi feito uma média das temperaturas da última metade das aquisições.

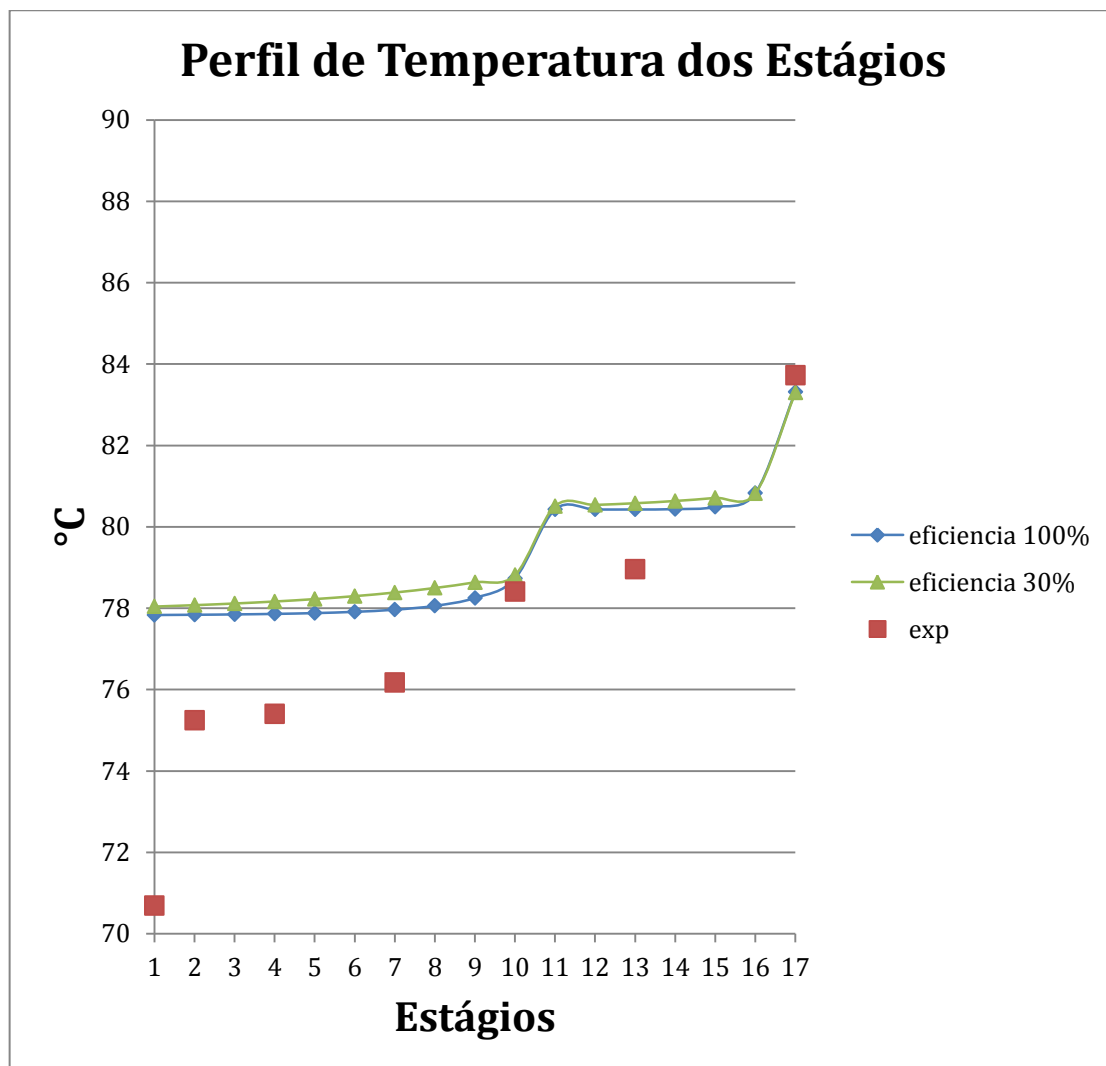
Figura 39. Perfil de temperatura dos estágios para o processo com alimentação de 25% de etanol.



(Fonte: Acervo Pessoal)

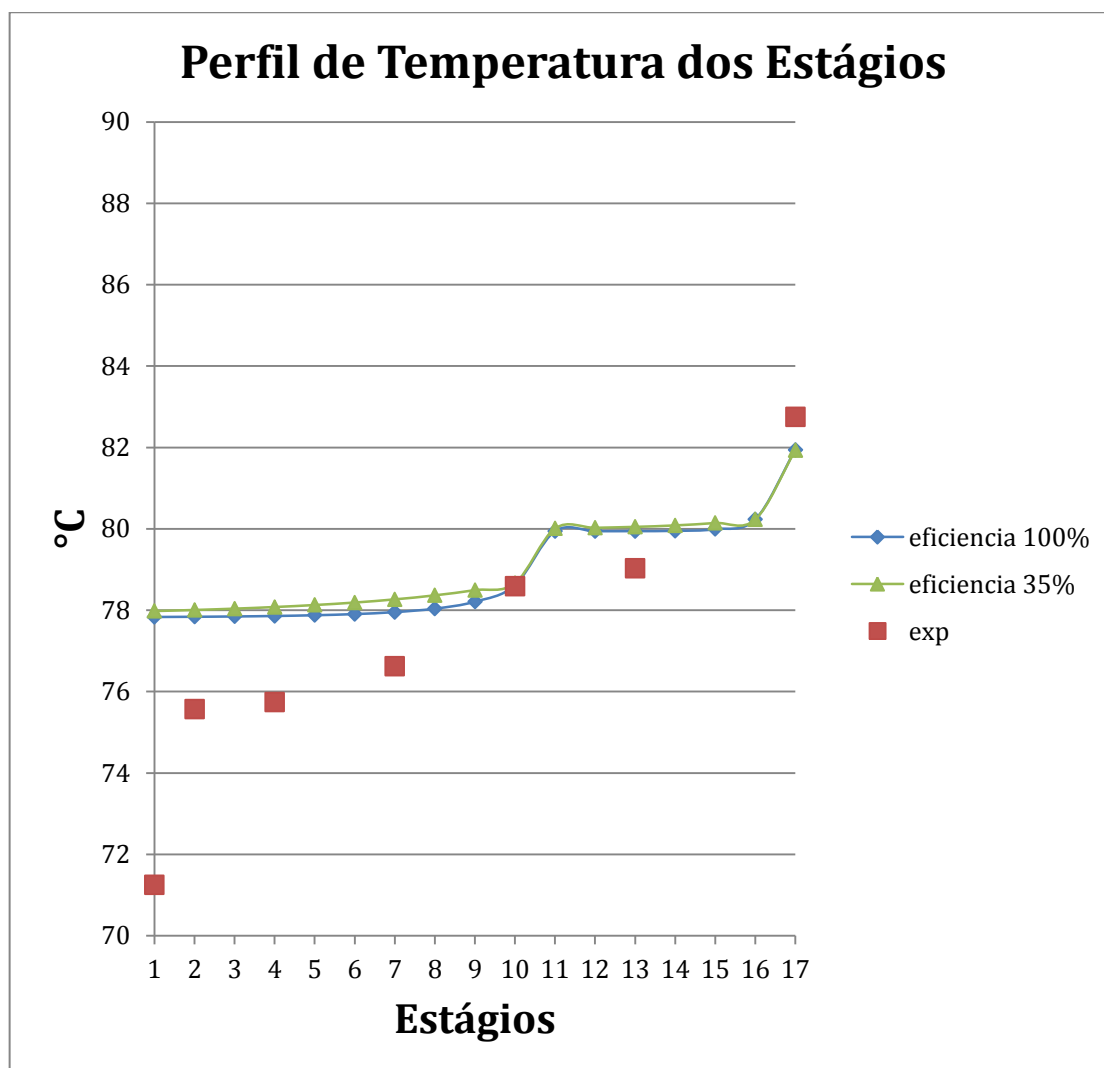


Figura 40. Perfil de temperatura dos estágios para o processo com alimentação de 35% de etanol.



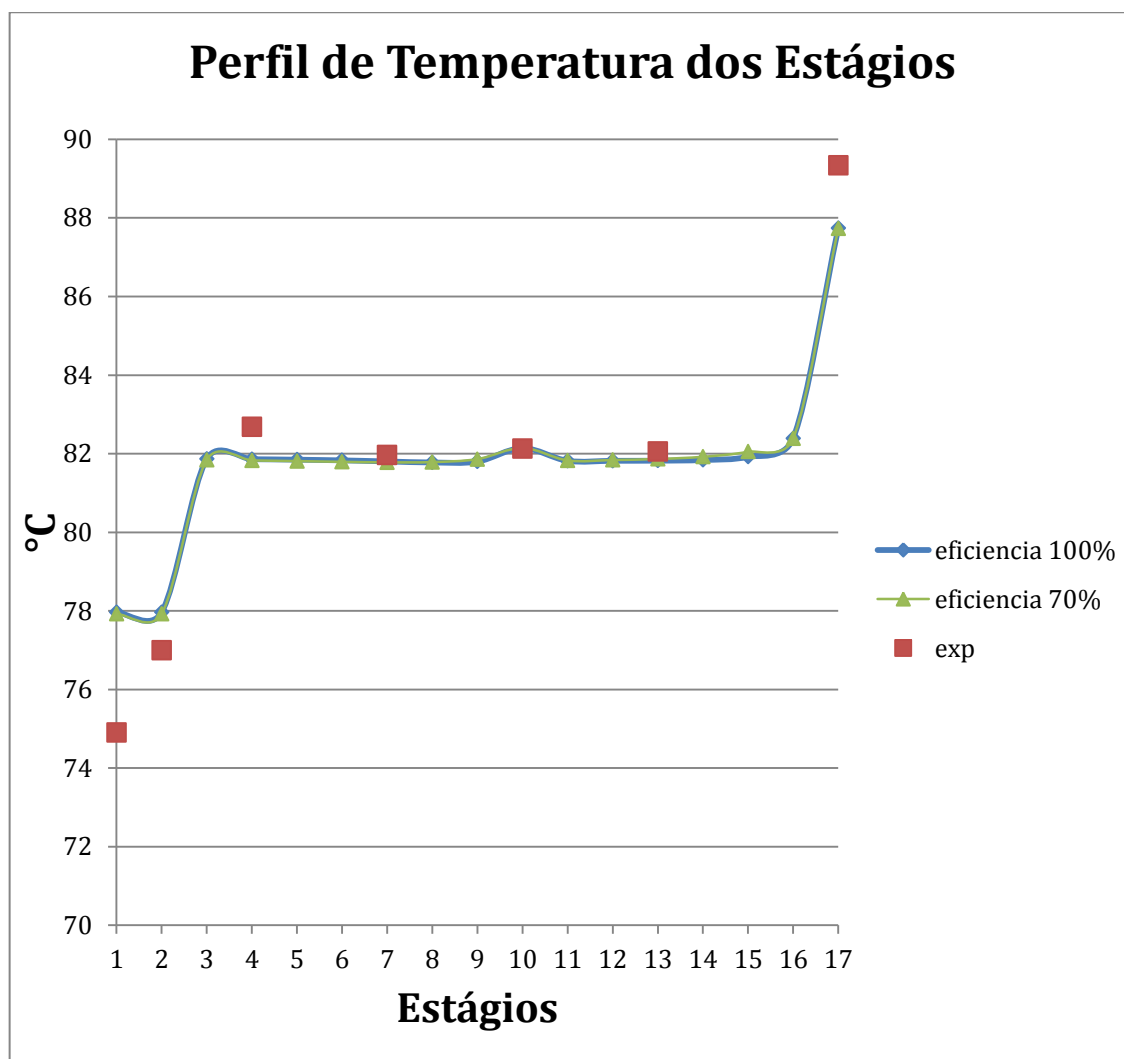
(Fonte: Acervo Pessoal)

Figura 41. Perfil de temperatura dos estágios para o processo com alimentação de 45% de etanol.



(Fonte: Acervo Pessoal)

Figura 42. Perfil de temperatura dos estágios para o processo de destilação extrativa.



(Fonte: Acervo Pessoal)

Observa-se das figuras 39 a 42 que os resultados experimentais para os perfis de temperatura dos processos de destilação convencional divergiram a partir dos pratos acima da alimentação de etanol dos resultados das simulações. Uma causa dessa divergência pode ser explicada pela observação de que o condensado no processo real encontra-se subresfriado, enquanto as simulações consideram o condensado saturado. Para o processo de destilação extrativa se observa uma menor divergência desse resultado (Figura 42). O condensado do experimento do processo de

destilação extrativa também está subresfriado, mas com apenas 3°C de resfriamento, enquanto nos processos de destilação convencional essa diferença foi de aproximadamente 6°C. A menor diferença da temperatura do condensado entre o processo real e as simulações do processo de destilação extrativa justifica a maior proximidade dos resultados experimentais com os da simulação.

De acordo com WANKAT (2007), a eficiência de pratos perfurados é boa para condições de projeto, mas sua eficiência pode ser reduzida para outras condições de operação. Para vazões de vapor abaixo de 60% da condição de projeto, a eficiência cai drasticamente. A menor flexibilidade de operação dos pratos perfurados e as variações das temperaturas do condensado podem explicar a alta variabilidade das eficiências obtidas. O fato de o condensado estar subresfriado prejudica a eficiência do sistema. Também é possível observar dos gráficos experimentais dos perfis de temperatura dos estágios (Figuras 31, 33, 35 e 37) que os sistemas que apresentaram maiores oscilações tiveram menores eficiências. Um fator que contribuiu para as oscilações no processo foram as variações nas temperaturas das alimentações (Figuras 32, 34, 36 e 38). Isso fica em evidência ao analisar os gráficos experimentais dos perfis de temperatura dos estágios (Figuras 31, 33, 35 e 37), pois os estágios que apresentaram maiores oscilações são os que estão mais próximos das alimentações.

## CONCLUSÃO

A partir dos resultados obtidos concluiu-se que:

- o projeto da coluna na forma modular permite que o aumento do número de pratos seja implementado de forma simples;
- o uso de *downcommer* externo mostrou-se um detalhe de projeto que permite simplificar a construção dos módulos da coluna. Nesta configuração a coluna não apresentou problemas durante sua operação. Este detalhe construtivo também permite que diferentes configurações de operação possam ser facilmente empregadas, além de permitir a inserção do termopar no interior do estágio;
- O projeto da coluna, por sua flexibilidade de operação permite que possa ser utilizado nos mais diversos trabalhos de destilação;
- A documentação do procedimento de operação auxilia a operação da coluna por outros operadores;
- A operação da coluna na destilação convencional (alimentação de solução hidroalcoólica nas três diferentes composições de etanol na corrente de alimentação) e na destilação extrativa (empregando glicerol como solvente) foi realizada de forma muito satisfatória;
- as simulações da operação da coluna no simulador de processos Aspen Plus permitiram obter resultados preliminares que ajudaram na operação da coluna. Após a realização dos experimentos, novas simulações foram realizadas de forma a se estimar a eficiência em cada uma das quatro diferentes condições experimentais avaliadas;
- Na operação da coluna empregando glicerol (destilação extrativa) obteve-se um destilado com pureza mássica superior a 99% em etanol;
- O sistema de aquisição de dados implementado permitiu acompanhar as temperaturas de cada prato em tempo real durante a destilação e a armanezar os dados para que fossem posteriormente avaliados;

Para a realização de trabalhos futuros sugere-se:

- Substituir as bombas do sistema por bombas de menor vazão, pois as bombas atuais necessitam operar na vazão mínima, reduzindo a flexibilidade do processo.
- Realizar experimentos na operação extrativa empregando diferentes composições de etanol e glicerol nas correntes de alimentação;
- Realizar experimentos na operação extrativa da coluna comparando o uso do glicerol com o mono etileno glicol;
- Construção da coluna de recuperação.
- Avaliar o consumo de energia nas operações extrativas com os diferentes solventes (glicerol e mono etileno glicol).
- Avaliação econômica do processo de destilação extrativa com os diferentes solventes (mono etileno glicol e com glicerol).

## REFERÊNCIA BIBLIOGRÁFICA

- ALCOESTE (Fernandópolis, São Paulo). **Perguntas Frequentes**. Disponível em: <[www.alcoeste.com.br/index2.php?pg=alcoeste\\_f](http://www.alcoeste.com.br/index2.php?pg=alcoeste_f)>. Acesso em: 8 out. 2012.
- ANP. **PORTARIA MAPA Nº 678, DE 31.8.2011 - DOU 1.9.2011**. Disponível em [www.anp.gov.br](http://www.anp.gov.br). Acessado em Novembro/2012.
- ANP. **PORTARIA MAPA Nº 105, DE 28.2.2013 - DOU 1.3.2013**. Disponível em [www.anp.gov.br](http://www.anp.gov.br). Acessado em Maio/2013.
- ANP. **PRODUÇÃO DE BIODIESEL**. Disponível em [www.anp.gov.br](http://www.anp.gov.br). Acessado em Junho/2014.
- ARRUDA, P. V.; RODRIGUES, R. C. L. B.; FELIPE, M. G. A. Glicerol: um subproduto com grande capacidade industrial e metabólica. **Revista Analytica**, Brasil, p.56-62, jan. 2007.
- BASTIDAS, P.; PARRA, J.; GIL, I.; RODRÍGUEZ, G.. Alcohol distillation plant simulation: thermal and hydraulic studies. **Elsevier**, Bogotá, p.88-108 , agosto 2012.
- BDH. **Material Safety Data Sheet: Ethylene Glycol**. Middle East, p.1-9, jan. 2006.
- BDH. **Material Safety Data Sheet: Glycerol**. Middle East, p.1-8, jan. 2006.
- BITTENCOURT, D. **Eletrônica – Circuito Termopar**. Set. 2011. Disponível em: <[diego-bittencourt.blogspot.com.br/2011/09/boa-tarde-conforme-combinado.html](http://diego-bittencourt.blogspot.com.br/2011/09/boa-tarde-conforme-combinado.html)>. Acesso em: 14 julho 2013.
- DUFF, M.; TOWEY, J. Two Ways to Measure Temperature Using Thermocouples Feature Simplicity, Accuracy , and Flexibility. **Analog Dialogue 44-10**, p.1-6, out. 2010.

- ERRICO, M.; RONG, B. G.. Synthesis of new separation processes for bioethanol production by extractive distillation. **Elsevier**, Odense, p.58-67, maio 2012.
- FIGUEIRÊDO, M. F. *et al.*. Optimal design of extractive distillation columns – A systematic procedure using a process simulator. **Elsevier**, Campina Grande, p.341-346, junho 2010.
- FOUST, A. S.; CLUMP, C. W.; WENZEL, L. A. **Princípios das Operações Unitárias**. 2ª edição. Editora LTC, 1982.
- GARCÍA-HERREROS, P.; GÓMEZ, J. M.. Optimization of the Design and Operation of an Extractive Distillation System for the Production of Fuel Grade Ethanol Using Glycerol as Entrainer. **I&EC research- Industrial & Engineering Chemistry Research**, Bogotá, p.3977-3985, fevereiro 2011.
- GIL, I. D.; GÓMEZ, J. M.; RODRÍGUEZ, G.. Control of an extractive distillation process to dehydrate ethanol using glycerol as entrainer. **Elsevier**, Bogotá, p.129-142, janeiro 2012.
- GUANGZHONG; BAI, P.. New Operation Strategy for Separation of Ethanol-Water by Extractive Distillation. **I&EC research- Industrial & Engineering Chemistry Research**, Tianjin, p.2723-2729, janeiro 2012.
- HERNÁNDEZ, S.. Analysis of Energy-Efficient Complex Distillation Options to Purify Bioethanol. **Wiley InterScience**, Guanajuato, p.597-603, janeiro 2008.
- JUNQUEIRA, Tassia Lopes. **SIMULAÇÃO DE COLUNAS DE DESTILAÇÃO CONVENCIONAL, EXTRATIVA E AZEOTRÓPICA NO PROCESSO DE BIOETANOL ATRAVÉS DA MODELAGEM DE NÃO EQUILÍBRIO E DA MODELAGEM DE ESTÁGIOS DE EQUILÍBRIO COM EFICIÊNCIA**. 2010. 187 f. Dissertação (Mestrado) – Faculdade de Engenharia Química, Desenvolvimento de Processos Químicos, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2010.



- KUMAR, S.; SINGH, N.; PRASAD, R.. Anhydrous ethanol: A renewable source of energy. **Elsevier**, Kanpur, p.1830-1844, março 2010.
- MATUGI, Karina. **PRODUÇÃO DE ETANOL ANIDRO POR DESTILAÇÃO EXTRATIVA UTILIZANDO SOLUÇÕES SALINAS E GLICEROL**. 2013. 183 f. Dissertação (Mestrado) – Curso de Engenharia Química, Departamento PPGEQ, Universidade Federal de São Carlos, São Carlos, 2013.
- MEIRELLES, A. J. A. **Expansão da Produção de Bioetanol e Melhoria Tecnológica da Destilação Alcoólica**. Preparado para o Workshop “Produção de Etanol” em EEL/USP. FEA/UNICAMP, Campinas, SP. 2006.
- PLA-FRANCO, J. *et al.*. Phase equilibria for the ternary systems ethanol, water + ethylene glycol or + glycerol at 101.3 kPa. **Elsevier**, Valencia, p.54-60, janeiro 2013.
- PRAUSNITZ, J. M.; ANDERSON, R. Thermodynamics of solvent selectivity in extractive distillation of hydrocarbons, *AIChE J.*, p.96-101, 1961.
- RAMANUJAM, M.; LADDHA, G. S.. Vapour liquid equilibria for ethanol-water-ethylene glycol system. **Shorter Communications**, Madras, p.65-68, maio 1959.
- RAVAGNANI, M. H. M. *et al.* Anhydrous ethanol production by extractive distillation: A solvent case study. **Elsevier**, Maringá, p.67-73, novembro 2009.
- RFA (EUA). **The Industry: Industry Statistics**. Disponível em: <<http://www.ethanolrfa.org/pages/statistics>>. Acesso em: 18 maio 2013.
- SILVA, J. I. S.; **SIMULAÇÃO DINÂMICA DO PROCESSO DE DESTILAÇÃO DE BIOETANOL EM SIMULADOR BASEADO EM EQUAÇÕES (EMSO)**. 2012. 112 f. Dissertação (Mestrado) – Curso de

Engenharia Química, Departamento PPGEQ, Universidade Federal de São Carlos, São Carlos, 2012.

- SMITH, J. M.; VAN NESS, H. C.; Abbott, M. M. **Introdução à Termodinâmica da Engenharia Química**. 7ª edição. Editora LTC, 2007.
- TERMOPARES (Brasil). **Outros assuntos: Termopares**. Disponível em:  
<[www.termopares.com.br/teoria\\_sensores\\_temperatura\\_introducao/](http://www.termopares.com.br/teoria_sensores_temperatura_introducao/)>. Acesso em: 28 julho 2013.
- TEXAS INSTRUMENTS (EUA). **LM35 Precision Centigrade Temperature Sensors**. Out. 2013. Disponível em:  
<[www.ti.com/lit/ds/symlink/lm35.pdf](http://www.ti.com/lit/ds/symlink/lm35.pdf)>. Acesso em: 23 julho 2013.
- UNICA. **Produção e uso do Etanol Combustível no Brasil**. 2007. Disponível em: <[www.unica.com.br](http://www.unica.com.br)>. Acessado em: out. 2012.
- UNICA (São Paulo). **UNICADATA: Produção**. Disponível em:  
<<http://www.unicadata.com.br/historico-de-producao-e-moagem.php?idMn=31&tipoHistorico=2>>. Acesso em: 18 maio 2013.
- UNICA (São Paulo). **UNICADATA: Consumo de Combustíveis**. Disponível em: <<http://www.unicadata.com.br/historico-de-consumo-de-combustiveis.php?idMn=11&tipoHistorico=10>>. Acesso em: 18 maio 2013.
- UYAZÁN, A. M. *et al.*. Producción de alcohol carburante por destilación extractiva: Simulación Del proceso com glicerol. **Revista Ingeniería e Investigación**, Bogotá, p.45-50, abril 2006.
- VALDERRAMA, J. O.; FAÚNDEZ, C. A.; TOSELLI, L. A.. Advances on modeling and simulation of alcoholic distillation. Part 1: Thermodynamic modeling. **Elsevier**, La Serena, p.1-13, abril 2012.
- WANKAT, Phillip C. **Separation Process Engineering**. 2 ed. United States: Prentice Hall, 2007, 769p.

## APÊNDICE

Neste apêndice estão disponíveis para consulta a metodologia de aquisição de temperatura e os resultados completos das simulações desenvolvidas.

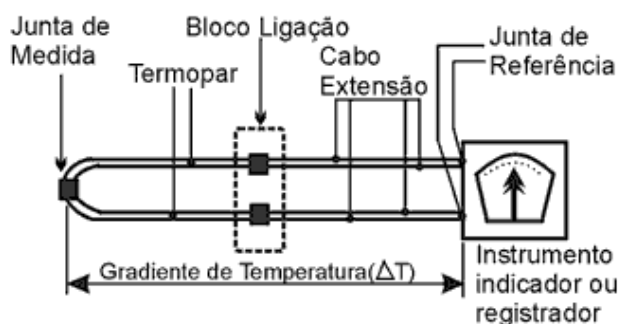
### APÊNDICE A

#### Aquisição de temperatura

Uma das características dos termopares é que eles não medem temperaturas absolutas e sim uma diferença de temperatura entre o ponto de aquisição e uma junta de referência (Figura 43). O gradiente de temperatura gera uma força eletromotriz conhecida como tensão de *Seebeck*. Para uma faixa de temperatura, o termopar apresenta uma relação linear entre a variação de temperatura e tensão (Equação A.1).

$$\Delta V_{AB} = \alpha_S \cdot \Delta T \quad (\text{A.1})$$

Figura 43. Desenho esquemático de um termopar.

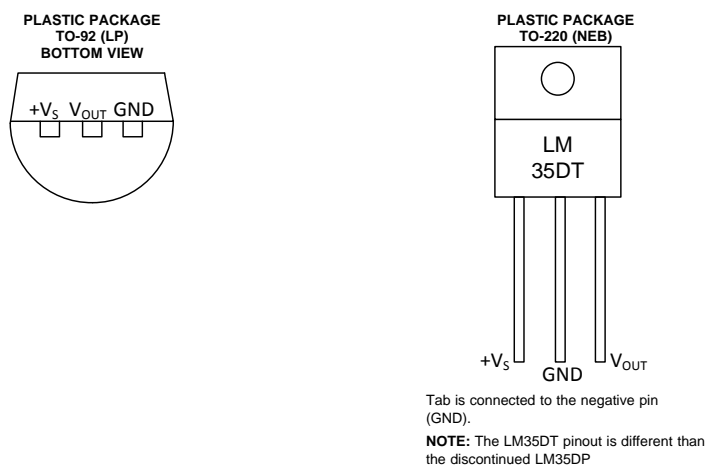


(Fonte: TERMOPARES, 2013).

Para se determinar a temperatura na junta de medida é preciso conhecer a temperatura da junta de referência. Uma maneira é colocar a

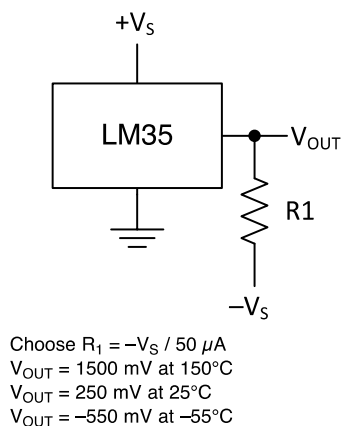
junta fria em um banho de gelo ( $0^{\circ}\text{C}$ ). Outra maneira é empregar uma compensação via *hardware* utilizando-se um termistor para determinação da temperatura ambiente. Por questão de conveniência, optou-se pela utilização da compensação via *hardware* neste trabalho. Como os termistores não possuem uma saída linear foi utilizado um circuito integrado LM35 para a medida da temperatura ambiente. O circuito integrado LM35 fornece um ganho linear de 10 mV para cada variação de  $1^{\circ}\text{C}$ . A  $25^{\circ}\text{C}$ , a tensão gerada é 250 mV, portanto a leitura de temperatura pode ser feita simplesmente dividindo por dez o valor lido em mV. A precisão à temperatura ambiente ( $25^{\circ}\text{C}$ ) é de  $\pm 0,25^{\circ}\text{C}$ , e de até  $\pm 0,75^{\circ}\text{C}$  para toda faixa de operação ( $-55^{\circ}\text{C}$  a  $150^{\circ}\text{C}$ ). As Figuras 44 e 45 ilustram o sensor LM35 e o circuito eletrônico empregado para medida de temperatura.

Figura 44. Sensor LM 35.



(Fonte: TEXAS INSTRUMENTS, 2013).

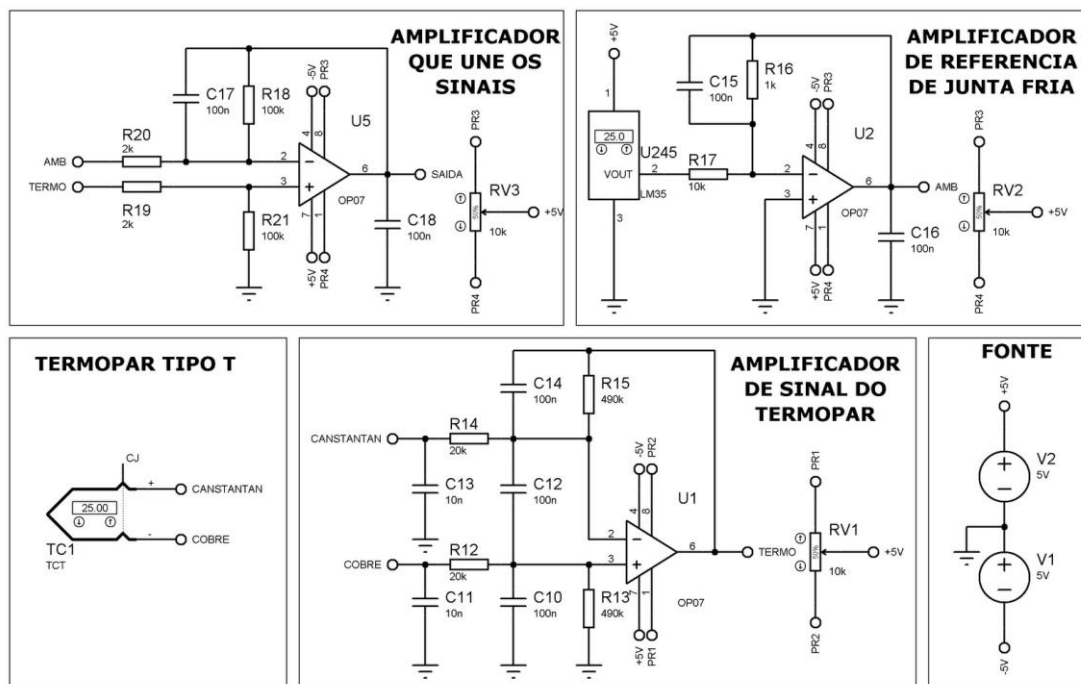
Figura 45. Circuito eletrônico com o sensor LM35.



(Fonte: TEXAS INSTRUMENTS, 2013).

A leitura direta da medida do termopar com a placa de aquisição de sinais apresentava elevado ruído devido ao pequeno valor de tensão gerada. O termopar do tipo T possui um ganho de  $41 \mu\text{V} / ^\circ\text{C}$  (DUFF, M; TOWEY, J. 2010). Para contornar este problema foi construído um amplificador de sinais baseado no projeto proposto por BITTENCOURT (2011). O circuito eletrônico é descrito na Figura 46.

Figura 46. Circuito eletrônico completo de amplificação e compensação de junta fria para termopares do tipo T.



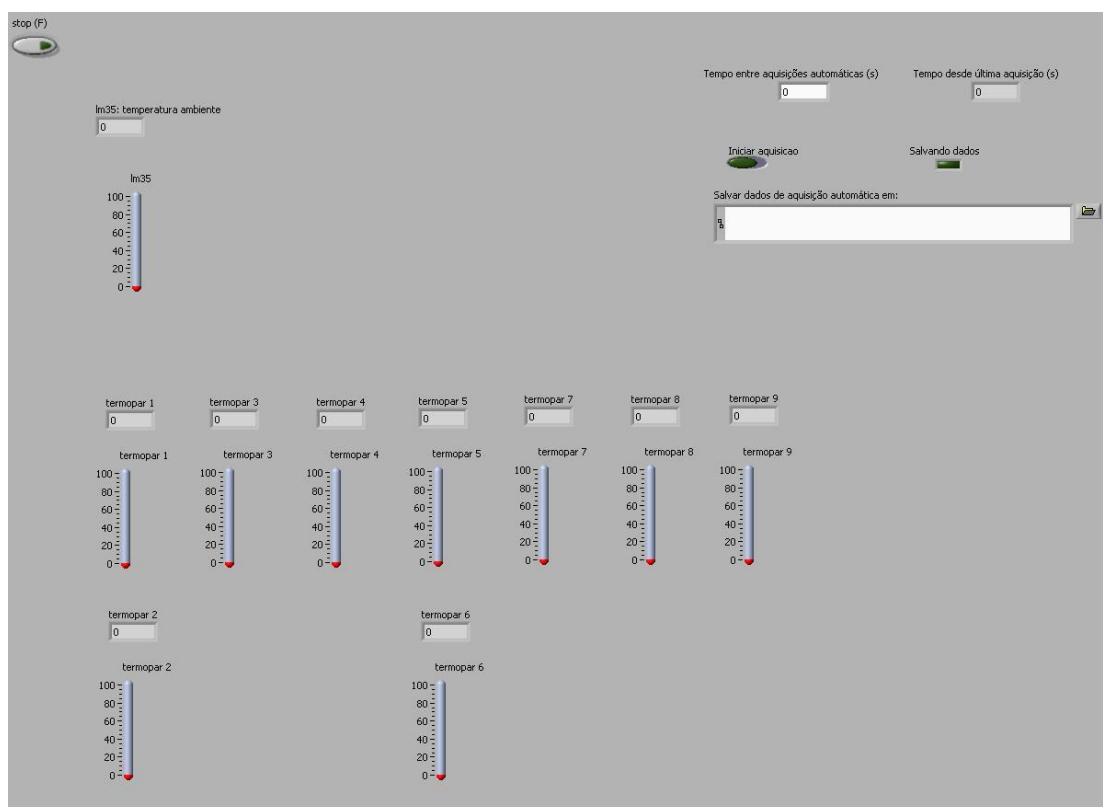
(Fonte: BITTENCOURT, 2011).

Dos três circuitos foi desenvolvido apenas o circuito amplificador de sinal do termopar. Esse circuito além de amplificar o sinal do termopar, também filtra ruídos. Foi construído um amplificador para cada termopar. O circuito amplificador de junta fria é uma versão amplificada do circuito montado do sensor LM35. Junto do circuito amplificador que junta os sinais, esses dois circuitos formam a compensação de junta fria. Para este projeto, o sensor LM35 foi montado sem amplificação e a compensação foi feita via *software*, utilizando-se o programa LabView (*National Instruments*). O circuito completo serve para se fazer a leitura da temperatura diretamente em um multímetro.

O sinal do sensor LM35 e os sinais amplificados dos termopares são enviados para uma placa de aquisição de dados (modelo NI 6211) da *National Instruments*. Os dados são processados no *software* Lab View 8.5. A tela de monitoramento foi desenvolvida para mostrar a temperatura ambiente

e as temperaturas dos termopares em um *display* numérico e um *display* de termômetro. Nessa tela frontal também é possível salvar os dados em um arquivo no formato \*.txt. O intervalo de aquisição dos dados é definido pelo usuário. A Figura 47 ilustra a interface elaborada no aplicativo LabView.

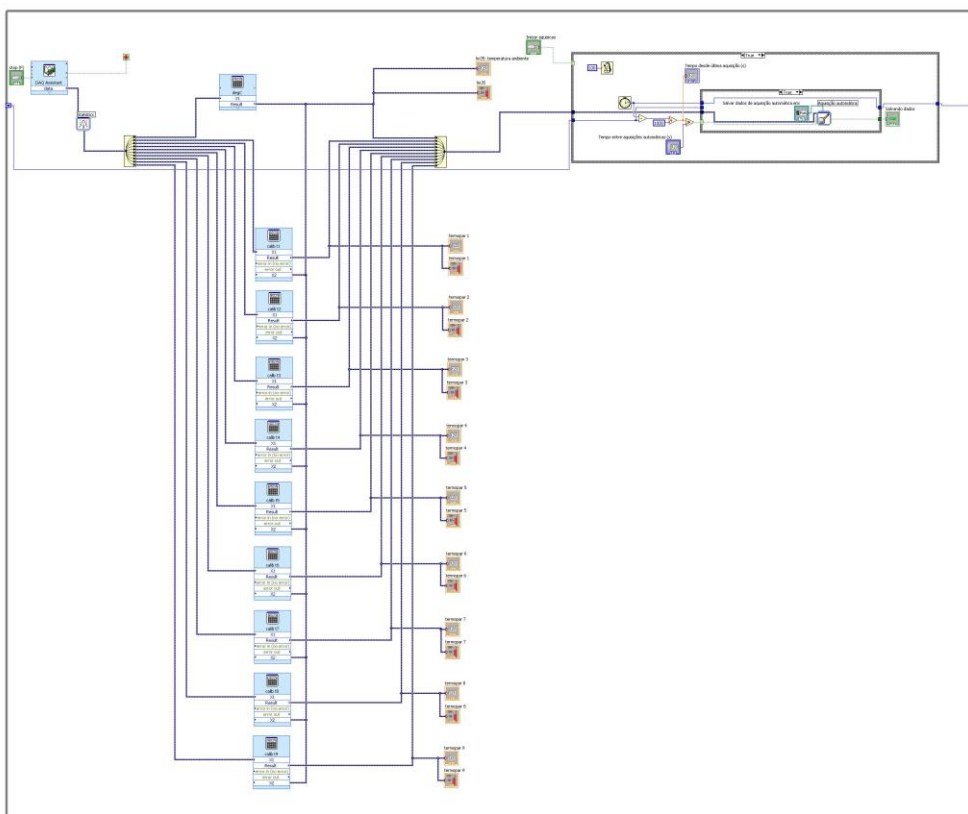
Figura 47. Painel frontal desenvolvido em LabView para o monitoramento das temperaturas.



(Fonte: Acervo Pessoal).

No aplicativo LabView a configuração da aquisição e processamento dos dados é feita no diagrama de blocos. O diagrama desenvolvido é apresentado na Figura 48.

Figura 48. Diagrama de blocos completo desenvolvido em LabView.

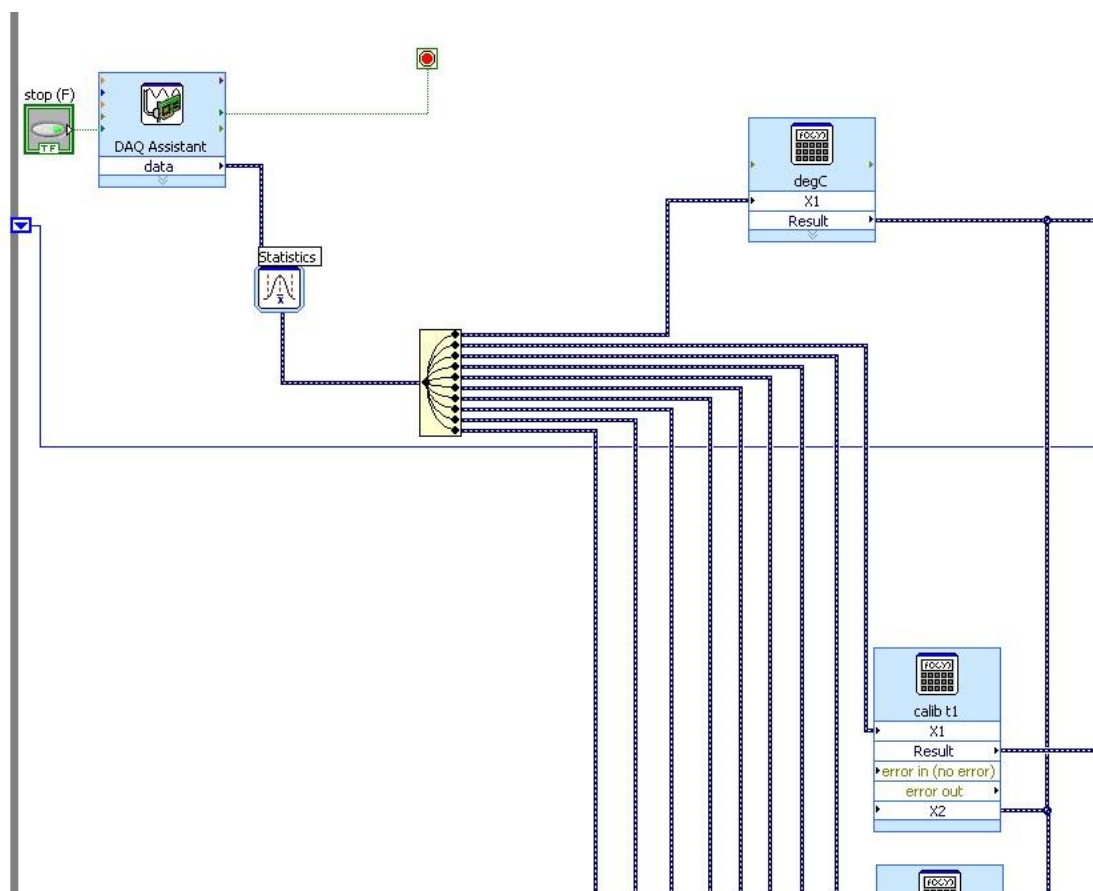


(Fonte: Acervo Pessoal).

No aplicativo Lab View, o bloco *DAQ Assistant* é o responsável por receber os dados da placa de aquisição de sinais. Nele é especificado o tipo de sinal que está sendo recebido, a frequência de aquisição, número de amostragem e o tipo de conexão (diferencial, terminação simples referenciada ao terra e terminação simples não referenciada). Neste projeto foi especificado que os sinais são de voltagem, a frequência de aquisição de dados ajustada para 1000 Hz, o número de amostragem em 100 e a conexão do tipo terminação simples não referenciada (todos os sinais compartilham o mesmo terra). Os sinais recebidos são passados para o bloco *Statistics* onde se configurou filtro do tipo média aritmética. Isso permitiu uma redução significativa do ruído dos sinais de temperatura. Após esse processo, os sinais são separados (Figura 49).



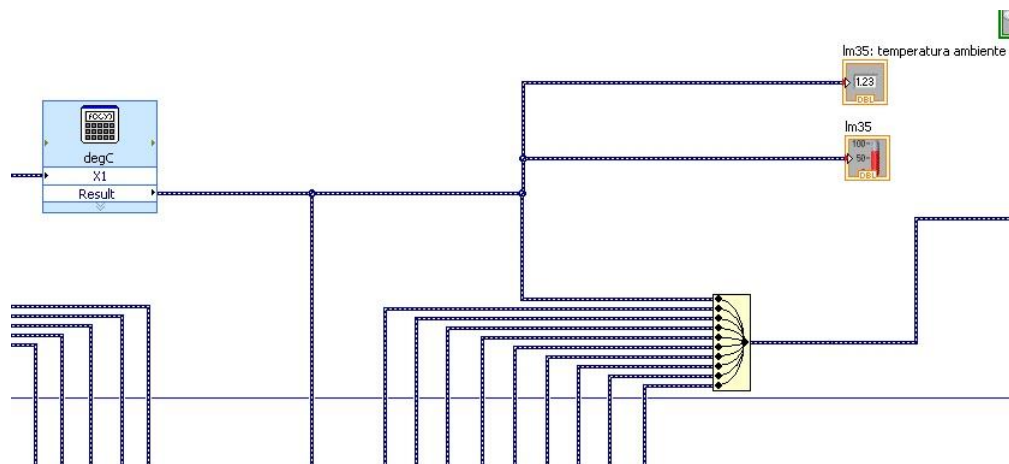
Figura 49. Parte do diagrama de blocos que destaca a aquisição, divisão e aplicação de fórmulas nos sinais.



(Fonte: Acervo Pessoal).

O sinal do sensor LM35 é enviado então para um bloco de fórmula (degC) que converte o valor de voltagem (V) para temperatura ( $^{\circ}\text{C}$ ). De acordo com o circuito do sensor, deve-se multiplicar o valor da voltagem por 100 ( $25^{\circ}\text{C} = 0,25\text{V}$ ). O resultado deste bloco é enviado para os mostradores que se encontram no painel frontal e para outros blocos de fórmula que fazem a compensação de junta fria dos termopares que serão apresentados na Figura 50.

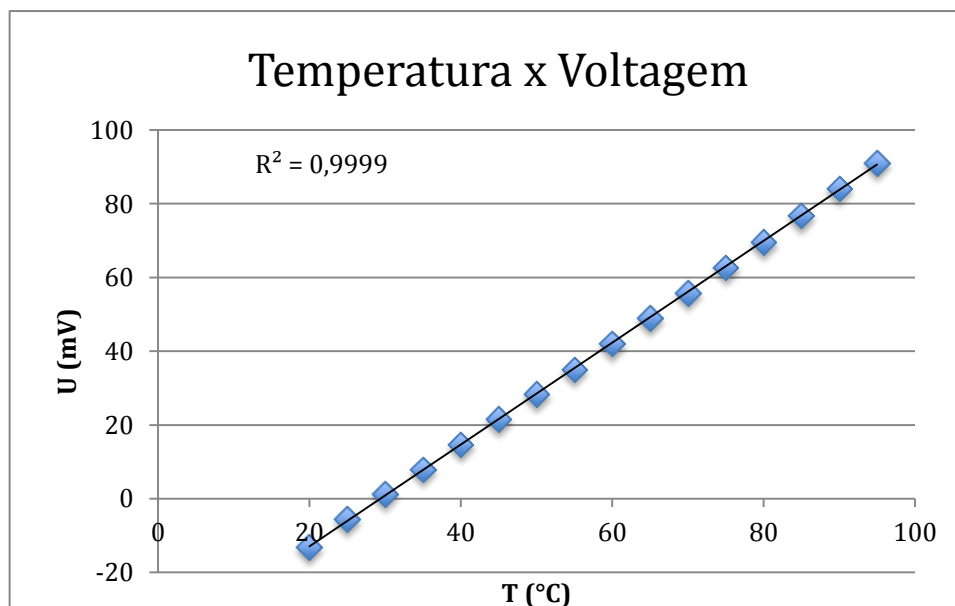
Figura 50. Parte do diagrama de blocos que destaca a conversão do sinal do sensor LM35, de voltagem em temperatura e o envio do sinal para os mostradores do painel frontal.



(Fonte: Acervo Pessoal).

Os valores em volts (V) medidos pelos termopares e o valor de temperatura (°C) do sensor LM35 alimentam outros blocos de fórmula que determinam a medida de temperatura de cada termopar. Existe um bloco de fórmula para cada termopar. Para se determinar as fórmulas desses blocos dois passos foram necessários. O primeiro foi assegurar que o sistema amplificador possui uma saída linear de voltagem com a variação de temperatura. Para isso foi utilizado um balão de fundo redondo com água em uma manta de aquecimento, e colocado um termômetro digital e um termopar conectado no circuito amplificador. A saída do amplificador foi conectada em um multímetro. A água foi aquecida de 20°C a 95°C e as tomadas de voltagem foram feitas a cada 5°C. O gráfico obtido é apresentado na Figura 51.

Figura 51. Análise da linearidade do sistema amplificado.



(Fonte: Acervo Pessoal).

A partir da Figura 51 foi possível verificar o comportamento linear na faixa de temperatura avaliada, 20°C a 95°C. Para uma determinação mais precisa da equação dessa reta, foi feita a tomada de voltagem em duas temperaturas fixas, 0°C (banho de gelo) e 98°C (água em ebulição). Foi calculado o ganho para cada termopar. O procedimento foi realizado em triplicata para cada termopar e estão apresentados nas Tabelas 18, 19 e 20. Na tabela 21 é apresentado o ganho médio do sistema.

Tabela 18. Primeira calibração dos termopares.

T	t1	t2	t3	t4	t5	t6	t7	t8	t9
0	-2,46E-02	-2,45E-02	-2,45E-02	-2,46E-02	-2,45E-02	-2,39E-02	-2,49E-02	-2,46E-02	-2,39E-02
97.7	6,94E-02	7,00E-02	6,77E-02	7,04E-02	7,00E-02	6,81E-02	6,87E-02	6,95E-02	6,81E-02
ganho	1,039E+03	1,034E+03	1,060E+03	1,028E+03	1,034E+03	1,062E+03	1,044E+03	1,038E+03	1,062E+03

(Fonte: Acervo Pessoal).

T	t1	t2	t3	t4	t5	t6	t7	t8	t9
0	-2,49E-02	-2,47E-02	-2,46E-02	-2,54E-02	-2,52E-02	-2,46E-02	-2,48E-02	-2,47E-02	-2,45E-02
97.7	6,86E-02	6,97E-02	6,78E-02	6,96E-02	6,94E-02	6,73E-02	6,87E-02	6,93E-02	6,77E-02
ganho	1,045E+03	1,035E+03	1,057E+03	1,028E+03	1,033E+03	1,063E+03	1,045E+03	1,039E+03	1,060E+03

(Fonte: Acervo Pessoal).

T	t1	t2	t3	t4	t5	t6	t7	t8	t9
0	-2,44E-02	-2,44E-02	-2,41E-02	-2,51E-02	-2,49E-02	-2,45E-02	-2,46E-02	-2,41E-02	-2,44E-02
97.7	6,88E-02	7,01E-02	6,85E-02	7,03E-02	6,98E-02	6,74E-02	6,93E-02	7,01E-02	6,79E-02
ganho	1,048E+03	1,034E+03	1,055E+03	1,024E+03	1,032E+03	1,063E+03	1,040E+03	1,037E+03	1,059E+03

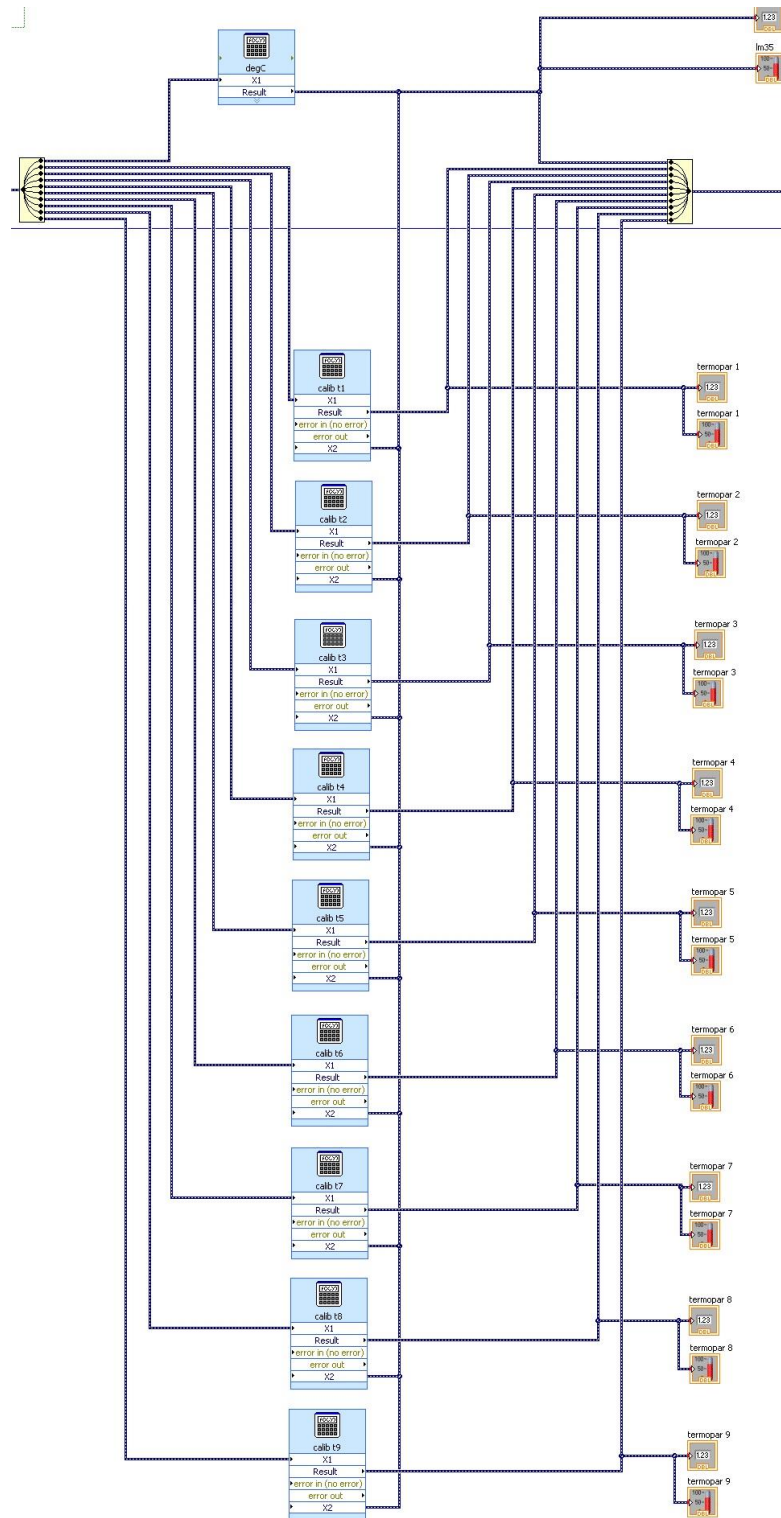
(Fonte: Acervo Pessoal).

T	t1	t2	t3	t4	t5	t6	t7	t8	t9
ganho	1,044E+03	1,034E+03	1,057E+03	1,027E+03	1,033E+03	1,063E+03	1,043E+03	1,038E+03	1,060E+03
desvio padrão	4,506	0,632	2,289	2,490	1,092	0,667	2,316	1,103	1,758

(Fonte: Acervo Pessoal).

O coeficiente linear da equação da reta representa a temperatura ambiente, portanto não pode ser considerado um valor constante. Por isso nos blocos de fórmulas dos termopares é recebido o valor da temperatura ambiente do sensor LM35 para se determinar a temperatura de cada termopar (compensação de junta fria). Os valores de temperatura são então enviados para os mostradores numéricos e de termômetro referentes a cada termopar (Figura 52).

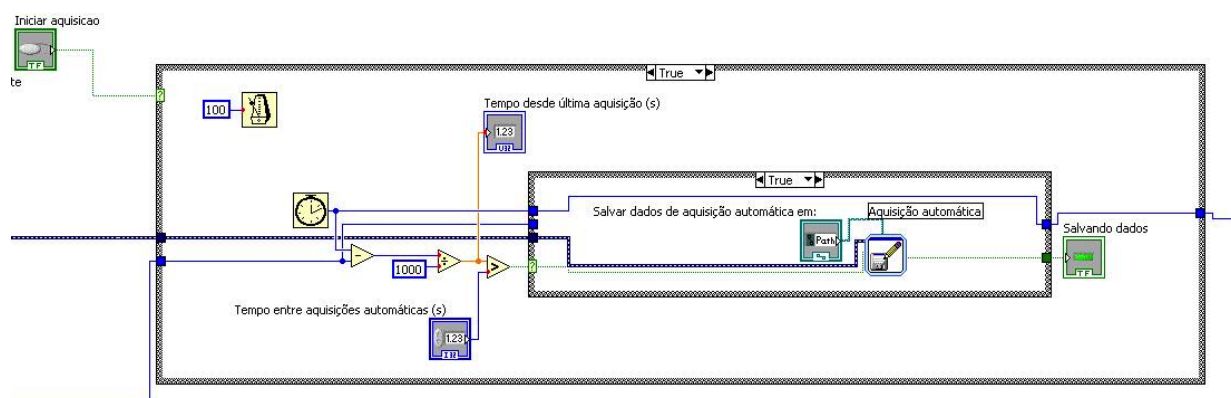
Figura 52. Cálculo das temperaturas dos termopares e saída para os *displays*.



(Fonte: Acervo Pessoal).

Os sinais dos termopares e do sensor LM35 são enviados para um bloco para serem armazenados em arquivo no disco rígido do computador. Esse bloco é ativado pelo usuário por um botão no painel frontal. Esse bloco recebe do painel frontal o endereço do arquivo onde serão salvos os dados e o intervalo de aquisição (Figura 53).

Figura 53. Bloco de registro dos dados.



(Fonte: Acervo Pessoal).

## APÊNDICE B

### Resultados das simulações

Tabela 22. Resultados das Correntes do Processo de Destilação Conevencional com Alimentação de Etanol 25% (Eficiência 100%).					
	Units	B	D	E1	E2
From		COLUMN	COLUMN		HEATER-E
To				HEATER-E	COLUMN
Substream: MIXED					
Phase:		Liquid	Liquid	Liquid	Liquid
Component Mole Flow					
WATER	MOL/HR	23,38454	0,0277326	23,41227	23,41227
ETHANOL	MOL/HR	2,881155	0,1706319	3,051787	3,051787
Component Mole Fraction					
WATER		0,890307 3	0,1398065	0,884681 8	0,884681 8
ETHANOL		0,109692 7	0,8601935	0,115318 2	0,115318 2
Component Mass Flow					
WATER	GM/HR	421,279	0,4996116	421,7786	421,7786
ETHANOL	GM/HR	132,732	7,860847	140,5929	140,5929
Component Mass Fraction					
WATER		0,760416 3	0,0597588	0,75	0,75
ETHANOL		0,239583 7	0,9402411	0,25	0,25
Component Std Volume Flow					
WATER	L/HR	0,422090 9	0,00050057 4	0,422591 5	0,422591 5
ETHANOL	L/HR	0,167604 5	0,00992612	0,177530 6	0,177530 6
Component Std. Vol. Fraction					
WATER		0,715777 8	0,0480089	0,704175 8	0,704175 8
ETHANOL		0,284222 2	0,9519911	0,295824 2	0,295824 2
Mole Flow	MOL/HR	26,26569	0,1983645	26,46406	26,46406
Mass Flow	GM/HR	554,0111	8,360459	562,3715	562,3715

Volume Flow	L/HR	0,632731 2	0,0112276	0,599	0,637498 2
Temperature	C	85,43835	77,83481	25	77,5
Pressure	BAR	1	1	1	1
Vapor Fraction		0	0	0	0
Liquid Fraction		1	1	1	1
Solid Fraction		0	0	0	0
Molar Enthalpy	KJ/KMOL	-280050	-272010	-285070	-280690
Mass Enthalpy	KJ/KG	-13277,19	-6453,889	-13414,8	-13208,61
Enthalpy Flow	J/SEC	-2043,253	-14,98818	-2095,584	-2063,374
Molar Entropy	KJ/KMOL-K	-166,9805	-298,3885	-183,2907	-169,8668
Mass Entropy	J/KG-K	-7916,552	-7079,72	-8625,285	-7993,585
Molar Density	KMOL/CU M	41,5116	17,66749	44,1804	41,51238
Mass Density	KG/CUM	875,5864	744,6307	938,8506	882,1541
Average Molecular Weight		21,09257	42,14694	21,25039	21,25039

(Fonte: Acervo Pessoal).

	Units	B	D	E1	E2
From		B1	B1		B2
To				B2	B1
Substream: MIXED					
Phase:		Liquid	Liquid	Liquid	Liquid
Component Mole Flow					
WATER	MOL/HR	23,3721	0,0401734	23,41227	23,41227
ETHANOL	MOL/HR	2,894325	0,1574612	3,051787	3,051787
Component Mole Fraction					
WATER		0,8898089	0,2032711	0,8846818	0,8846818
ETHANOL		0,1101911	0,7967289	0,1153182	0,1153182
Component Mass Flow					
WATER	GM/HR	421,0549	0,7237351	421,7786	421,7786
ETHANOL	GM/HR	133,3388	7,254085	140,5929	140,5929
Component Mass Fraction					
WATER		0,7594872	0,0907184	0,75	0,75
ETHANOL		0,2405128	0,9092816	0,25	0,25
Component Std Volume Flow					
WATER	L/HR	0,4218664	0,00072513	0,4225915	0,4225915
ETHANOL	L/HR	0,1683707	0,00915994	0,1775306	0,1775306
Component Std. Vol.					



Fraction					
WATER		0,7147405	0,073356	0,7041758	0,7041758
ETHANOL		0,2852595	0,9266439	0,2958242	0,2958242
Mole Flow	MOL/HR	26,26642	0,1976346	26,46406	26,46406
Mass Flow	GM/HR	554,3937	7,97782	562,3715	562,3715
Volume Flow	L/HR	0,6333036	0,0106373	0,599	0,6374982
Temperature	C	85,41377	77,94122	25	77,5
Pressure	BAR	1	1	1	1
Vapor Fraction		0	0	0	0
Liquid Fraction		1	1	1	1
Solid Fraction		0	0	0	0
Molar Enthalpy	KJ/KMOL	-280050	-272710	-285070	-280690
Mass Enthalpy	KJ/KG	-13268,24	-6755,8	-13414,8	-13208,61
Enthalpy Flow	J/SEC	-2043,285	-14,97126	-2095,584	-2063,374
Molar Entropy	KJ/KMOL-K	-167,0699	-286,817	-183,2907	-169,8668
Mass Entropy	J/KG-K	-7915,547	-7105,318	-8625,285	-7993,585
Molar Density	KMOL/CUM	41,47523	18,57927	44,1804	41,51238
Mass Density	KG/CUM	875,3992	749,9805	938,8506	882,1541
Average Molecular Weight		21,10655	40,36652	21,25039	21,25039

(Fonte: Acervo Pessoal).

Tabela 24. Resultados das Correntes do Processo de Destilação Conevencional com Alimentação de Etanol 35% (Eficiência 100%).					
	Units	B	D	E1	E2
From		COLUMN	COLUMN		HEATER-E
To				HEATER-E	COLUMN
Substream: MIXED					
Phase:		Liquid	Liquid	Liquid	Liquid
Component Mole Flow					
WATER	MOL/HR	19,81525	0,0277749	19,84303	19,84303
ETHANOL	MOL/HR	4,00624	0,1720113	4,178251	4,178251
Component Mole Fraction					
WATER		0,831822 5	0,1390232 4	0,826060 4	0,826060 4
ETHANOL		0,168177 5	0,8609768 6	0,173939 6	0,173939 6
Component Mass Flow					
WATER	GM/HR	356,9774	0,5003732	357,4777	357,4777
ETHANOL	GM/HR	184,5636	7,924397	192,488	192,488

Component Mass Fraction					
WATER		0,659188 1	0,0593931	0,65	0,65
ETHANOL		0,340811 9	0,9406069	0,35	0,35
Component Std Volume Flow					
WATER	L/HR	0,357665 3	0,00050133 8	0,358166 7	0,358166 7
ETHANOL	L/HR	0,233053 8	0,0100063	0,243060 1	0,243060 1
Component Std. Vol. Fraction					
WATER		0,605474 5	0,0477114	0,595726 4	0,595726 4
ETHANOL		0,394525 5	0,9522886	0,404273 6	0,404273 6
Mole Flow	MOL/HR	23,82149	0,1997863	24,02128	24,02128
Mass Flow	GM/HR	541,541	8,42477	549,9657	549,9657
Volume Flow	L/HR	0,633309 6	0,0113149	0,599	0,639614 4
Temperature	C	83,31802	77,8341	25	77,5
Pressure	BAR	1	1	1	1
Vapor Fraction		0	0	0	0
Liquid Fraction		1	1	1	1
Solid Fraction		0	0	0	0
Molar Enthalpy	KJ/KMOL	-279590	-272000	-284640	-280060
Mass Enthalpy	KJ/KG	-12298,66	-6450,322	-12432,23	-12232,42
Enthalpy Flow	J/SEC	-1850,064	-15,09513	-1899,249	-1868,726
Molar Entropy	KJ/KMOL-K	-177,3235	-298,5327	-193,7918	-179,7884
Mass Entropy	J/KG-K	-7800,167	-7079,448	-8464,395	-7852,754
Molar Density	KMOL/CU M	37,6143	17,65677	40,1023	37,55588
Mass Density	KG/CUM	855,097	744,5669	918,1398	859,8396
Average Molecular Weight		22,73329	42,16892	22,89494	22,89494

(Fonte: Acervo Pessoal).

Tabela 25. Resultados das Correntes do Processo de Destilação Conevencional com Alimentação de Etanol 35% (Eficiência 30%).					
	Units	B	D	E1	E2
From		COLUMN	COLUMN		HEATER-E
To				HEATER-E	COLUMN
Substream: MIXED					
Phase:		Liquid	Liquid	Liquid	Liquid
Component Mole Flow					
WATER	MOL/HR	19,79549	0,0475437	19,84303	19,84303
ETHANOL	MOL/HR	4,027198	0,1510526	4,178251	4,178251
Component Mole Fraction					
WATER		0,830951 1	0,239399	0,826060 4	0,826060 4
ETHANOL		0,169048 9	0,760601	0,173939 6	0,173939 6
Component Mass Flow					
WATER	GM/HR	356,6212	0,8565144	357,4777	357,4777
ETHANOL	GM/HR	185,5292	6,958847	192,488	192,488
Component Mass Fraction					
WATER		0,657790 2	0,1095937	0,65	0,65
ETHANOL		0,342209 8	0,8904063	0,35	0,35
Component Std Volume Flow					
WATER	L/HR	0,357308 5	0,00085816 5	0,358166 7	0,358166 7
ETHANOL	L/HR	0,234273	0,00878714	0,243060 1	0,243060 1
Component Std. Vol. Fraction					
WATER		0,603988 6	0,0889723	0,595726 4	0,595726 4

ETHANOL		0,396011 4	0,9110276	0,404273 6	0,404273 6
Mole Flow	MOL/HR	23,82268	0,1985963	24,02128	24,02128
Mass Flow	GM/HR	542,1504	7,815361	549,9657	549,9657
Volume Flow	L/HR	0,634231 8	0,0103761	0,599	0,639614 4
Temperature	C	83,29504	78,04172	25	77,5
Pressure	BAR	1	1	1	1
Vapor Fraction		0	0	0	0
Liquid Fraction		1	1	1	1
Solid Fraction		0	0	0	0
Molar Enthalpy	KJ/KMOL	-279580	-273110	-284640	-280060
Mass Enthalpy	KJ/KG	-12285,11	-6939,897	-12432,23	-12232,42
Enthalpy Flow	J/SEC	-1850,104	-15,06606	-1899,249	-1868,726
Molar Entropy	KJ/KMOL-K	-177,4759	-280,3097	-193,7918	-179,7884
Mass Entropy	J/KG-K	-7798,484	-7122,957	-8464,395	-7852,754
Molar Density	KMOL/CU M	37,56148	19,13978	40,1023	37,55588
Mass Density	KG/CUM	854,8142	753,2078	918,1398	859,8396
Average Molecular Weight		22,75774	39,353	22,89494	22,89494

(Fonte: Acervo Pessoal).

Tabela 26. Resultados das Correntes do Processo de Destilação Conevencional com Alimentação de Etanol 45% (Eficiência 100%).					
		B	D	E1	E2
From		COLUMN	COLUMN		HEATER-E
To				HEATER-E	COLUMN
Substream: MIXED					
Phase:		Liquid	Liquid	Liquid	Liquid

Component Mole Flow					
WATER	MOL/HR	16,31043	0,02786131	16,33829	16,33829
ETHANOL	MOL/HR	5,053515	0,1739163	5,227432	5,227432
Component Mole Fraction					
WATER		0,763455 9	0,1380793	0,757604 6	0,757604 6
ETHANOL		0,236544 1	0,8619207	0,242395 4	0,242395 4
Component Mass Flow					
WATER	GM/HR	293,837	0,5019292	294,3389	294,3389
ETHANOL	GM/HR	232,8106	8,012156	240,8228	240,8228
Component Mass Fraction					
WATER		0,557938 5	0,05895281	0,55	0,55
ETHANOL		0,442061 5	0,9410472	0,45	0,45
Component Std Volume Flow					
WATER	L/HR	0,294403 3	0,00050289 7	0,294906 2	0,294906 2
ETHANOL	L/HR	0,293976 6	0,01011718	0,304093 8	0,304093 8
Component Std. Vol. Fraction					
WATER		0,500362 6	0,04735339	0,492330 9	0,492330 9
ETHANOL		0,499637 4	0,9526466	0,507669 1	0,507669 1
Mole Flow	MOL/HR	21,36395	0,2017776	21,56572	21,56572
Mass Flow	GM/HR	526,6476	8,514085	535,1617	535,1617
Volume Flow	L/HR	0,630872 8	0,01143615	0,595826	0,638294
Temperature	C	81,94124	77,83432	25	77,5
Pressure	BAR	1	1	1	1
Vapor Fraction		0	0	0	0
Liquid Fraction		1	1	1	1
Solid Fraction		0	0	0	0
Molar Enthalpy	KJ/KMOL	-278922,8	-271786,2	-283995,3	-279277,9
Mass Enthalpy	KJ/KG	-11314,76	-6441,136	-11444,32	-11254,23
Enthalpy Flow	J/SEC	-1655,247	-15,23344	-1701,268	-1673,008
Molar Entropy	KJ/KMOL-K	-189,123	-298,1096	-205,6899	-191,2897

Mass Entropy	J/KG-K	-7671,947	-7064,978	-8288,809	-7708,514
Molar Density	KMOL/CU M	33,86411	17,64384	36,19467	33,78651
Mass Density	KG/CUM	834,792	744,4887	898,1844	838,4251
Average Molecular Weight		24,65123	42,1954	24,81538	24,81538

(Fonte: Acervo Pessoal).

Tabela 27. Resultados das Correntes do Processo de Destilação Conevencional com Alimentação de Etanol 45% (Eficiência 35%).					
	Units	B	D	E1	E2
From		COLUMN	COLUMN		HEATER-E
To				HEATER-E	COLUMN
Substream: MIXED					
Phase:		Liquid	Liquid	Liquid	Liquid
Component Mole Flow					
WATER	MOL/HR	16,38175	0,0435812	16,42533	16,42533
ETHANOL	MOL/HR	5,099109	0,1561695	5,255278	5,255278
Component Mole Fraction					
WATER		0,762620 8	0,218178	0,757604 6	0,757604 6
ETHANOL		0,237379 2	0,781822	0,242395 4	0,242395 4
Component Mass Flow					
WATER	GM/HR	295,1217	0,785128	295,9069	295,9069
ETHANOL	GM/HR	234,911	7,194581	242,1056	242,1056
Component Mass Fraction					
WATER		0,556799	0,0983905	0,55	0,55
ETHANOL		0,443201	0,9016094	0,45	0,45
Component Std Volume Flow					
WATER	L/HR	0,295690 5	0,00078664 1	0,296477 2	0,296477 2
ETHANOL	L/HR	0,296628 9	0,0090848	0,305713 7	0,305713 7
Component Std. Vol. Fraction					
WATER		0,499207 9	0,0796885	0,492330 9	0,492330 9
ETHANOL		0,500792 1	0,9203115	0,507669 1	0,507669 1
Mole Flow	MOL/HR	21,48085	0,1997508	21,6806	21,6806
Mass Flow	GM/HR	530,0328	7,979709	538,0125	538,0125
Volume Flow	L/HR	0,635099	0,0106213	0,599	0,641694

		4			
Temperature	C	81,92814	77,98036	25	77,5
Pressure	BAR	1	1	1	1
Vapor Fraction		0	0	0	0
Liquid Fraction		1	1	1	1
Solid Fraction		0	0	0	0
Molar Enthalpy	KJ/KMOL	-278920	-272870	-284090	-279290
Mass Enthalpy	KJ/KG	-11303,87	-6830,622	-11448,11	-11254,75
Enthalpy Flow	J/SEC	-1664,284	-15,14066	-1710,896	-1681,999
Molar Entropy	KJ/KMOL-K	-189,3288	-284,1254	-206,0509	-191,374
Mass Entropy	J/KG-K	-7673,006	-7112,322	-8303,354	-7711,914
Molar Density	KMOL/CU M	33,82282	18,80662	36,19467	33,78651
Mass Density	KG/CUM	834,5665	751,2932	898,1844	838,4251
Average Molecular Weight		24,67466	39,94833	24,81538	24,81538

(Fonte: Acervo Pessoal).

**Tabela 28. Resultados das Correntes do Processo de Destilação Extrativa (Eficiência 100%).**

	Units	B	D	E1	E2	G1	G2
From		B1	B1		B2		B3
To				B2	B1	B3	B1
Substream: MIXED							
Phase:		Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid
Component Mole Flow							
WATER	MOL/HR	19,86548	0,000931287	19,84303	19,84303	0,0233795	0,0233795
ETHANOL	MOL/HR	3,987267	0,1909843	4,178251	4,178251	0	0
GLYCEROL	MOL/HR	4,652533	8,7701E-10	0	0	4,652533	4,652533
Component Mole Fraction							
WATER		0,696905	0,00485259	0,8260604	0,8260604	0,005	0,005
ETHANOL		0,139878	0,9951474	0,1739396	0,1739396	0	0
GLYCEROL		0,163217	4,56975E-09	0	0	0,995	0,995
Component Mass Flow							
WATER	GM/HR	357,8821	0,0167773	357,4777	357,4777	0,4211894	0,4211894
ETHANOL	GM/HR	183,6895	8,798462	192,488	192,488	0	0
GLYCEROL	GM/HR	428,4738	8,07676E-08	0	0	428,4738	428,4738

Component Mass Fraction							
WATER		0,368933	0,00190323	0,65	0,65	0,000982034	0,000982034
ETHANOL		0,189362	0,9980968	0,35	0,35	0	0
GLYCEROL		0,441705	9,16227E-09	0	0	0,999018	0,999018
Component Std Volume Flow							
WATER	L/HR	0,358572	1,68097E-05	0,3581667	0,3581667	0,000422001	0,000422001
ETHANOL	L/HR	0,23195	0,01111	0,2430601	0,2430601	0	0
GLYCEROL	L/HR	0,340578	6,4199E-11	0	0	0,340578	0,340578
Component Std. Vol. Fraction							
WATER		0,385106	0,00151073	0,5957264	0,5957264	0,00123754	0,00123754
ETHANOL		0,249114	0,9984893	0,4042736	0,4042736	0	0
GLYCEROL		0,36578	5,76974E-09	0	0	0,9987625	0,9987625
Mole Flow	MOL/HR	28,50528	0,1919156	24,02128	24,02128	4,675913	4,675913
Mass Flow	GM/HR	970,0454	8,815239	549,9657	549,9657	428,8949	428,8949
Volume Flow	L/HR	0,9595	0,012006	0,599	0,6396144	0,3368899	0,3485204
Temperature	C	87,73587	77,96153	25	77,5	25	77,5
Pressure	BAR	1	1	1	1	1	1
Vapor Fraction		0	0	0	0	0	0
Liquid Fraction		1	1	1	1	1	1
Solid Fraction		0	0	0	0	0	0
Molar Enthalpy	KJ/KMOL	-339870	-270530	-284640	-280060	-665480	-654940
Mass Enthalpy	KJ/KG	9987,289	-5889,722	-12432,23	-12232,42	-7255,197	-7140,315
Enthalpy Flow	J/SEC	2691,145	-14,42203	-1899,249	-1868,726	-864,3661	-850,6795
Molar Entropy	KJ/KMOL-K	234,4949	-324,2009	-193,7918	-179,7884	-608,8637	-576,4361
Mass Entropy	J/KG-K	6890,753	-7058,141	-8464,395	-7852,754	-6637,975	-6284,441
Molar Density	KMOL/CUM	29,70846	15,98494	40,1023	37,55588	13,87965	13,41647
Mass Density	KG/CUM	1010,99	734,2346	918,1398	859,8396	1273,101	1230,617
Average Molecular Weight		34,03038	45,93291	22,89494	22,89494	91,72432	91,72432

(Fonte: Acervo Pessoal).

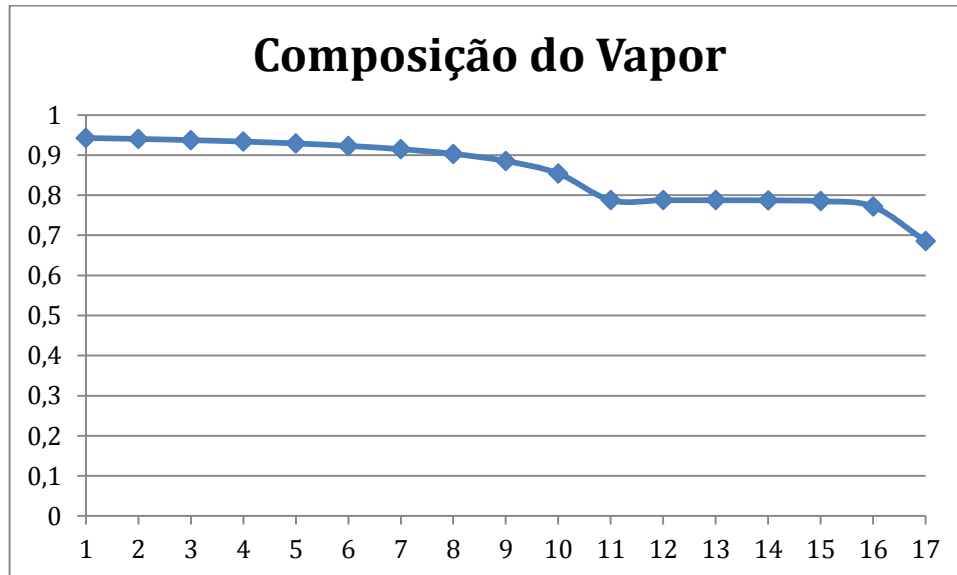


Tabela 29. Resultados das Correntes do Processo de Destilação Extrativa (Eficiência 70%).							
Custom Stream Results							
	Units	B	D	E1	E2	G1	G2
From		COLUMN	COLUMN		HEATER-E		HEATER-G
To				HEATER-E	COLUMN	HEATER-G	COLUMN
Substream: MIXED							
Phase:		Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid
Component Mole Flow							
WATER	MOL/HR	19,8628	0,0036133	19,84303	19,84303	0,0233795	0,0233795
ETHANOL	MOL/HR	3,990087	0,1881641	4,178251	4,178251	0	0
GLYCEROL	MOL/HR	4,652532	1,39033E-06	0	0	4,652533	4,652533
Component Mole Fraction							
WATER		0,6968078	0,0188409	0,8260604	0,8260604	0,005	0,005
ETHANOL		0,1399765	0,9811518	0,1739396	0,1739396	0	0
GLYCEROL		0,1632157	7,24964E-06	0	0	0,995	0,995
Component Mass Flow							
WATER	GM/HR	357,8338	0,0650946	357,4777	357,4777	0,4211894	0,4211894
ETHANOL	GM/HR	183,8195	8,668541	192,488	192,488	0	0
GLYCEROL	GM/HR	428,4736	0,000128042	0	0	428,4738	428,4738
Component Mass Fraction							
WATER		0,3688526	0,00745321	0,65	0,65	0,000982034	0,000982034
ETHANOL		0,1894798	0,9925321	0,35	0,35	0	0
GLYCEROL		0,4416676	1,46606E-05	0	0	0,999018	0,999018
Component Std Volume Flow							
WATER	L/HR	0,3585235	6,52201E-05	0,3581667	0,3581667	0,000422001	0,000422001
ETHANOL	L/HR	0,2321141	0,010946	0,2430601	0,2430601	0	0
GLYCEROL	L/HR	0,340577	1,01776E-07	0	0	0,340578	0,340578

		9					
Component Std. Vol. Fraction							
WATER		0,3850059	0,00592299	0,5957264	0,5957264	0,00123754	0,00123754
ETHANOL		0,2492593	0,9940678	0,4042736	0,4042736	0	0
GLYCEROL		0,3657348	9,24281E-06	0	0	0,9987625	0,9987625
Mole Flow	MOL/HR	28,50541	0,1917788	24,02128	24,02128	4,675913	4,675913
Mass Flow	GM/HR	970,1269	8,733764	549,9657	549,9657	428,8949	428,8949
Volume Flow	L/HR	0,9596154	0,0118782	0,599	0,6396144	0,3368899	0,3485204
Temperature	C	87,73123	77,92333	25	77,5	25	77,5
Pressure	BAR	1	1	1	1	1	1
Vapor Fraction		0	0	0	0	0	0
Liquid Fraction		1	1	1	1	1	1
Solid Fraction		0	0	0	0	0	0
Molar Enthalpy	KJ/KMOL	-339870	-270690	-284640	-280060	-665480	-654940
Mass Enthalpy	KJ/KG	9986,468	-5943,866	-12432,23	-12232,42	-7255,197	-7140,315
Enthalpy Flow	J/SEC	2691,151	-14,42009	-1899,249	-1868,726	-864,3661	-850,6795
Molar Entropy	KJ/KMOL-K	234,5125	-321,3353	-193,7918	-179,7884	-608,8637	-576,4361
Mass Entropy	J/KG-K	6890,723	-7055,985	-8464,395	-7852,754	-6637,975	-6284,441
Molar Density	KMOL/CUM	29,70504	16,14535	40,1023	37,55588	13,87965	13,41647
Mass Density	KG/CUM	1010,954	735,2725	918,1398	859,8396	1273,101	1230,617
Average Molecular Weight		34,03308	45,54081	22,89494	22,89494	91,72432	91,72432

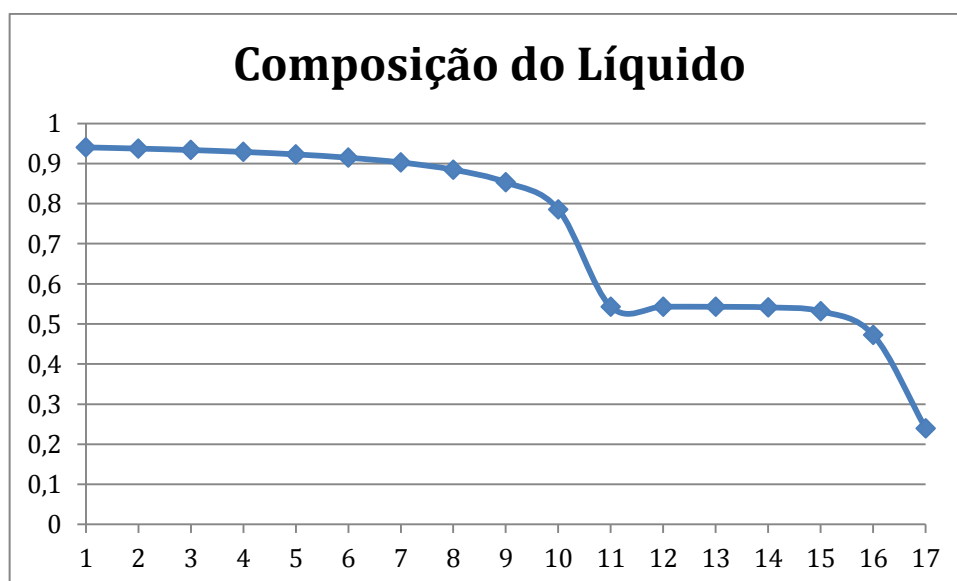
(Fonte: Acervo Pessoal).

Figura 54. Perfil de Composição da Fase Vapor para o Processo de Destilação Convencional com Alimentação de Etanol 25% (Eficiência de 100%).



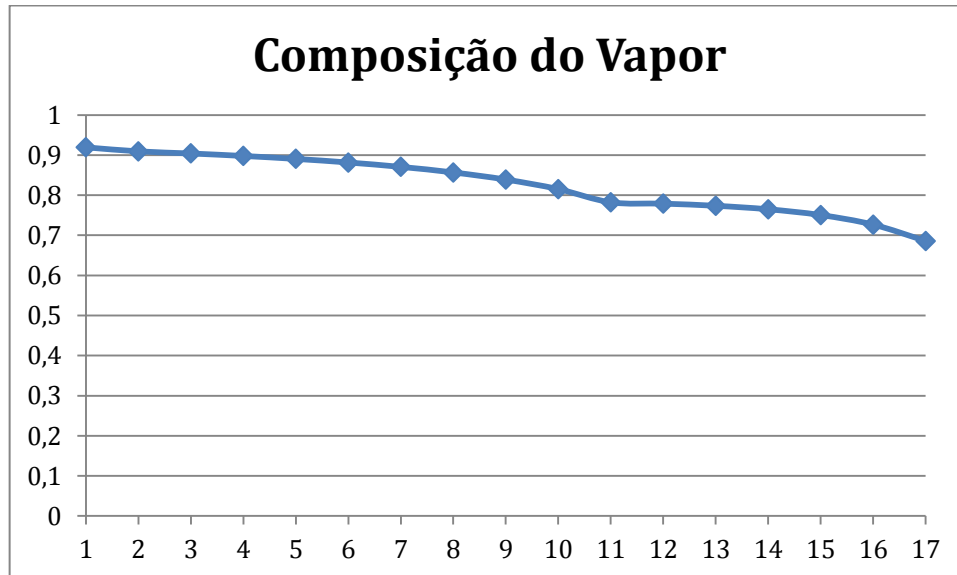
(Fonte: Acervo Pessoal).

Figura 55. Perfil de Composição da Fase Líquida para o Processo de Destilação Convencional com Alimentação de Etanol 25% (Eficiência de 100%).



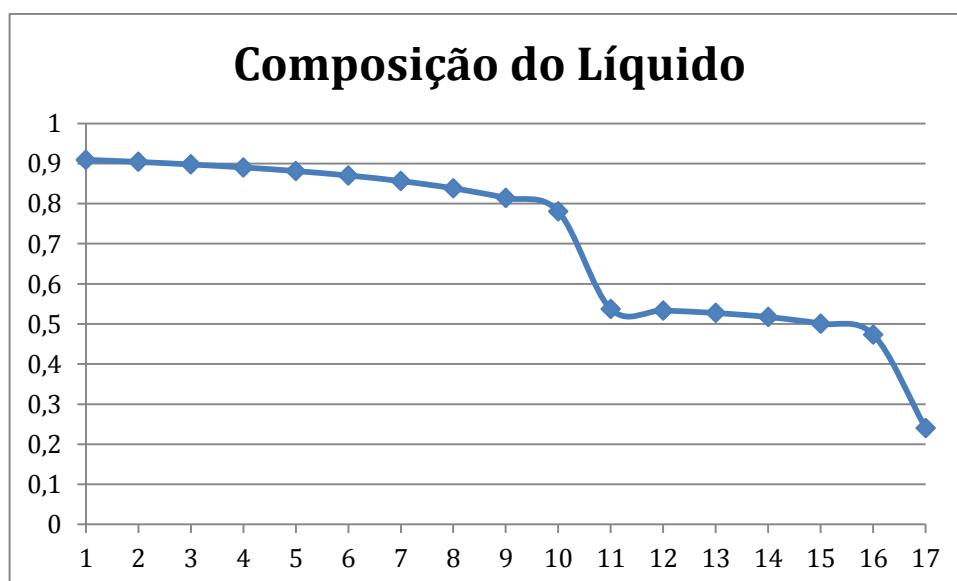
(Fonte: Acervo Pessoal).

Figura 56. Perfil de Composição da Fase Vapor para o Processo de Destilação Convencional com Alimentação de Etanol 25% (Eficiência de 45%).



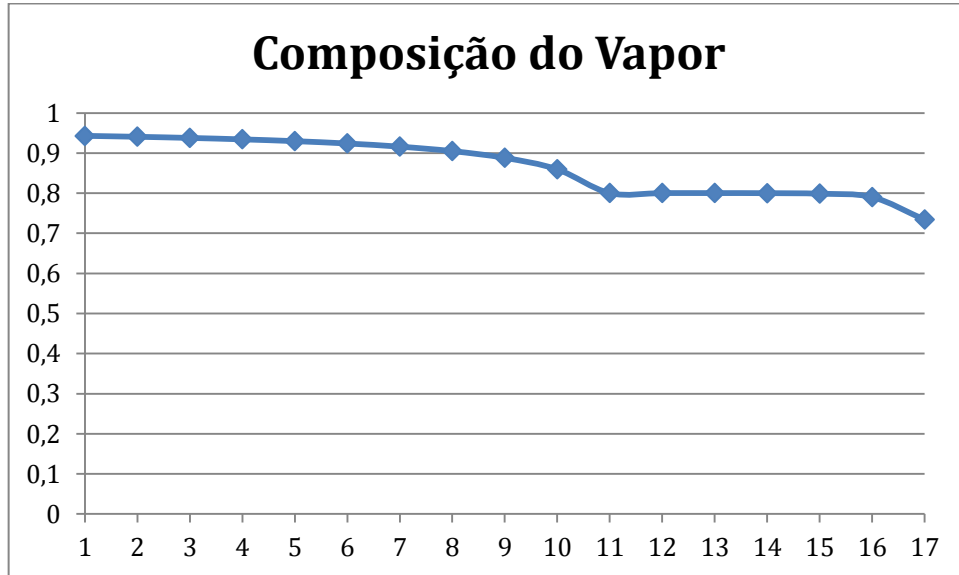
(Fonte: Acervo Pessoal).

Figura 57. Perfil de Composição da Fase Líquida para o Processo de Destilação Convencional com Alimentação de Etanol 25% (Eficiência de 45%).



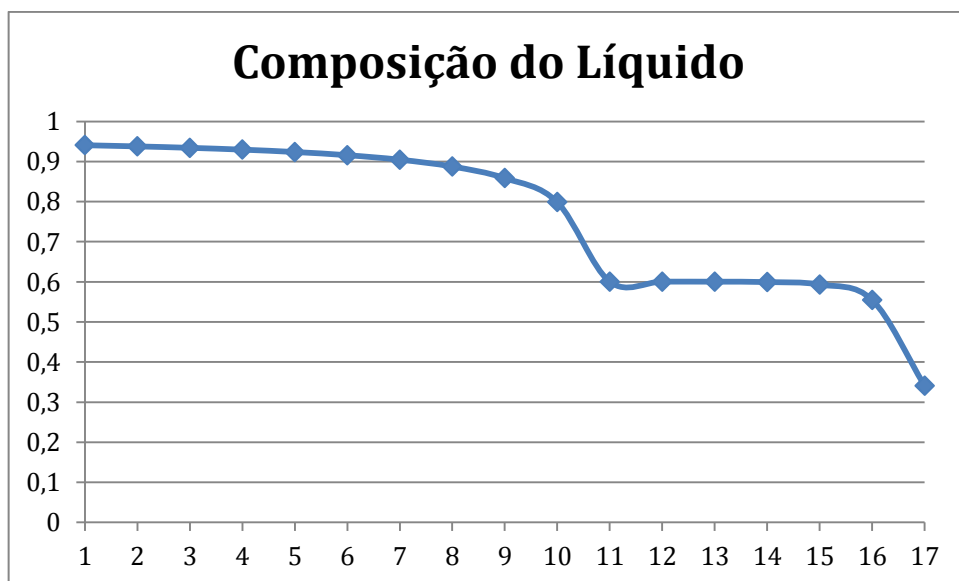
(Fonte: Acervo Pessoal).

Figura 58. Perfil de Composição da Fase Vapor para o Processo de Destilação Convencional com Alimentação de Etanol 35% (Eficiência de 100%).



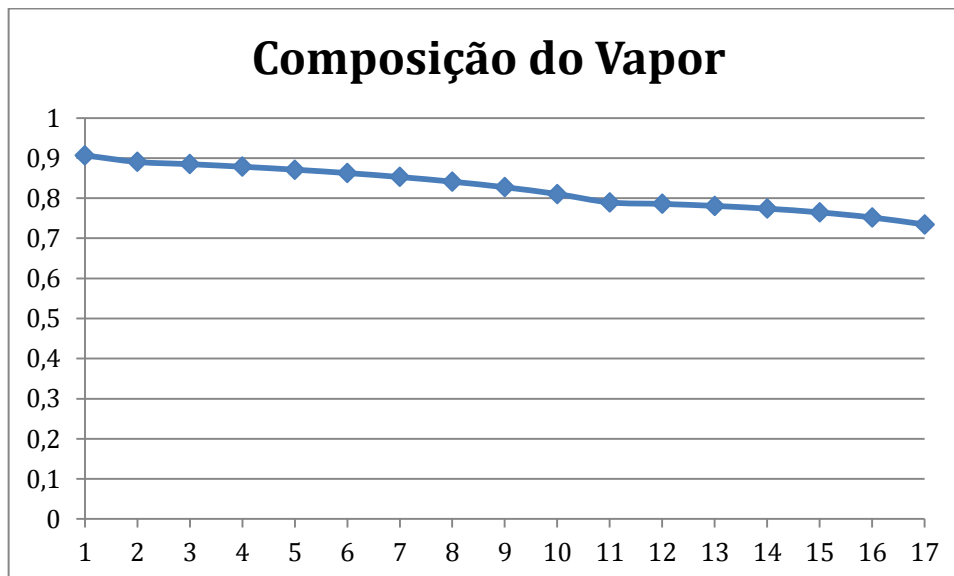
(Fonte: Acervo Pessoal).

Figura 59. Perfil de Composição da Fase Líquida para o Processo de Destilação Convencional com Alimentação de Etanol 35% (Eficiência de 100%).



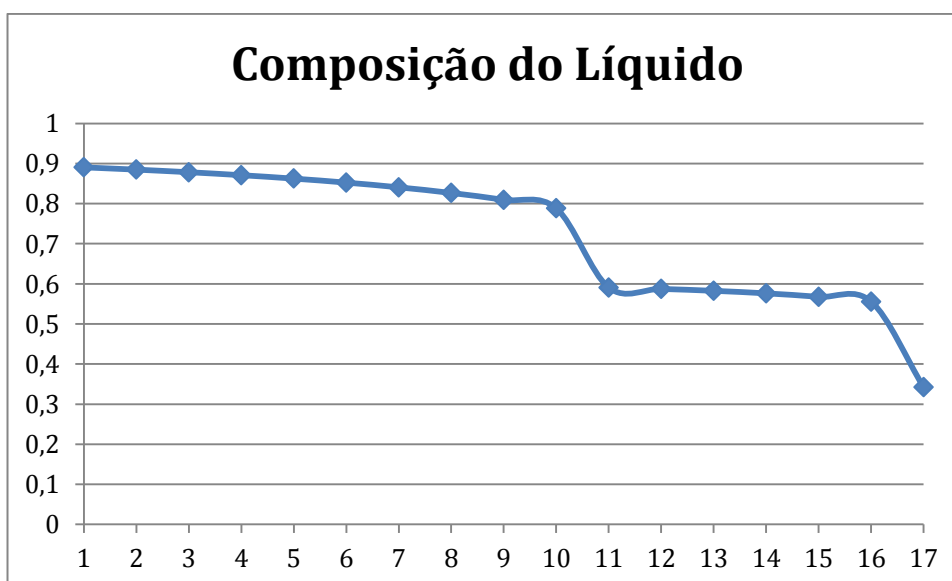
(Fonte: Acervo Pessoal).

Figura 60. Perfil de Composição da Fase Vapor para o Processo de Destilação Convencional com Alimentação de Etanol 35% (Eficiência de 30%).



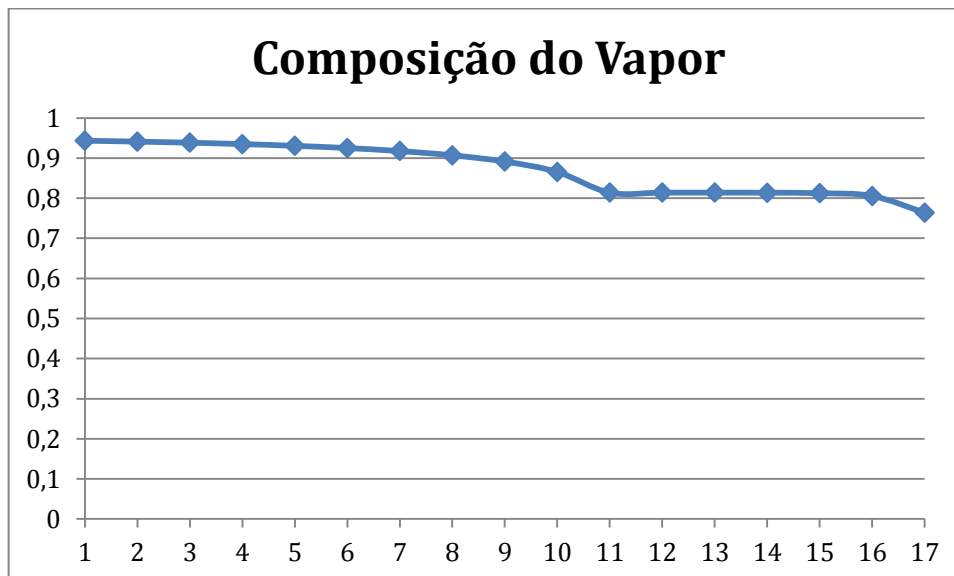
(Acervo Pessoal).

Figura 61. Perfil de Composição da Fase Líquida para o Processo de Destilação Convencional com Alimentação de Etanol 35% (Eficiência de 30%).



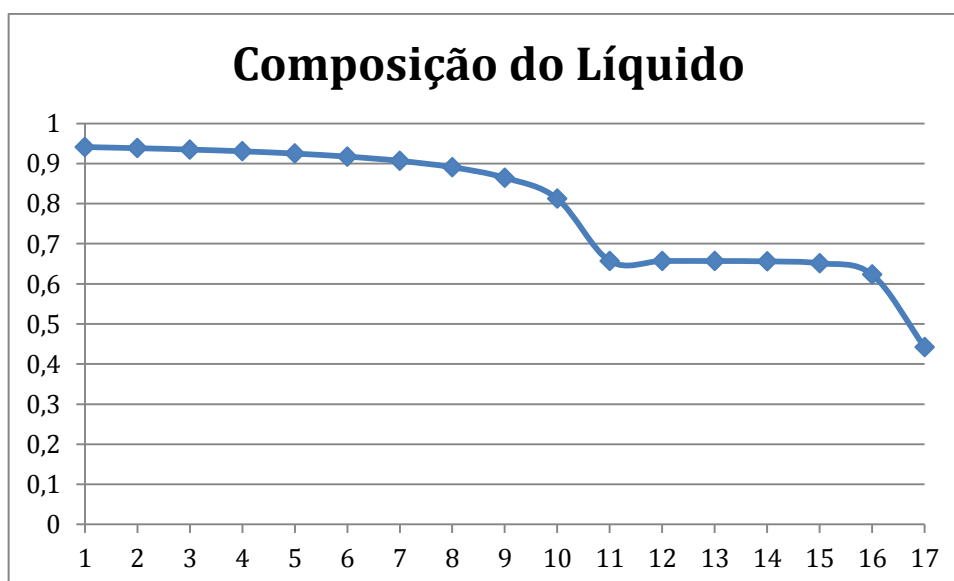
(Fonte: Acervo Pessoal).

Figura 62. Perfil de Composição da Fase Vapor para o Processo de Destilação Convencional com Alimentação de Etanol 45% (Eficiência de 100%).



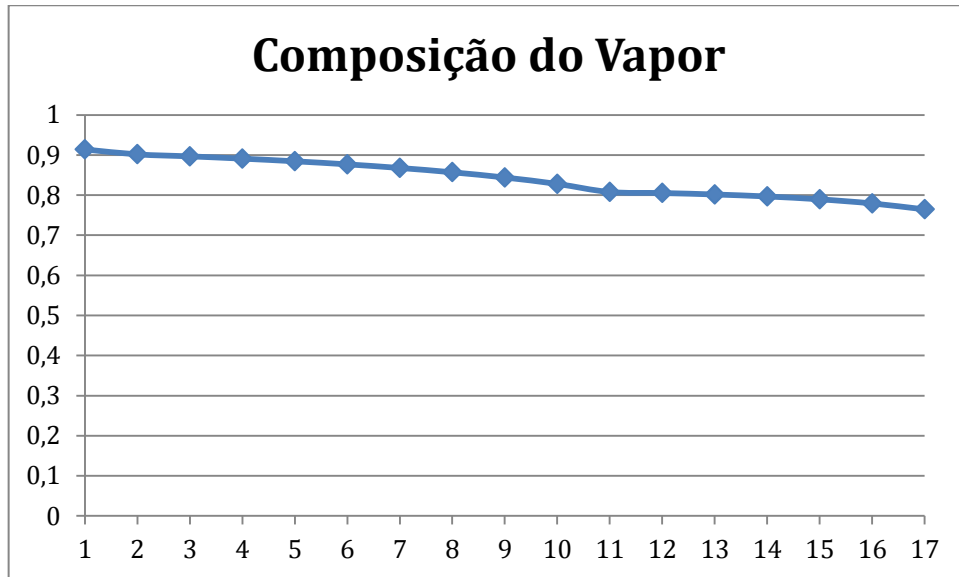
(Fonte: Acervo Pessoal).

Figura 63. Perfil de Composição da Fase Líquida para o Processo de Destilação Convencional com Alimentação de Etanol 45% (Eficiência de 100%).



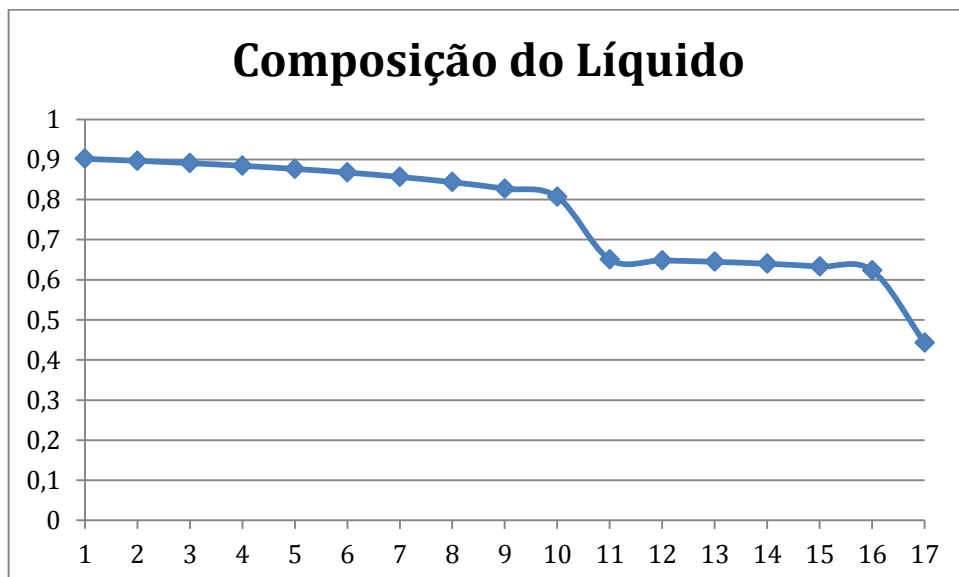
(Fonte: Acervo Pessoal).

Figura 64. Perfil de Composição da Fase Vapor para o Processo de Destilação Convencional com Alimentação de Etanol 45% (Eficiência de 35%).



(Fonte: Acervo Pessoal).

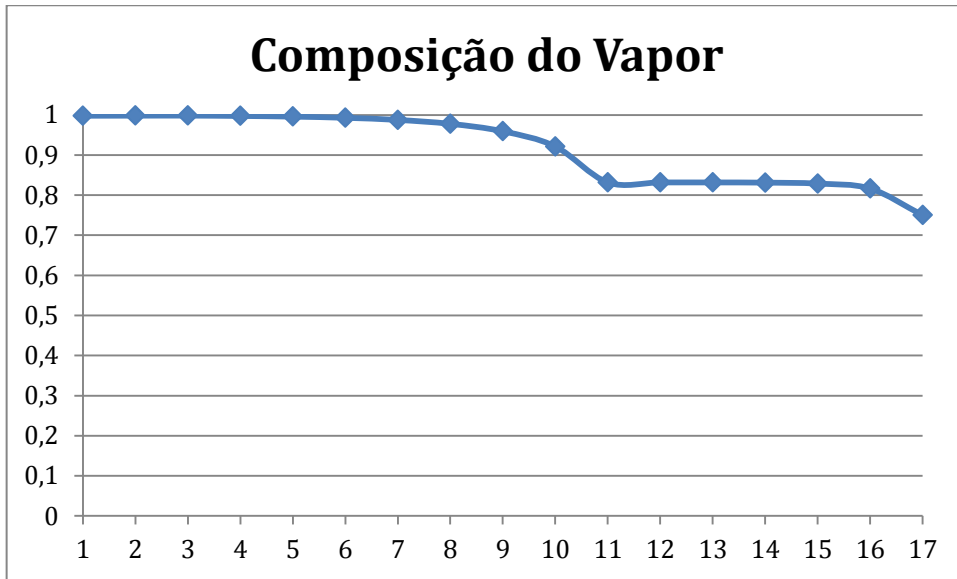
Figura 65. Perfil de Composição da Fase Líquida para o Processo de Destilação Convencional com Alimentação de Etanol 45% (Eficiência de 35%).



(Fonte: Acervo Pessoal).

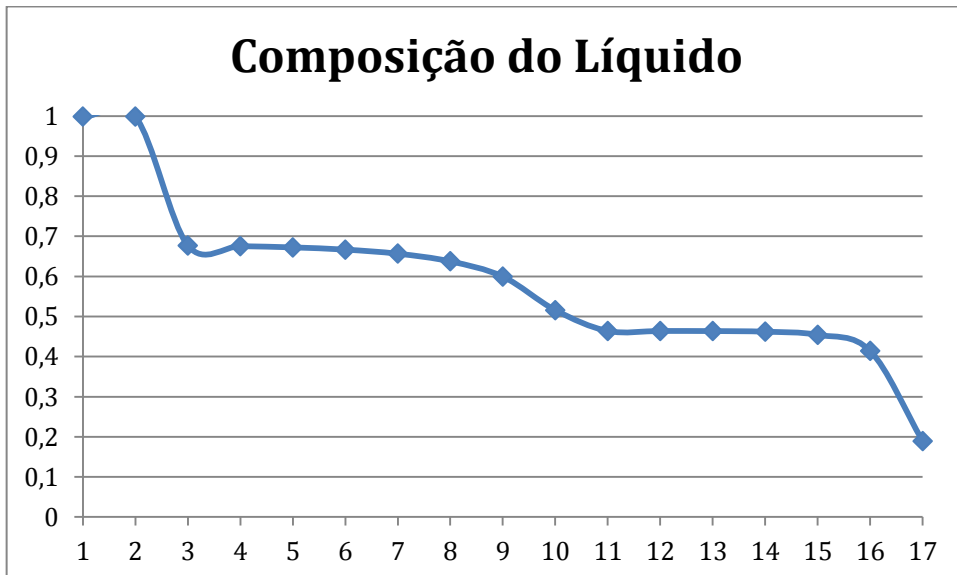


Figura 66. Perfil de Composição da Fase Vapor para o Processo de Destilação Extrativa (Eficiência de 100%).



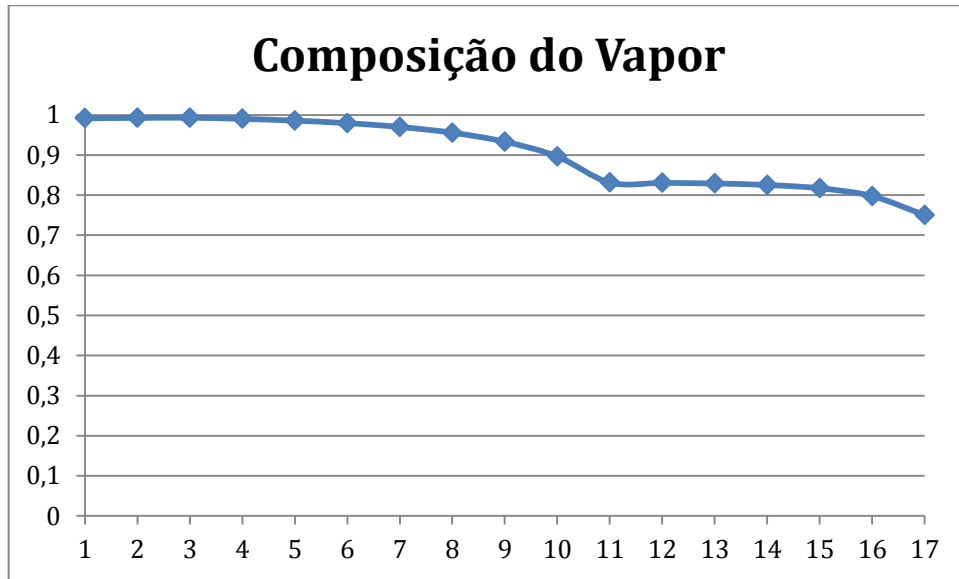
(Fonte: Acervo Pessoal).

Figura 67. Perfil de Composição da Fase Líquida para o Processo de Destilação Extrativa (Eficiência de 100%).



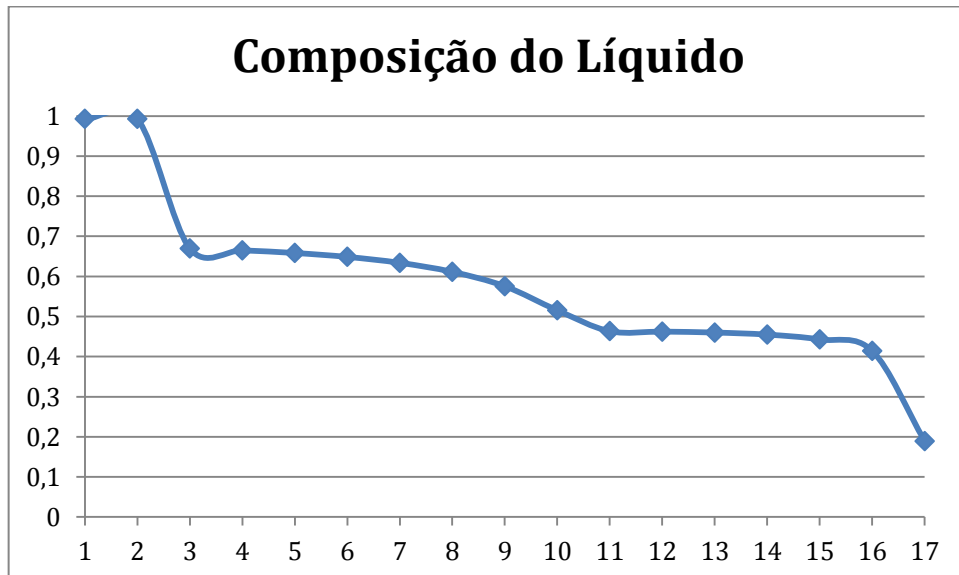
(Fonte: Acervo Pessoal).

Figura 68. Perfil de Composição da Fase Vapor para o Processo de Destilação Extrativa (Eficiência de 70%).



(Fonte: Acervo Pessoal).

Figura 69. Perfil de Composição da Fase Líquida para o Processo de Destilação Extrativa (Eficiência de 70%).



(Fonte: Acervo Pessoal).