

JULIO CESAR DE JESUZ

ANÁLISE DE UM DESTILADOR DE ÁLCOOL EM REGIME CONTÍNUO

Tese apresentada à Universidade Federal de Viçosa, como parte das exigências do Programa de Pós-Graduação em Engenharia Agrícola, para obtenção do título de *Doctor Scientiae*.

VIÇOSA
MINAS GERAIS - BRASIL

2004

JULIO CESAR DE JESUZ

ANÁLISE DE UM DESTILADOR DE ÁLCOOL EM REGIME CONTÍNUO

Tese apresentada à Universidade Federal de Viçosa, como parte das exigências do Programa de Pós-Graduação em Engenharia Agrícola, para obtenção do título de *Doctor Scientiae*.

APROVADA: 22 de dezembro de 2004.

Prof. Adílio Flauzino de Lacerda Filho
(Conselheiro)

Prof.^a Sandra Maria Couto
(Conselheira)

Prof. Roberto Precci Lopes

Dr. Sergio Maurício Lopes Donzeles

Prof. Juarez de Sousa e Silva
(Orientador)

DEDICATÓRIA

Aos meus pais;

Ao Julio (*in memorian*) e Luiza;

A minha esposa Tereza e a meus filhos Karyta Aline, Katarine, Julio Jr. e Karyne.

AGRADECIMENTOS

A Deus.

À Universidade Federal de Viçosa e ao Departamento de Engenharia Agrícola, pela oportunidade de realização deste trabalho.

À CAPES, pelo financiamento desta pesquisa.

Ao professor Juarez de Sousa e Silva, pela orientação.

Ao pesquisador Sérgio Maurício Lopes Donzeles e ao professor Roberto Precci Lopes, pelas sugestões.

Aos professores conselheiros, Adílio Flauzino de Lacerda Filho e Sandra Maria Couto.

Aos professores Catalunha e Isnard pelo apoio e incentivo.

Aos colegas da Pós-Graduação, ao colega da graduação Carlos André (Mi) e aos funcionários, José Raimundo (Zé Baixinho), pela dedicação; Sebastião (Catitú), Edson e Antônio (Inhame), pela colaboração.

BIOGRAFIA

JULIO CESAR DE JESUZ, filho de Julio de Jesus e Luiza Maria Monteiro de Jesus, nasceu em 21 de março de 1955, no Rio de Janeiro, RJ.

Em novembro de 1977, concluiu o curso em Bacharel em Ciências Náuticas no Centro de Instrução Almirante Graça Aranha (CIAGA–RJ).

Em março de 1997, ingressou, por meio de concurso público de provas e títulos, no quadro de professores substitutos da Escola Técnica Federal de Rio Pomba (CEFET-RP).

Em novembro de 1998, concluiu o curso de Licenciatura Plena em Automação, Eletroeletrônica no Centro Federal de Educação Tecnológica do Paraná, (CEFET-PR).

Em agosto de 1999, iniciou o Programa de Pós-Graduação, em nível de Mestrado, em Engenharia Agrícola na Universidade Federal de Viçosa, na área de Energia na Agricultura, submetendo-se à defesa de tese em junho de 2001.

Em fevereiro de 2000, concluiu o Programa de Pós-Graduação, "Lato Sensu", na Universidade Federal de Lavras (UFLA), especializando-se em "Eletricidade na Agropecuária, Qualidade e Conservação".

Em 2001, iniciou o programa de Doutorado na área de Energia na Agricultura, pelo Departamento de Engenharia Agrícola da Universidade Federal de Viçosa, defendendo tese em dezembro de 2004.

ÍNDICE

RESUMO.....	viii
ABSTRACT.....	x
INTRODUÇÃO GERAL.....	01
CAPÍTULO I – ANÁLISE DE UM EVAPORADOR PLANO PARA PRODUÇÃO DE ÁLCOOL.....	04
1. INTRODUÇÃO.....	04
1.1. Processo de fermentação.....	05
1.2. Biomassa para produção de álcool.....	06
1.2.1. Temperatura.....	10
1.2.2. Nutrientes.....	10
1.3. Composição do vinho.....	10
1.4. Processo da fermentação alcoólica.....	11
1.5. Processo de destilação.....	12
1.6. Destilação industrial.....	13
1.7. Destilações descontínua e contínua.....	15
1.8. Resíduos provenientes da destilação.....	17
2. MATERIAL E MÉTODOS.....	18
2.1. Definição da área de estudo.....	18
2.2. Sistema de aquecimento evaporativo para produção de álcool.....	18
2.2.1. Construção da Fornalha.....	20

2.2.2. Isolamento térmico da campânula.....	21
2.3. Matéria-prima.....	22
2.4. Vazão da mistura no evaporador.....	24
2.5. Sistema de aquisição de dados.....	24
2.6. Massa específica.....	25
2.7. Álcool retificado.....	27
2.8. Procedimentos para execução dos testes.....	28
2.9. Comparação do evaporador contínuo com o intermitente.....	29
2.10. Funcionamento do equipamento no processo de destilação.....	29
3. RESULTADOS E DISCUSSÃO.....	32
3.1. Calibração da vazão do reservatório de alimentação do destilador.....	32
3.2. Teor alcoólico em função da massa específica.....	33
3.3. Retificação do álcool das diferentes misturas.....	33
3.4. Mistura hidroalcoólica a 50 GL.....	34
3.5. Mistura hidroalcoólica a 15 GL.....	37
3.6. Retificação do álcool a 50 GL em sistema intermitente.....	40
3.7. Retificação do pré-destilado a 43 GL.....	41
3.8. Comparação do evaporador contínuo com o intermitente.....	42
 CAPÍTULO II - ANÁLISE DE TRANSFERÊNCIA DE CALOR E DE MASSA EM UM EVAPORADOR HORIZONTAL PARA DESTILAÇÃO DE ÁLCOOL.....	 45
1. INTRODUÇÃO.....	45
2. MATERIAIS E MÉTODOS.....	48
2.1. Volume de controle e nomenclatura.....	48
2.2. Casos experimentais simulados.....	50
2.3. Sub-rotina (<i>procedure</i>) de estado.....	52
2.3.1. Estado da mistura.....	52
2.4. Parâmetros de entrada do programa.....	54
2.4.1. Temperaturas e concentrações alcoólicas em cada compartimento.....	54
2.4.2. Vazões e concentrações de álcool.....	57
2.5. Balanços de massa.....	57
2.5.1. Vazão total de álcool evaporado durante o processo (TOTV).....	57

2.5.2. Concentração do álcool na saída.....	57
2.5.3. Vazão e concentração da mistura líquida em cada compartimento.....	57
2.5.4. Velocidade da mistura nos compartimentos - VEL.....	58
2.6. Taxa de transferência de calor para escoamento com ebulição.....	58
2.6.1. Transferência de calor na ebulição.....	58
2.6.2. Transferência convectiva de calor (processo sem ebulição).....	59
2.7. Propriedades da mistura.....	60
2.7.1. Constantes para combinações superfície/fluido e tensão superficial.....	60
2.7.2. Condutividade térmica.....	61
2.7.3. Viscosidade.....	61
2.7.4. Calor específico.....	62
2.7.5. Massa específica.....	62
2.7.6. Outras propriedades.....	62
2.8. Considerações.....	63
 3. RESULTADOS E DISCUSSÃO.....	 64
 CONCLUSÕES.....	 79
 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	 81
 APÊNDICE.....	 83

RESUMO

JESUZ, Julio Cesar, D.S. Universidade Federal de Viçosa, dezembro de 2004. **Análise de um destilador de álcool em regime contínuo**. Orientador: Juarez de Souza e Silva. Conselheiros: Adílio Flauzino de Lacerda Filho e Sandra Maria Couto.

Com o desenvolvimento dos carros de combustível “flex” e o preço do petróleo em alta o consumo de combustível a álcool está apontando para uma mesma direção. Seguindo este padrão crescente, o Brasil pode facilmente abastecer, com exportações, parte da demanda internacional para “combustíveis limpos”. Apesar de ter a tecnologia para produção e utilização de álcool em grandes destilarias, pouco é sabido sobre produção de álcool em termos de fazendas no Brasil. Por causa do tamanho das fazendas, os fazendeiros brasileiros têm capacidade para produzir o próprio combustível em quantidade suficiente para abastecer as demandas das fazendas e até mesmo vender o excesso produzido. A produção de álcool torna possível a geração de energia para todas as operações da fazenda, inclusive energia térmica e iluminação, aumentando a renda das propriedades familiares. Esta pesquisa tem como objetivo a análise de um sistema de evaporador contínuo para produção de álcool a ser usado em termos de fazenda. Para testar a eficiência do protótipo em destilação contínua de álcool, foram realizados experimentos com diferentes taxas de fluxo da solução, como também diferentes conteúdos de álcool na solução (15 % e 50 %). Devido à impossibilidade de se produzir a solução tradicionalmente fermentada, utilizou-se uma solução hidroalcoólica com 15 % álcool para simular o vinho de cana-de-açúcar. Outra solução com 50 % de álcool foi usada para simular o retificado de um destilado de cana-de-açúcar ou os resíduos da cachaça (cabeça e cauda da destilação). Se utilizada pelo

tradicional produtor brasileiro de cachaça, a produção de combustível a partir dos resíduos da cachaça contribuirá, significativamente, para a redução de perdas e para a melhoria da qualidade da bebida. O programa desenvolvido para simular o processo de destilação determina: (1) o total de álcool evaporado durante o processo; (2) a concentração do álcool produzido; (3) a taxa de fluxo líquida em cada compartimento do evaporador; (4) a concentração de álcool em cada compartimento do evaporador; e (5) a taxa de transferência de calor no evaporador. A eficiência do programa foi avaliada pelo erro relativo percentual em dois parâmetros: taxa de fluxo de álcool evaporado e concentração do álcool produzido para os casos testados experimentalmente. Os erros relativos médios envolvidos na taxa de fluxo e concentração de álcool produzido foram 19,6 e 30,8, respectivamente. Os erros na taxa de fluxo em cinco casos ficaram abaixo de 10 %, enquanto em termos das concentrações de álcool, também em cinco casos, os erros ficaram abaixo de 15 %.

ABSTRACT

JESUZ, Julio Cesar, D.S. Universidade Federal de Viçosa, December 2004. **Analysis of a continuous-regime alcohol distiller**. Adviser: Juarez de Souza e Silva. Committee members: Adílio Flauzino de Lacerda Filho and Sandra Maria Couto.

With the development of "flex fuel" cars and the rising of petroleum price, the alcohol fuel consumption is pointing to the same direction. Following the growing pattern, Brazil can easily supply, with exportations, part of the international demand for "clean" fuels. In spite of having the know-how for alcohol production and utilization in big distillation plants, little is known about alcohol production at farm level in Brazil. Because of farm size, Brazilian farmers have the capacity to produce their own fuel in sufficient amount to attend the farm demands and even to sell the excess produced. For family farms, the alcohol production makes energy supply possible for all farm operations including thermal energy and illumination, increasing the farm income. The objective of this research was to analyze a continuous evaporator system for alcohol production to be used at farm level. In order to test the prototype efficiency in continuous distillation of alcohol, experiments were accomplished with different solution flow rates as well as different alcohol content in the solution (15 % and 50 %). Due to the impossibility for producing the traditionally fermented solution, the sugar cane wine was simulated with a hydro alcoholic solution with 15 % alcohol. The solution with 50 % alcohol was used to simulate the rectifying of a low proof distilled from sugar cane or liquor sub product (head and tail from distillation). If utilized by the traditional Brazilian liquor (cachaça) producer, the production of alcohol fuel from the residues will contribute significantly for loss reduction and improvement of liquor quality. The developed program to simulate the distillation process determines: (1) the

total amount of alcohol evaporated during the process; (2) the concentration of produced alcohol; (3) the liquid flow rate in each evaporator compartment; (4) the concentration of alcohol in each evaporator compartment and (5) the rate of heat transfer in the evaporator. The program efficiency was evaluated by percent relative error in two parameters: flow rate of evaporated alcohol and concentration of the produced alcohol for the cases tested experimentally. The average percent relative errors involved in the flow rate and concentration of produced alcohol were 19.6 and 30.8, respectively. The errors in the flow rate of five cases were lower than 10 %, while, in terms of the alcohol concentrations in 5 cases were lower than 15 %.

INTRODUÇÃO GERAL

A partir da primeira crise do petróleo, na década de setenta, a utilização de energia renovável tem sido incentivada. Nesse contexto, foi lançado no Brasil o Pró – Álcool (Programa Nacional do Álcool), que visou à inclusão do álcool carburante na matriz energética nacional. As metas de então foram a produção de cerca de 11 bilhões de litros anuais. Esta produção foi utilizada, principalmente, para substituir a gasolina em veículos automotores e para adição à gasolina (anti-detonante).

Na década de oitenta, a produção de carros a álcool chegou a mais de 90 % do total de automóveis fabricados no Brasil. Em razão de problemas políticos, o programa foi praticamente desativado e o número de veículos fabricados que ainda utilizam apenas o álcool carburante ficou abaixo de 5 %. Mesmo assim, o Brasil tem sido apontado como o país que implementou o maior programa de uso de fontes renováveis de energia, graças ao Pró-Álcool. Vale lembrar que a produção de álcool é usada para mistura na gasolina e que os derivados da cana-de-açúcar representam, em 2003, mais de 10 % do uso de energia primária no Brasil.

Mais recentemente, as pessoas têm sido despertadas para questões não somente energéticas, mas também ambientais. Prova disso foram as notáveis reuniões da liderança mundial que na RIO-92, em Kioto no ano de 2002, em Joanesburgo e na RIO+10 declararam a importância de diminuir os níveis de gases indutores de efeito estufa. Nesse contexto, a revitalização do programa nacional do álcool certamente contribuirá para a redução desses gases, em razão do sequestro de carbono pela plantação de cana-de-açúcar.

É notório o aumento do mercado do álcool no cenário mundial. Diversos países têm a intenção de adicionar percentuais crescentes de álcool à gasolina com a finalidade

de diminuir a poluição em suas cidades. Além disso, a apropriação a tecnologia do Pró-Álcool permite levar a horizontes mais otimistas quanto à possível revitalização do uso do álcool de forma mais agressiva na matriz energética nacional. Neste particular, evidencia-se o desenvolvimento, pela indústria automobilística, do veículo com motor híbrido gasolina e álcool, que poderá usar quaisquer proporções de mistura dos dois combustíveis sem alterar o desempenho do veículo, permitindo otimizar o benefício.

Uma política de flexibilização ou quebra do monopólio de distribuição do álcool pela estatal Petrobrás está sendo vista como o fator que influenciará positivamente o uso do álcool carburante. Essa flexibilização permitirá que o álcool não seja, necessariamente, levado às distribuidoras de derivados de petróleo para ser distribuído, mas que ocorra a distribuição, dentre outras formas, diretamente aos postos de combustíveis das redes credenciadas.

A destilação do álcool é um processo usado para separar os componentes de uma solução líquida e depende da distribuição dos vários componentes entre as fases de vapor e líquida. A fase de vapor é criada da fase líquida pela sua vaporização no ponto de ebulição. O requerimento básico para a separação dos componentes é que a composição do vapor seja diferente da composição do líquido com o qual ele se encontra em equilíbrio no ponto de ebulição do líquido.

Vaporização e condensação são os dois processos de mudança de fase que podem ocorrer em uma interface sólido-líquido e sólido-vapor, respectivamente. Nestes casos, os efeitos do calor latente, associados à mudança de fase, são significativos. Segundo INCROPERA e WITT (1992), a ebulição e a condensação envolvem movimento de fluido e por isso são classificadas como espécies de modos convectivos de transferência de calor. Devido à mudança de fase, é possível a transferência de calor do fluido, ou para o fluido, sem alteração da sua temperatura.

Na ebulição e na condensação é possível conseguir taxas elevadas de transferência de calor com pequenas diferenças de temperatura. Como em uma convecção simples, de acordo com PITTS e SISSOM (1977), um coeficiente de transferência de calor h é usado para relacionar o fluxo de calor e a diferença de temperatura entre a superfície aquecedora (T_s) e o líquido saturado (T_{sat}). Entretanto, os processos de mudança de fase envolvem variações de densidade, viscosidade, calor específico e condutividade térmica do fluido. O calor latente é liberado no caso da condensação e absorvido na vaporização.

As determinações dos coeficientes de transferência de calor na ebulição e na condensação são bem mais complicadas do que para processos convectivos com uma

única fase. Assim, a maioria dos cálculos envolvendo a ebulição e a condensação é realizada por meio de correlações empíricas.

Uma aproximação simplificada para a determinação da transferência de calor em escoamento com ebulição é feita pela adição dos efeitos (a) convectivo (convecção natural ou forçada sem o efeito de ebulição, $\frac{q}{A}|_{\text{conv}}$) e (b) de ebulição ($\frac{q}{A}|_{\text{ebu}}$).

Quando um fluido encontra-se em um recipiente cuja face inferior é aquecida, para taxas pequenas de adição de calor, vapor se formará na superfície livre. À medida que o fluxo de calor aumenta, bolhas se formam na região de aquecimento e mudam de tamanho enquanto se movimentam para cima no fluido, em adição da vaporização na superfície livre. A formação de bolhas, com a agitação provocada, é denominada de ebulição.

Se o recipiente encontra-se sobre uma superfície que é mantida a uma temperatura acima da temperatura de saturação do líquido, a ebulição pode ocorrer e o fluxo de calor dependerá da diferença entre as temperaturas da superfície e a temperatura de saturação (HOLMAN, 1976).

De acordo com o exposto, este trabalho teve como objetivos: (a) analisar um sistema de aquecimento evaporativo para a produção de álcool, em regime contínuo, para uso em fazendas; (b) desenvolver de um programa de simulação para o dimensionamento e otimização do sistema.

CAPÍTULO I

ANÁLISE DE UM EVAPORADOR PLANO PARA PRODUÇÃO DE ÁLCOOL

1. INTRODUÇÃO

O álcool, se visto como uma alternativa para a geração de empregos em um País com excesso de mão-de-obra, como o Brasil, pode gerar divisas internas e economia com a importação de combustíveis fósseis. Deve-se salientar o aspecto ambiental, visto que o álcool gera menor quantidade de resíduos tóxicos, contribuindo dessa forma para um controle da poluição do globo terrestre.

No que se refere ao uso do álcool combustível, este pode ser utilizado em motores de ciclo Otto ou Diesel. Nos motores de ciclo Otto, o álcool pode ser utilizado por meio da mistura de álcool anidro com gasolina ou puro, na forma de álcool hidratado. Em motores diesel, ele pode ser utilizado de quatro formas: mistura de álcool com emulsificantes; mistura de álcool com óleo diesel; em motor com duplo sistema de injeção, um para o álcool e outro para o óleo diesel; na instalação de sistema de carburação para misturar o álcool ao ar aspirado pelo motor.

Este produto pode ser obtido, principalmente, por síntese química, o que não é comum no Brasil devido ao preço de produção. Quando obtido por fermentação alcoólica, em que açúcares de diferentes matérias-primas são desdobrados em álcool e dióxido de carbono, por ação dos chamados fermentos alcoólicos ou leveduras. No segundo caso, o líquido alcoólico obtido é destilado em alambiques ou, modernamente, em colunas especiais, sendo obtido álcool com maior ou menor porcentagem de água.

Se o teor de álcool for de 80 % ou mais, o líquido é chamado de álcool e se for apenas ao redor de 50 % é denominado aguardente, que é geralmente usada como bebida.

1.1. Processo de fermentação

Fermentação alcoólica é a transformação de açúcares em álcool etílico (etanol) e gás carbônico (CO_2) pela ação de um determinado grupo de organismos unicelulares denominados leveduras. Os mais importantes e usados na produção do etanol são os do gênero *Saccharomyces*. Esses organismos são desenvolvidos para propiciar fermentação uniforme, rápida e com alto rendimento de etanol. As leveduras devem ser tolerantes a grande variação de temperatura, nível de pH e altas concentrações alcoólicas. Elas podem se desenvolver na presença ou na ausência de oxigênio e, em um ciclo normal de fermentação, usam o oxigênio do início do processo até que ele seja todo consumido. Somente durante o período anaeróbio é que as leveduras produzem o etanol.

Apesar de as células de leveduras resistirem a um ambiente anaeróbio, elas são essencialmente aeróbias. Por essa razão, na preparação do “pé de cuba” ou “pé de fermentação”, deve-se arejar o mosto para que ocorra a máxima produção de células. Já no caso da fermentação propriamente dita, deve-se evitar a aeração para se obter o máximo em álcool e o mínimo em crescimento celular.

A falta do controle de temperatura, que é um fator importante na conversão de açúcar em etanol causa reações indesejáveis e altera o rendimento e a qualidade do produto final, quer seja na produção de aguardente como na produção de etanol.

A fermentação inicia-se logo após a adição do fermento ao caldo. Todavia, existem três fases da fermentação depois de adicionado o fermento:

1. Na fase inicial os organismos vão se adaptando ao novo ambiente e começam a crescer. Nesta fase, o mosto, mesmo sem ter sido arejado, ainda contém uma determinada quantidade de oxigênio para facilitar o início do desenvolvimento das leveduras. O aumento de temperatura nesta fase é insignificante e não se nota formação de bolhas, que caracterizam o desprendimento de gás carbônico;
2. Após 30 minutos, as leveduras começam a se reproduzir rapidamente e o número de organismos aumenta exponencialmente. Dióxido de carbono (CO_2) é liberado em grandes quantidades, com borbulhamento intenso. Com o prosseguimento da fermentação, o fermento tende a se aglomerar (floculação). Essa fase é conhecida como fermentação principal ou tumultuosa em que se nota um aroma agradável e

característico. É nessa fase que, a temperatura e o teor alcoólico aumentam, com correspondente redução no teor de açúcar do mosto;

3. A última fase é a estacionária. O alimento começa a ficar escasso e a taxa de crescimento é reduzida. A produção de gás carbônico diminui e o fermento precipita.

As três fases da fermentação alcoólica têm duração máxima de 36 horas. Durante a fermentação tumultuosa, em que ocorre um grande desprendimento de CO₂, principalmente, que se torna necessário o controle da temperatura através da refrigeração interna ou externa das dornas (CLEMENTE, 1995).

Além da necessidade de se preparar adequadamente o caldo, o sucesso do processo de fermentação só será alcançado quando mantido o controle adequado da higiene, da temperatura e das instalações que compõem a destilaria.

1.2. Biomassa para produção de álcool

O etanol pode ser produzido pelo processo de fermentação de quatro tipos básicos de matéria-prima:

1. **Matéria-prima açucarada** – produto no qual o carboidrato está presente na forma simples, com moléculas de seis a doze cadeias de carbonos. Dentre as matérias-primas que contêm as substâncias diretamente fermentáveis estão a cana-de-açúcar, beterraba e frutas, mel, etc. A cana-de-açúcar é uma das matérias-primas açucaradas que apresentam maior viabilidade econômica. Como o processo é de simples conversão de energia, ela é considerada uma matéria-prima ideal para a produção de álcool combustível em nosso país.
2. **Matérias-primas amiláceas** – entre os materiais que contêm carboidratos mais complexos, como o amido, que podem ser transformados por hidrólise com ácido ou por ação de enzimas em moléculas simples com seis ou doze carbonos, estão o milho, o sorgo, as batatas e a mandioca. Tais produtos, muito ricos em amido e amplamente difundidos no Brasil, podem, depois da cana-de-açúcar, ser considerados os mais viáveis economicamente para a produção de álcool combustível.
3. **Matérias-primas celulósicas:** as matérias celulósicas de maior importância na produção de álcool são os resíduos agrícolas e a madeira. A produção de álcool de celulose é mais complexa quando comparada com o processo de matérias-primas açucaradas e amiláceas.

4. **Matérias-primas fermentadas:** são constituídas por matérias já fermentadas (vinho e cerveja) e destiladas (aguardentes). Nesse caso, o álcool já se encontra presente e a sua separação é feita por simples destilação. Tais matérias-primas não constituem uma fonte normal de produção econômica de álcool, sendo utilizadas apenas em alguns casos, como, por exemplo, quando grandes volumes de bebidas se tornam impróprias para o consumo humano.

Para uma matéria-prima ser considerada economicamente viável, deve-se levar em conta os seguintes requisitos: teor do elemento fermentável, custo de produção, custo de transformação, disponibilidade e custo do transporte.

Embora o álcool possa ser obtido a partir de diferentes fontes alternativas, como anteriormente mencionadas, a cana-de-açúcar, pela maneira como é cultivada, é a matéria-prima mais importante e mais aconselhada para a produção de álcool no Brasil.

Quando o produtor de aguardente quer manter a qualidade de seu produto, ele deve tratar a fermentação de forma artesanal e, pois como dito anteriormente, a fermentação se processa pela ação de leveduras que transformam o açúcar do caldo, em sua maior parte, em etanol e gás carbônico.

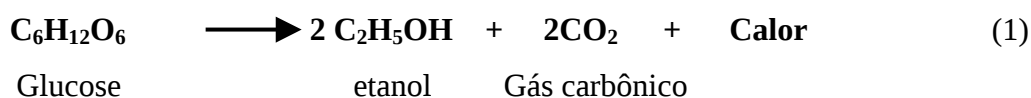
Caso o produtor queira produzir aguardente, álcool combustível ou pré-destilado para retificação posterior, usando um mesmo material fermentado, ele deverá manter, além de um controle rigoroso no processo, um fermento artesanal com o desenvolvimento de microrganismos específicos. Evitando a contaminação do vinho com microrganismos inadequados, a qualidade da aguardente será mantida. Por outro lado, não se deve esperar um alto rendimento em álcool.

Um processo adequado seria armazenar os resíduos (cabeça e cauda) da fabricação de aguardente de qualidade para serem destilados para a produção exclusiva de álcool combustível, cujo vinho deverá ser produzido a partir de um fermento industrial de qualidade. Por questões de conveniência, um pequeno produtor deveria optar pela produção de álcool combustível com o mesmo tipo de vinho utilizado para a produção de aguardente, pois, mesmo que isto acarrete menor rendimento na produção de álcool, o padrão de qualidade da aguardente para o mercado consumidor será mantido, sem mudanças no seu processo produtivo.

O químico francês Louis Pasteur comprovou que a fermentação é provocada pelo processo vital de microrganismos. Para suas condições de trabalho, o químico obteve, a partir de 100 gramas de glicose, 48,5 gramas ou 61 mililitros de etanol a 15 °C. Comparativamente com os resultados atuais, obtidos utilizando-se tecnologia avançada em laboratório, os de Louis Pasteur foram excelentes.

Convém ressaltar que, mesmo com os grandes avanços da ciência, o rendimento usado por Louis Pasteur é usado na avaliação da eficiência da fermentação, sendo conhecido como Rendimento de Pasteur.

Outro método para se calcular a eficiência do processo de fermentação, de forma científica, é relacionar o teor alcoólico real da destilação com o valor teórico da equação de Gay Lussac, equação (1). Na equação clássica de Gay Lussac, os açúcares redutores ou invertidos, a *d*-glicose e a *d*-frutose (monossacarídeo) são fermentados para a formação do álcool e liberação de gás carbônico. A diferença entre os dois métodos se deve às perdas no processo produtivo, tendo como causa principal o consumo de açúcar por microrganismos indesejáveis ao processo de fermentação e evaporação (LIMA, 2002).



Os rendimentos acima são impossíveis de se conseguir na prática, pois o processo de fermentação é muito complexo para ser descrito por uma reação química de biodegradação como a de Gay Lussac. O rendimento que se pode esperar, na prática, vai depender, dentre outros fatores, do tipo da destilaria, do tipo de levedura e, principalmente, do gerenciamento empregado (será detalhado mais adiante).

As dornas de fermentação ou reservatórios onde se processa a fermentação devem ser construídas em aço carbono ou aço inoxidável, possuir fundo cônico, serpentina para controle de temperatura do vinho, possuir agitadores e serem instaladas em bases suspensas. As dornas principais devem ser dispostas uma ao lado da outra na sala de fermentação, mantendo-se um espaçamento entre elas para facilitar a movimentação livre de uma pessoa..

A sala de fermentação deve ser arejada e de fácil acesso para facilitar a lavagem e a higienização total da sala. CHAVES (2002) evidenciou os cuidados na construção da sala de fermentação, tendo em vista a necessidade de limpeza e de estabilidade de temperatura.

Antes de iniciar o processo de fermentação deve-se tomar os seguintes cuidados:

- Escolher cana madura e de boa qualidade e sem palha;
- Manter boa higiene das moendas;

- Moer a cana no máximo 48 horas depois do corte (melhor seria moer no mesmo dia da colheita);
- Coar com peneira fina para separação do bagacilho;
- Fazer uma cuidadosa decantação para separação de materiais pesados existentes no caldo;
- Caso o processo seja executado unicamente para a produção de álcool, fazer a esterilização do caldo por meio de aquecimento e resfriamento;
- Caldo com teor de açúcar acima de 16 Brix está sujeito a fermentação com atraso ou incompleta. Ao atingir 16 % de álcool no vinho, as atividades das leveduras são paralisadas e, caldo muito abaixo de 16 Brix apresenta baixo rendimento em álcool, o que implica em aumento dos custos da destilação;
- Quando o teor de açúcar estiver acima de 16 Brix, deve-se fazer uma diluição para esse valor, conforme equação (2), mantendo a temperatura do caldo na faixa de 25 a 30 °C. Normalmente, o teor de açúcar de um caldo de cana madura e de boa qualidade é de 22 Brix.

$$\text{Volume Total} = \frac{\text{Volume do Caldo} \times \text{Brix do Caldo}}{\text{Brix Desejado}} \quad (2)$$

- Para evitar contaminação, fazer a diluição com água potável de boa qualidade; e
- Fazer a correção da acidez para pH entre 4,5 e 5 (um bom fermento desenvolve melhor nessa faixa). As seguintes correções devem ser realizadas: (a) para pH abaixo de 4, adicionar ao mosto um produto alcalino como o bicarbonato de sódio ou hidróxido de sódio, essa correção diminui a produção de ácidos superiores; e (b) caso o pH esteja acima de 5, adicionar ácido cítrico comercial ou, de uma forma mais artesanal, usar o caldo de limão, que reduzirá a produção de ácido acético e de furfural.

O rendimento, em caldo, que se espera de uma cana de qualidade e utilizando moendas de média capacidade é de aproximadamente 600 litros por tonelada. Com fermentação e destilação normal, pode-se obter, em média, 60 litros de álcool.

Seguindo todas as etapas mencionadas, tem-se o que é classicamente denominado de mosto, que é a solução considerada ideal para o início do processo de fermentação. O controle adequado desse processo resultará no êxito do processo de destilação, no qual é recuperado o álcool formado durante a fermentação do mosto (LIMA, 1999).

1.2.1. Temperatura

Durante a fermentação, o metabolismo das leveduras libera 11,7 kcal por quilo de substrato consumido (LIMA 2002). A temperatura é um fator importante, pois influencia o processo de transformação, podendo, dependendo do seu valor, causar a morte das leveduras. Há divergências entre autores no que diz respeito ao valor ótimo da temperatura a ser usada no processo de fermentação. O conhecimento desta grandeza é de suma importância, pois irá definir, dentro de margens ideais, uma maior produção de álcool.

1.2.2. Nutrientes

O caldo de cana, pobre em proteínas e sais minerais, necessita de adição complementar de nutrientes para que a fermentação ocorra satisfatoriamente. Essa adição deve ser realizada em proporções específicas para cada processo. Segundo CHAVES (2002), a suplementação é feita com o fubá de milho integral (5 kg), farelo de arroz (1 kg) e farelo de soja (2 kg) para cada mil litros de mosto. Cabe observar que a adição excessiva desses nutrientes aumenta a produção de produtos secundários, influenciando o rendimento do fermento.

1.3. Composição do vinho

Após a fermentação, o mosto fermentado recebe a denominação de vinho e apresenta uma constituição variável, envolvendo substâncias gasosas, sólidas e líquidas. As primeiras são representadas, principalmente, pelo dióxido de carbono dissolvido em pequena proporção no vinho. As sólidas se fazem presentes pelas células de leveduras, bactérias, sais minerais, açúcares não-fermentados e impurezas não-filtradas depois da moagem que ficam em suspensão. A água e o etanol são as substâncias líquidas mais importantes presentes nos vinhos. Produtos secundários como aldeído acético, ácido succínico, ácido acético, ácido lático, ácido burítico, ésteres, álcoois superiores e, às vezes, o furfural estão presentes. A água e o etanol, nos vinhos comuns, são encontrados em percentagens que variam, respectivamente, de 88-93 % a 7-12 % (BORZANI, 1988).

O vinho, quando a leitura do Brix for aproximadamente zero, deve ser destilado imediatamente, independentemente da sua finalidade, para evitar que o álcool se transforme em vinagre e provoque variações na qualidade do produto final (CHAVES, 2002).

1.4. Processo da fermentação alcoólica

A variação dos processos fermentativos, na prática, só pode ser estimada com segurança por tentativas. A partir de resultados obtidos em escala de laboratório, procura-se determinar as condições de trabalho favoráveis em fermentadores de maior capacidade. Conhecendo esses resultados, dimensiona-se valores semelhantes para tanques de maior capacidade, estabelecendo as melhores condições de operação (BORZANI, 1988).

A fermentação na indústria de álcool pode ser conduzida por vários processos, tais como:

Processo de fermentos individuais: processo em que se produz a quantidade de fermento necessária para cada dorna, o qual é eliminado ao término da fermentação pelo vinho. Esse processo só é usado quando as características do mosto não permitem o reaproveitamento do fermento. Evidentemente, em tal processo, há um gasto adicional de açúcar para a produção do fermento.

Processo de cortes: consiste em iniciar a fermentação com fermento em uma dorna a que, posteriormente, em plena atividade, terá o seu conteúdo dividido para ceder metade à outra dorna. Posteriormente, a dorna da qual se retirou a metade do volume é completada com o mosto corrigido, deixa-se fermentar até o final e depois o vinho é destilado. A outra dorna, que recebeu a metade do volume do mosto da dorna anterior, é realimentada também com o mosto corrigido. Na prática, adota-se como ponto de corte o momento em que o Brix do mosto em fermentação cair para cerca da metade do Brix de alimentação. A proporção do corte deve ser efetuada sob cuidados para evitar a excessiva passagem de fermento de uma dorna para a outra, diminuindo assim a quantidade de leveduras e, conseqüentemente, aumentando o tempo de fermentação. Este processo é comum nas destilarias, no início da safra, para dar início a outros processos.

Processo de decantação: é um processo intermitente de fermentação em que se faz a recuperação de grande parte do fermento utilizado através da decantação, sendo esse fermento remanescente utilizado como pé-de-cuba para a fermentação subsequente.

É um processo muito empregado em destilarias de aguardente e que está sendo usado novamente nas destilarias de álcool para produção em pequena escala, como nas microdestilarias (HORII, 1980).

Processo Melle-Boinot: Este processo foi idealizado com base no fato de que, uma vez atingida uma certa concentração, a levedura não se multiplica, cessando as funções reprodutivas e iniciando as funções fermentativas. Assim, neste processo, separam-se a partir do vinho, por meio de centrífugas especiais, duas fases: leite de levedura, mais densa e rica em células de levedura e outra, mais fluida que é enviada para a destilação (HORII, 1980).

Processo de fermentação contínua: nesse processo, o mosto entra continuamente na dorna de fermentação e, ao mesmo tempo, o vinho também sai continuamente com todos os açúcares transformados em etanol. Esse processo não é ainda industrialmente utilizado no Brasil devido a dificuldades, tal como a de manter um funcionamento normal, sem interrupções freqüentes.

Em qualquer desses processos, a alimentação do mosto nas dornas deve ser feita cuidadosamente para evitar concentrações excessivas de açúcares e sais no meio, pois estas podem causar inibição das enzimas fermentativas das células das leveduras. O enchimento de uma dorna, independentemente do seu volume, deve ser realizado em algumas horas e, durante este tempo, deve-se controlar a vazão de alimentação segundo o ritmo de consumo de açúcares, medido usualmente em Brix. O aumento do tempo de fermentação significa necessidade de maior volume nas dornas e, conseqüentemente, maior mão-de-obra, menor produtividade, maior gasto de água, equipamentos, além de maior risco de infecção, qualquer que seja o processo (HORII, 1980).

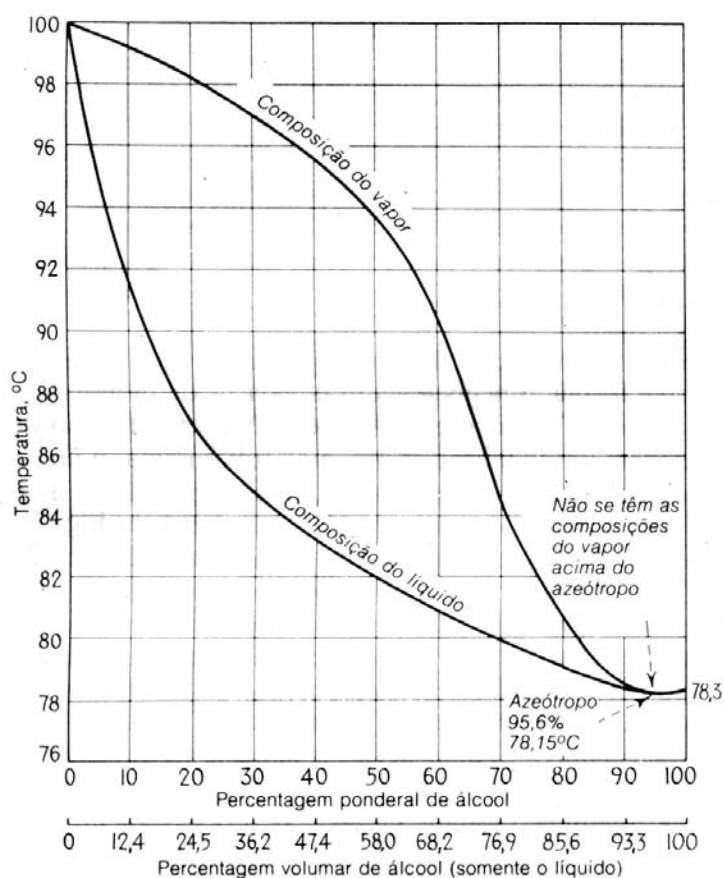
1.5. Processo de destilação

A finalidade da destilação é a separação de líquidos que apresentam temperaturas de ebulição diferentes. No caso de uma mistura hidroalcoólica, o álcool etílico apresenta uma temperatura de ebulição de 78,15 °C e a água, nas mesmas condições, de 100 °C (Figura 1). O aquecimento da mistura, até uma temperatura adequada, proporcionará a mudança de estado do álcool de líquido para vapor e, posteriormente, para o estado líquido (condensação), após submeter o vapor ao resfriamento.

Neste processo busca-se a recuperação de álcool dentro dos padrões de qualidade estabelecidos, em níveis compatíveis com os equipamentos e atendendo às

metas de produção. Para uma operação eficiente dos equipamentos, devem-se controlar as temperaturas nas diversas fases do processo, bem como as vazões de alimentação da água de refrigeração e dos trocadores de calor.

O processo de destilação sucessiva proporciona um álcool etílico mais concentrado. A separação das substâncias de uma só vez é impossível, pois a temperatura de ebulição de uma mistura álcool-água varia conforme o teor de cada componente desta mistura (CLEMENTE, 1995).



Fonte: Shreve, R. Norris (1980).

Figura 1. Composição do vapor e do líquido do sistema água-álcool, a 760 mmHg, em função da temperatura.

1.6. Destilação industrial

Para obtenção de etanol industrial com concentração entre 96 e 97 % de álcool em volume, isento de impurezas, fraciona-se o destilado em álcool de primeira e álcool

de segunda, separando-se os álcoois superiores como subproduto e os outros componentes secundários (aldeídos, bases voláteis, ésteres e ácidos).

No ramo industrial, o álcool pode ser aplicado em várias situações, como na indústria farmacêutica, na indústria de perfumes e cosméticos, para fins de corantes, na fabricação de vernizes e lacas, no preparo de materiais explosivos, na fabricação de matérias plásticas, entre outros (RASOVSKY, 1973).

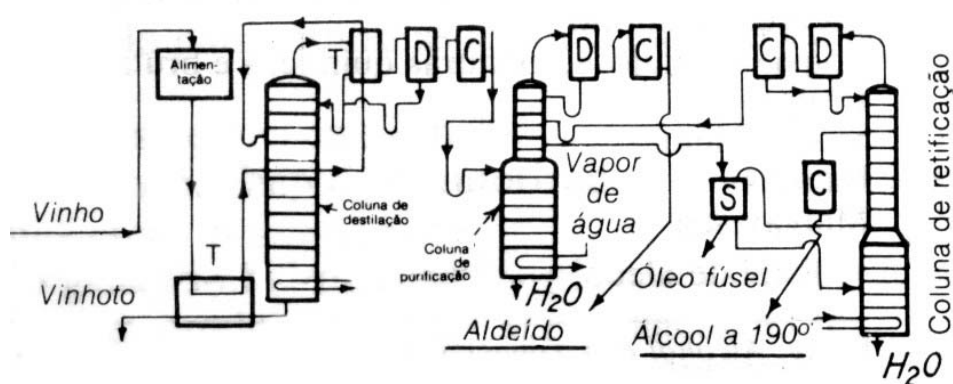
A purificação do etanol, denominada retificação, industrialmente é processada de forma contínua por destilações sucessivas em várias colunas, denominadas colunas depuradoras, destiladoras, retificadoras e de repasse final (Figura 2).

Na primeira destilação, o substrato fermentado é aquecido em uma coluna com um número de bandejas suficiente para produzir, no topo, mistura de vapores de baixo ponto de ebulição, que é eliminada após a condensação e o resfriamento.

Na segunda destilação, esgota-se o substrato retirando-se o etanol na extremidade superior da coluna, sob a forma de um destilado, com uma concentração próxima de 50 % de álcool em volume. Na base da coluna escoa-se o substrato isento de álcool.

Na terceira coluna concentra-se o álcool e separam-se os álcoois superiores, de ponto de ebulição mais elevado que o etanol, na base da coluna. No topo, obtém-se uma mistura de vapores de ponto de ebulição menor, ao mesmo tempo que se retira o etanol de alta concentração. Envia-se este à quarta coluna, onde se separam mais impurezas, de ponto de ebulição inferior ao do etanol.

Ao final dessas destilações, obtém-se uma mistura binária de etanol e água que, no máximo, pode conter 95,6 % de etanol em volume (SHREVE, 1980).



Fonte: Shreve, R. Norris (1980).

Figura 2. Fluxograma da destilação industrial.

1.7. Destilações descontínua e contínua

Na destilação descontínua ou intermitente, faz-se uma carga no aparelho; destila-se o álcool por aquecimento, separando-se os vapores por condensação e refrigeração; descarrega-se o resíduo ou vinhaça; faz-se nova carga e assim por diante. Esse tipo de destilação é realizado em alambiques simples, de um só corpo, ou em aparelhos de dois a três corpos, nos quais se consegue recuperar calor pela condensação dos vapores destilados, por meio de resfriamento com o líquido que será destilado em uma próxima carga.

Quando se executa uma destilação descontínua, realiza-se uma destilação simples, vaporizando primeiro as substâncias mais voláteis do que a água e o álcool. O primeiro destilado é uma mistura de água, álcool, bases voláteis, aldeídos e ácidos e chama-se, na prática, de destilado de cabeça. Depois de sua separação, os vapores do vinho são mais ricos em etanol, com menor quantidade de impurezas voláteis, sendo denominados destilado de coração. No final do processo, é retirado do vinho vapores ricos em água e óleo fúsel. (LIMA, 1999).

A destilação contínua é realizada em colunas de destilação, fazendo-se a alimentação contínua do aparelho com vinho e retirando continuamente a vinhaça ou vinhoto na base e o destilado (álcool) no topo da coluna de destilação. A separação dos componentes secundários, com exceção do etanol, é feita pelo topo da coluna e pela lateral do equipamento, segundo a natureza das impurezas.

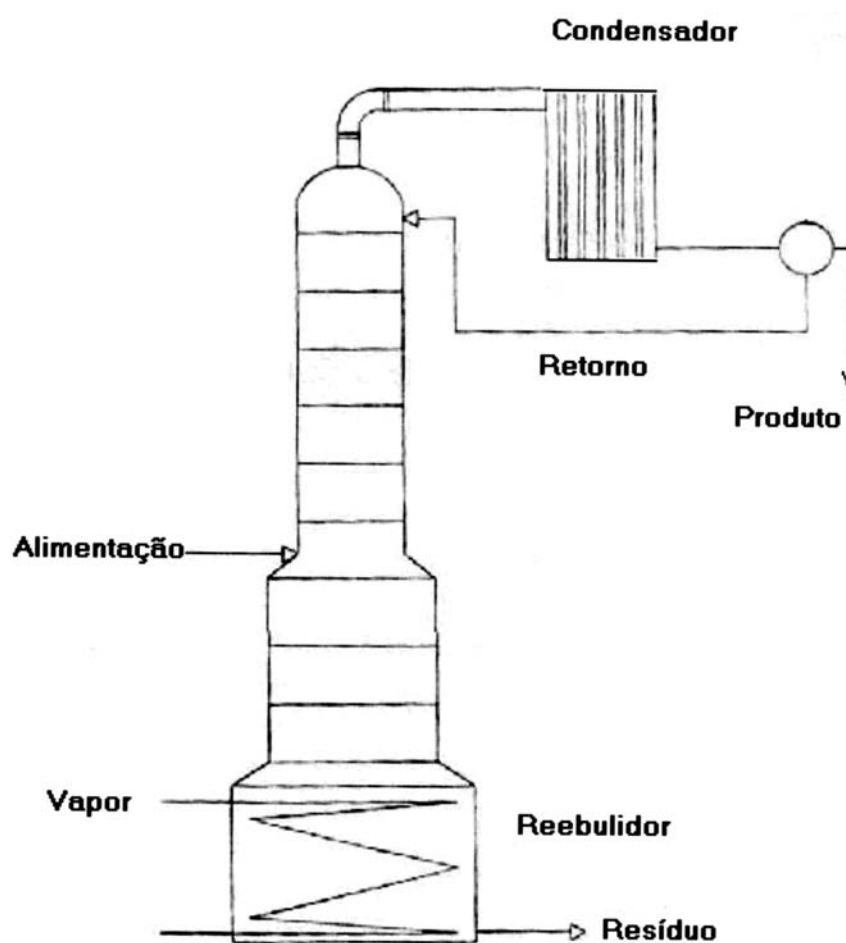
As colunas de destilação (Figura 3) constituem-se de gomos cilíndricos superpostos, contendo seções transversais as quais se dá o nome de bandejas ou pratos. Os gomos e as bandejas, superpostos, formam uma série de aparelhos de destilação simples, um destilando os seus vapores no outro, através de calotas, e recebendo líquido residual do gomo imediatamente superior através de tubos denominados sifões.

O aquecimento das colunas é feito na base por meio de vapor de água, por injeção, por serpentina ou por trocadores de calor, segundo a riqueza do líquido no interior ou a natureza da operação.

O aquecimento das bandejas é proporcionado pelo calor dos vapores que ascendem na coluna. Os vapores emitidos por uma mistura de etanol-água são mais ricos do que o líquido gerador. Esses vapores, condensando-se no prato imediatamente superior, enriquecem o líquido aí existente e aquecem-no até a ebulição, gerando vapores mais ricos, e assim por diante. A temperatura na coluna decresce da base para o topo, ao mesmo tempo que o teor alcoólico aumenta.

Os vapores que saem na parte superior da coluna fluem para o condensador, onde passam para a fase líquida. Desse líquido, retorna-se uma parte de cabeça da coluna e envia-se por tubulação o restante a um refrigerador, e daí para fora do circuito. A retrogradação, ou refluxo, auxilia a manutenção de vapores ricos na cabeça da coluna.

Em uma coluna de destilação, a graduação alcoólica varia em função do número de pratos superpostos. Um número maior de pratos eleva mais a graduação alcoólica dos vapores.



Fonte: Lima (1999).

Figura 3. Coluna de destilação composta de pratos e borbulhadores e seus componentes básicos.

1.8. Resíduos provenientes da destilação

Os resíduos provenientes da destilação de álcool são os bagaços e as vinhaças. A vinhaça, ou vinhoto, é o principal resíduo proveniente da fabricação do álcool nas destilarias. Sua produção expandiu-se de forma acelerada com o Programa Nacional do Álcool causando, ao longo dos anos, impactos ambientais por possuir uma elevada demanda bioquímica de oxigênio (DBO), unidade que caracteriza a vinhaça como poluente.

A fim de amenizar o impacto ambiental, vem sendo aplicada a fertirrigação, que consiste na adição de águas residuais, não-poluidoras, à vinhaça e na aplicação da mistura aos sulcos da lavoura.

A aplicação da vinhaça como fertilizante de solos tem como benefício a elevação do pH e o aumento de resíduo rico em matéria orgânica, apresentando também elementos como cálcio, potássio, nitrogênio, fósforo, magnésio e enxofre e outros minerais em menor escala.

De acordo com STUPIELLO (1978), além da disponibilidade desses nutrientes citados, a vinhaça aumenta o poder de retenção de água no solo, assim como a população de microrganismos. Por outro lado, como consequência da aplicação da vinhaça, pode-se notar um atraso da maturação e redução do teor de sacarose da cana quando o solo for manejado de forma incorreta.

O bagaço é um resíduo fibroso resultante da moagem da cana para a extração do caldo. Segundo ANCIÃES et. al.(1981), dependendo do engenho o bagaço apresenta entre 40 e 50 % de umidade, com massa de 250 e 350 kg por tonelada de cana moída. Além de ter várias aplicações, como na fabricação de papel e papelão, alimentação animal e adubação orgânica, este resíduo é empregado principalmente como combustível na geração de energia térmica e na co-geração de energia elétrica em grandes usinas.

Com base no que foi exposto, este trabalho tem como objetivo analisar um sistema de aquecimento evaporativo para a produção de álcool, em regime contínuo, para uso em fazendas.

2. MATERIAL E MÉTODOS

Este trabalho foi desenvolvido nos laboratórios da área de Energia na Agricultura e de Pré-processamento de Produtos Agrícolas, do Departamento de Engenharia Agrícola da Universidade Federal de Viçosa (UFV).

2.1. Definição da área de estudo

Com o objetivo de possibilitar a análise de um sistema de aquecimento evaporativo para produção de álcool, desenvolveu-se um evaporador de fluxo contínuo. Foram investigados os efeitos das variáveis; teor alcoólico, vazão, temperatura e massa específica na produção de álcool combustível em colunas de refluxo.

A performance do equipamento desenvolvido para produção de álcool combustível foi comparada à de um sistema intermitente (batelada). Foi adotado como base para o desenvolvimento do experimento o trabalho realizado por SILVA (1992), que utilizou o sistema de batelada. Artigos e dados mais recentes não foram encontrados na literatura pesquisada.

2.2. Sistema de aquecimento evaporativo para produção de álcool

O sistema evaporativo é composto de um evaporador horizontal, Figura 4(a), e de uma campânula, Figura 4(b). O evaporador fabricado em aço inoxidável polido possui em seu interior quatorze divisões iguais em forma de labirinto, tendo em seus extremos as tomadas de entrada da mistura hidroalcoólica e saída de água (Figura 4(a)). O evaporador completo é mostrado na Figura 4(b).



(a)



(b)

Figura 4. (a) Entrada e saída do evaporador. (b) O evaporador completo.

No evaporador a mistura vai sendo aquecida gradualmente à medida que percorre os labirintos do evaporador até entrar em regime de ebulição, dando produção de vapores mais ricos em álcool.

Para o direcionamento destes vapores, utilizou-se uma campânula construída sobre o evaporador e fixada por parafusos e juta de vedação. O vapor que condensa dentro da coluna retorna para o início do evaporador por meio de um funil adaptado na base superior da campânula (Figura 5). Esse condensado é misturado com o vinho para ser aquecido novamente, gerando maior concentração alcoólica.

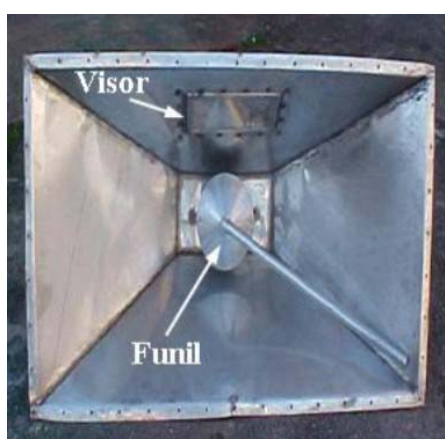


Figura 5. Detalhe do funil no interior da campânula.

2.2.1. Construção da Fornalha

Devido à impossibilidade de se trabalhar com a queima de bagaço de cana, foi construída uma fornalha para a queima de lenha para o suporte e aquecimento direto do sistema, permitindo melhor aproveitamento da energia térmica liberada da combustão na parte inferior do evaporador.

As paredes laterais da fornalha foram construídas com tijolo maciço e revestidas internamente com tijolos refratários. A fornalha possui o fundo inclinado para facilitar a ligação com a chaminé. Foi também utilizada uma grelha de ferro fundido para manter o combustível suspenso durante o processo de combustão e permitir a circulação do ar comburente por sua estrutura (Figuras 6, 7 e 8).



Figura 6. Detalhes de construção (tijolos maciços, fundo inclinado e posicionamento da grelha).

O compartimento do cinzeiro (Figura 7(b)) localizado abaixo da grelha, é destinado ao armazenamento, das cinzas provenientes da combustão e ao fornecimento de parte do ar primário. A chaminé, responsável pela tiragem natural dos gases resultantes da combustão, foi construída no fundo da fornalha (Figura 7(a)).



(a)



(b)

Figura 7. (a) Tiragem natural. (b) Detalhes do cinzeiro.



(a)



(b)

Figura 8. Revestimento de tijolos refratários.

2.2.2. Isolamento térmico da campânula

Para diminuir a intensa troca de calor com o ambiente e o efeito da dilatação, a campânula do evaporador foi revestida com lã de vidro e protegida com tijolos maciços. Na Figura 9(a) podem ser vistos os detalhes do isolamento térmico da campânula e o visor em vidro térmico. Na Figura 9(b) se vê a vista frontal com detalhe do revestimento de tijolo maciço.



(a)



(b)

Figura 9. (a) Detalhes da lã de vidro. (b) Revestimento em tijolo maciço.

2.3. Matéria-prima

Para a avaliação do evaporador horizontal acoplado a uma coluna de refluxo na destilação de álcool, foram usadas as seguintes matérias-primas: misturas hidroalcoólicas e cachaça. Na preparação da mistura hidroalcoólica foram utilizadas quantidades definidas de álcool combustível (92 GL) e de água.

Foram realizados testes com o evaporador tipo panela (batelada) para comparação com o novo sistema de evaporação contínua ou evaporador horizontal (objeto de estudo). Os testes realizados nesta investigação estão apresentados na Tabela 1.

Tabela 1. Testes experimentais realizados com o evaporador horizontal e com o tipo panela

Testes	Tipo de evaporador	Mistura	Concentração alcoólica (GL)	Vazão (L/h)
1a	Horizontal	Hidroalcoólica	33	41,3
1b	Horizontal	Hidroalcoólica	50	49,1
1c	Horizontal	Hidroalcoólica	39	66,4
1d	Horizontal	Hidroalcoólica	15	76,8
2	Horizontal	Hidroalcoólica	50	8,25, 29,5; 34,8 e 54,4
3	Horizontal	Hidroalcoólica	15	52,9; 72,0; 115,3 e 158,0
4	Horizontal	Cachaça	43	57,24
5	Panela	Hidroalcoólica	50	---

As misturas hidroalcoólicas com 15 e 50 % de álcool foram usadas para simular, respectivamente, o vinho (mosto fermentado) e os pré-destillados (aguardente ou resíduos da fabricação da aguardente, como a mistura de cabeça e de cauda).

A opção pelas misturas hidroalcoólicas se justifica pelo fato de se poder, durante a safra, utilizar o vinho normal para produção de cachaça e para a produção de álcool e fora da safra seriam retificados os resíduos de aguardente (cabeça e cauda) que se aproximam de 50 % em álcool. Dessa forma, ter-se-ia matéria-prima para produção contínua.

No teste 1, concentrações alcoólicas de 33, 50, 39 e 15 foram utilizadas para analisar aleatoriamente o comportamento do destilador, fato que ocorreria em condições reais no processo de destilação. Com os dados experimentais de vazão do álcool na saída em função da mistura na entrada, foi ajustada uma expressão (regressão linear) para possibilitar o estudo do destilador em função destas variáveis.

O teste 4 foi utilizado para confirmar a vazão do teste 2 com vazão de 54 L/h. No último teste (5), experimento que envolveu a retificação do álcool no sistema intermitente (panela), os trocadores de calor (superior e inferior) foram mantidos em 82 e 78 °C, respectivamente. Variáveis dependentes como a temperatura da panela, as temperaturas nos trocadores de calor e o teor de álcool (GL) foram monitoradas com a finalidade de comparação com outros experimentos.

2.4. Vazão da mistura no evaporador

Um reservatório de 200 L foi usado para acomodar a matéria-prima a ser introduzida no evaporador. Para facilitar a determinação da vazão, antes do início de cada teste, esta grandeza foi estimada a partir de uma escala instalada no registro de pressão inserido na saída do reservatório da mistura.

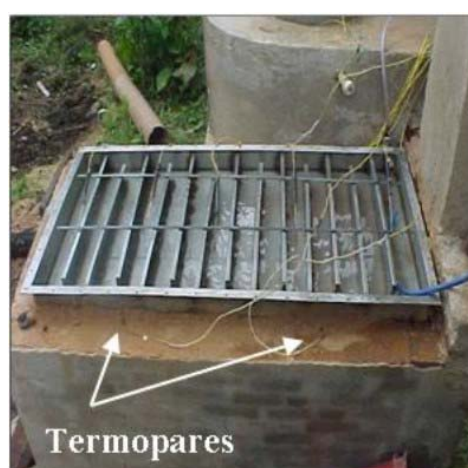
Após a complementação do volume de trabalho do reservatório, o registro era girado formando um ângulo entre 60 e 360° e o volume da mistura, em litros, que saía do reservatório era medido a cada cinco minutos. Aos dados experimentais de vazão e ângulo de abertura do registro, foi ajustada uma expressão (regressão linear) para representar a vazão da mistura em função do ângulo de giro do registro de pressão.

2.5. Sistema de aquisição de dados

Um sistema de aquisição de dados conectado a um computador foi usado para registrar, a cada dez segundos, as temperaturas do sistema de destilação. Os termopares utilizados, tipo (K), foram instalados em diversos pontos do equipamento. No evaporador eles foram fixados em duas barras longitudinais em pontos definidos de 5, 59, 80, 112, e 145 cm da entrada da mistura no evaporador (Figura 10(a)). Na fornalha, próximo ao fundo do evaporador, os termopares foram fixados em quatro pontos definidos de 50 e 100 cm da entrada da mistura (Figura 10(b))).



(a)



(b)

Figura 10. (a) Posição dos termopares no evaporador. (b) Posição dos termopares na fornalha.

Na coluna, os termopares foram instalados no controlador de refluxo superior (Figura 11(a)) e no controlador de refluxo inferior (Figura 11(b)).



(a)



(b)

Figura 11. (a) Termopares instalados no controlador de refluxo superior. (b) Termopares instalados no controlador de refluxo inferior.

2.6. Massa específica

Utilizou-se a massa específica para estimar a concentração nos experimentos. Em média, nove amostras (para cada combinação inicial de concentração alcoólica da mistura) foram retiradas de cinco posições diferentes do evaporador. Valores de massa específica (mL/g) foram obtidos utilizando-se balões volumétricos de 10 mL para o cálculo de volume. Os balões, após lavagem com água destilada, foram levados à estufa a uma temperatura de aproximadamente 70 °C para secagem. Após secagem e resfriamento, os balões volumétricos foram convenientemente pesados em balança eletrônica, com resolução de 0,001g (Figura 12).

Amostras da mistura hidroalcoólica retiradas nas tomadas de prova da bandeja do evaporador (Figura 13) foram coletadas em balões volumétricos, para a determinação do teor alcoólico. A seguir, os balões foram vedados e climatizados até que a temperatura atingisse 25 °C.

Aos dados experimentais de massa específica e ao correspondente teor alcoólico foi ajustada uma equação para expressar o teor alcoólico (GL) em função da massa específica.

Após atingirem a temperatura de 25 °C, os balões tiveram seus volumes corrigidos para 10 mL, pois o excesso da mistura foi retirado com auxílio de seringa.

Com o volume dos balões corrigido, uma nova pesagem foi feita para cálculo das massas específicas.



Figura 12. Balança e utensílios utilizados para o cálculo da massa específica.

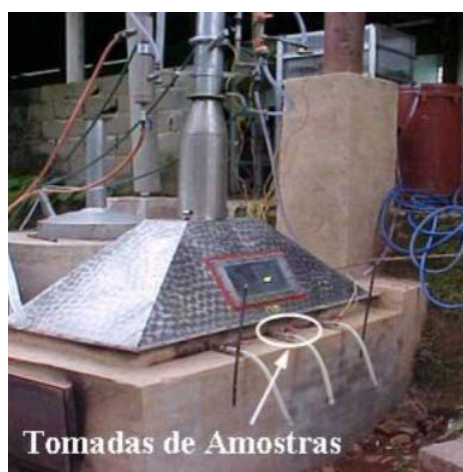


Figura 13. Local de tomadas de amostras.

2.7. Álcool retificado

O álcool hidratado carburante apresenta teor alcoólico de 93,8 % em peso de etanol e o restante em água. Ele é usado puro como combustível em motores de combustão interna, conforme resolução N.º 01/77.

A coluna retificadora (Figura 14) usada por SILVA (1992), é constituída de um tubo de aço inoxidável e recheada com tubos de vidro para aumentar a superfície de troca de calor com o vapor da mistura (para o presente estudo usou-se garrafas tipo *long Neck* com fundos retirados). Os vapores fluem ao longo da coluna aumentando a concentração de álcool. A coluna tem como base o flange superior do evaporador e é fixada por parafusos e junta entre os flanges.

No trocador de calor que proporciona o controle de refluxo inferior, parte da água contida no vapor da mistura condensa e retorna para o início do evaporador. Um trocador de calor do tipo Tubo/Serpentina é ligado por meio de mangueira à tubulação principal de arrefecimento por onde flui água em temperatura ambiente. A temperatura do vapor é controlada por meio de um registro de pressão localizado na parte inferior do sistema, permitindo a regulação do fluxo de água de arrefecimento para a parte superior da coluna.

No controlador de refluxo superior, localizado no topo da coluna, a pouca quantidade de água contida no vapor da mistura condensa retornando para a coluna retificadora. Este trocador de calor tem o mesmo princípio de funcionamento e é exatamente igual ao controlador inferior.

O vapor de álcool, proveniente de destilação da coluna, flui através do condensador e sai na forma líquida sob a temperatura de 25 °C.

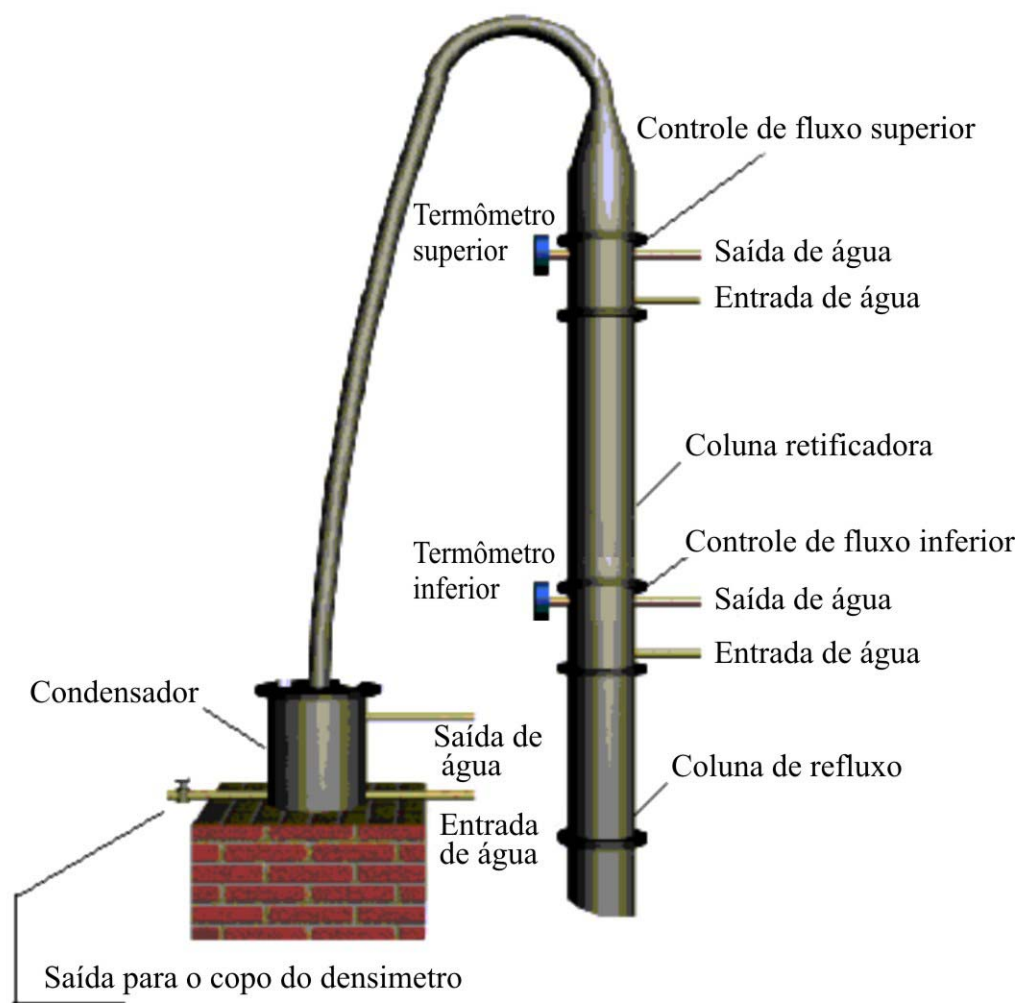


Figura 14. Coluna de destilação.

2.8. Procedimentos para execução dos testes

Uma série de procedimentos, visando padronização, foi realizada para a execução de cada teste de retificação de álcool. As etapas adotadas foram:

- **Adição de calor ao sistema:** Antes da injeção da mistura, água (até o nível preestabelecido) foi adicionada no evaporador. Os registros (de entrada e saída) foram mantidos fechados para que todo o evaporador atingisse o regime e a temperatura de trabalho.
- **Uso de água para obtenção de um escoamento em regime permanente:** à entrada do controlador de vazão foi adaptada a mangueira de água. Os dois registros foram mantidos abertos e estabeleceu-se uma vazão e um nível de água no evaporador aproximadamente igual aos que foram usados no teste

com a mistura. O fluxo de água foi mantido até que a água do evaporador entrasse em ebulição (esse ponto era determinado pela inspeção do visor lateral do equipamento).

- **Teste com a mistura:** Após a estabilização do sistema, deu-se início aos testes com as misturas hidroalcoólicas previamente preparadas os dois registros abertos e o sistema de aquisição de dados acionado. A cada quinze minutos foram determinadas as vazões (na entrada, na saída e a vazão do álcool na saída do sistema) e as massas específicas em quatro pontos frontais do evaporador.

Esse procedimento foi executado durante, aproximadamente, seis horas e durante todo o teste as temperaturas da mistura no evaporador foram determinadas. As temperaturas nos dois trocadores de calor foram controladas para 78 °C (superior) e 85 °C (inferior). Após o teste, sempre permaneciam na coluna e na bandeja resíduos da mistura. Este material foi evaporado, seguindo os passos citados anteriormente.

2.9. Comparação do evaporador contínuo com o intermitente

Procurou-se, por semelhança com os testes realizados com misturas de álcool combustível e água, aquele teste cujas condições de trabalho se aproximassem ao de um pré-distilado de cana com teor alcoólico de 43 GL; o mais próximo considerado foi o teste 4. Os dados relativos a este experimento, com misturas hidroalcoólicas de 50 GL, foram usados para definir uma vazão de alimentação do pré-distilado.

Para investigar a repetibilidade do processo de destilação, foi executado um teste em condições similares ao realizado com a mistura hidroalcoólica a 50 % e vazão de 54,4 L/h (repetição do teste 4).

2.10. Funcionamento do equipamento no processo de destilação

Para manter constante a vazão da mistura hidroalcoólica, usou-se um tanque tipo Mariott. Este reservatório de mistura é provido de um registro de esfera (Figura 15(a)), localizado na parte inferior de saída, e de um bujão situado na parte superior por onde entra a água e o álcool para o preparo da mistura hidroalcoólica (Figura 15(b)).



(a)



(b)

Figura 15. (a) Registro de esfera localizado na parte inferior do reservatório da mistura. (b) Bujão de entrada de água localizado na parte superior do reservatório de mistura.

A mistura é conduzida do tanque de alimentação para o evaporador por meio de um registro de pressão onde foi adaptada uma escala graduada em volta de seu eixo para controlar a vazão da mistura hidroalcoólica. No evaporador a mistura é aquecida gradualmente até a ebulição.

No interior da campânula, parte do vapor condensado na coluna retorna por um funil (Figura 5) para o início da bandeja, proveniente da destilação do processo iterativo, somando energia térmica para o aquecimento inicial do processo de destilação, que enriquece os vapores da mistura gerando maior concentração alcoólica.

No controle de refluxo inferior (Figura 16(b)), trocador de calor, parte da água contida no vapor da mistura condensa e retorna pelo funil. O trocador de calor do tipo serpentina é ligado por mangueira e abraçadeira a uma tubulação principal na qual circula água de arrefecimento. A temperatura do vapor é controlada por registro de pressão na parte inferior, com água para arrefecimento saindo na parte superior.



(a)



(b)

Figura 16. (a) Base da coluna. (b) Controlador de refluxo inferior.

O copo para verificação da densidade (Figura 17) é ligado com mangueira e abraçadeira à saída do condensador, onde são introduzidos o alcoômetro e o termômetro com a finalidade de controlar a temperatura e o teor do álcool produzido. Um registro, localizado no fundo do copo, permite drenar o álcool para nova retificação quando o seu teor for menor que 85 % e um segundo registro, colocado ao lado, na parte superior do copo, irá direcionar o álcool acima de 85 % para armazenamento.



Figura 17. Copo para o decímetro e termômetro.

3. RESULTADOS E DISCUSSÃO

3.1. Calibração da vazão do reservatório de alimentação do destilador

Com os valores, em litros, obtidos para a calibração da vazão do reservatório de alimentação para cada ângulo de referência, foi ajustada a equação (3) para expressar a vazão da mistura em função do ângulo de giro do registro (Ang), cuja representação gráfica é visualizada na Figura 18.

$$\text{Vazão} = 0,0015\text{Ang}^2 - 0,194\text{Ang} + 49,36 \quad R^2 = 0,979 \quad (3)$$

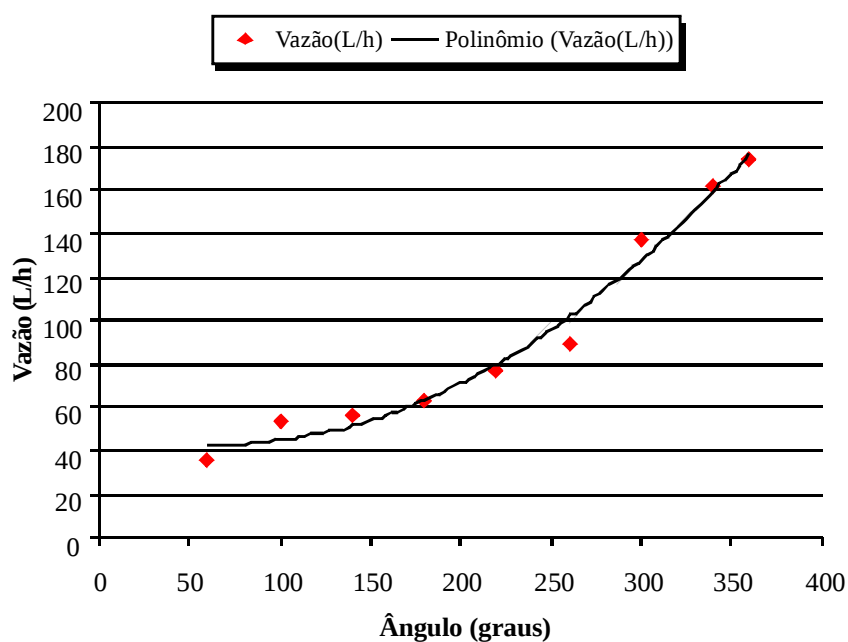


Figura 18. Curva de calibração: vazão em função da abertura do registro do reservatório de alimentação do destilador.

3.2. Teor alcoólico em função da massa específica

Com os dados experimentais obtidos em laboratório, foi ajustada a equação (4) para expressar o teor alcoólico da mistura em função da massa específica (Figura 19).

$$GL = -1878,2 \cdot ME^2 + 2874,8 \cdot ME - 1002,3 \quad R^2 = 0,9973 \quad (4)$$

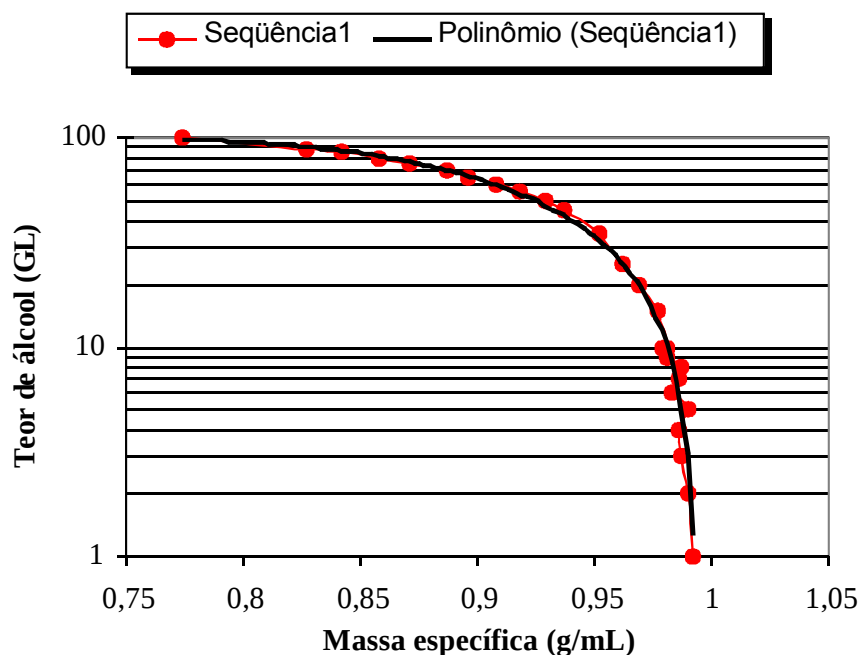


Figura 19. Teor alcoólico em porcentagem (GL), em função da massa específica (ME).

3.3. Retificação do álcool das diferentes misturas

Quatro experimentos foram realizados usando-se misturas com as seguintes características: concentrações de 33, 50, 39, e 15 GL e vazões de 41,3, 49,1, 66,4 e 76,8 L/h, respectivamente.

Com os dados experimentais de vazão do álcool na saída (VAS) em função da mistura na entrada (VME) foi ajustada uma expressão (regressão linear) (equação (5)) para avaliar o comportamento do destilador, cuja representação gráfica é vista na Figura 20.

$$VAZÃO = -0,012 \cdot VME^2 + 1,85V \cdot ME - 41,3 \quad R^2 = 0,9600 \quad (5)$$

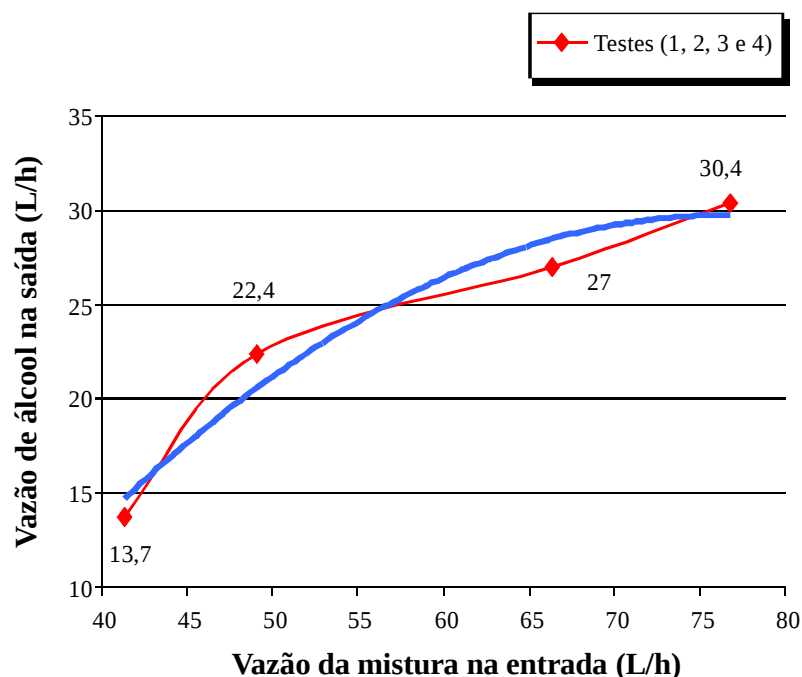


Figura 20. Vazão de álcool na saída (VAS) em função da mistura na entrada (VME), com diferentes teores.

3.4. Mistura hidroalcoólica a 50 GL

Para o teste 2, quatro experimentos foram realizados usando-se mistura com concentração de 50 GL e vazões de 8,25; 29,5; 34,8 e 54,4 L/h.

Como no caso anterior, os teores de álcool do produto na saída do destilador apresentaram pequenas diferenças. O teor alcoólico da mistura nos diferentes compartimentos do evaporador pode ser observado na Figura 21. Quando o produto flui sob uma vazão de 8,3 L/h, observa-se que ao final do teste (293 min) o álcool da mistura foi evaporado antes de atingir o último compartimento do evaporador. Tal fato não se verifica quando vazões maiores foram usadas. Nota-se que o teor alcoólico da mistura nos diferentes compartimentos do evaporador aumenta com a vazão do produto. Analisando a Figura 21 com mais atenção, pode-se inferir que: para o evaporador em estudo e com vazões de entrada um pouco superior a 30 L/h, o restilo deveria ser conduzido a uma nova destilação.

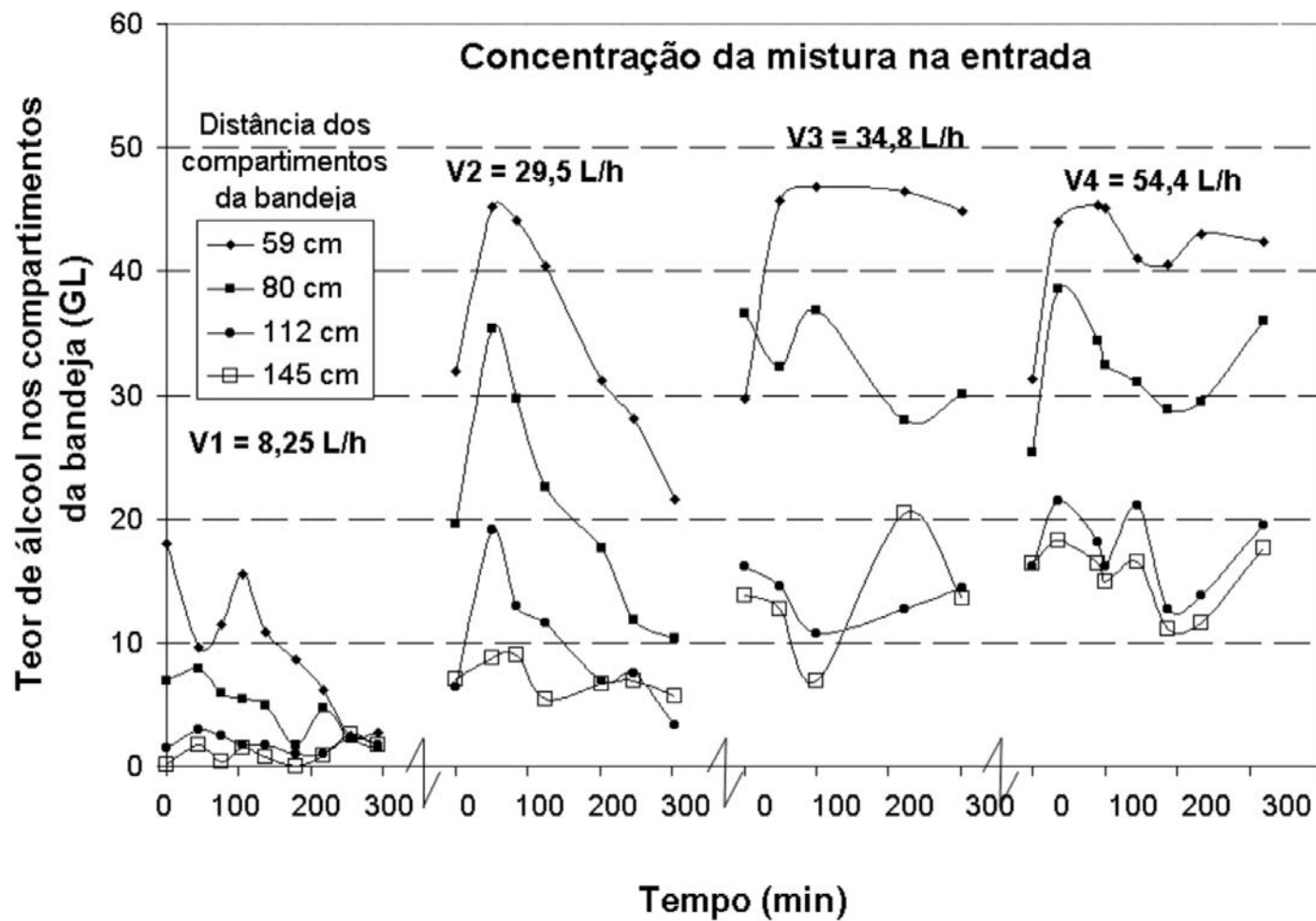


Figura 21. Comportamento dos teores alcoólicos nos vários compartimentos do destilador.

Durante os quatro experimentos com teor de álcool a 50 GL, observou-se o aumento da vazão do álcool saindo do condensador e água saindo do evaporador à medida que se aumentam a vazão de entrada da mistura na entrada do evaporador. Isto indica que o processo transcorreu dentro do esperado, ou seja, aumentou a taxa de vaporização do álcool, implicando em maior quantidade de álcool na saída do destilador (Figura 22).

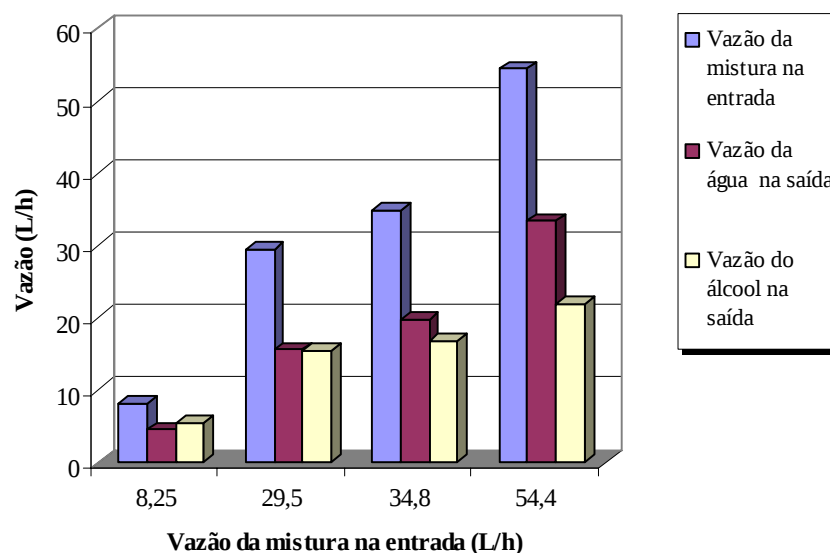


Figura 22. Desempenho do sistema quando se destilou uma mistura hidroalcoólica de 50 % sob diferentes vazões de entrada no evaporador.

Na Figura 23 pode-se observar que o teor de álcool na saída variou de 86 a 90 GL, encontrando-se dentro da meta estabelecida no projeto, que deveria ser acima de 85 GL (mínimo). Observa-se ainda que à medida que se aumenta a vazão de entrada da mistura o teor de álcool no restilo de saída aumenta, isto se deve ao fato de que quanto maior a velocidade da mistura no evaporado, menor será o tempo de residência da mistura sob uma mesma taxa de calor. Apesar da maior produção de álcool, maior é a perda aparente no restilo, indicando a necessidade de retorno para uma nova destilação.

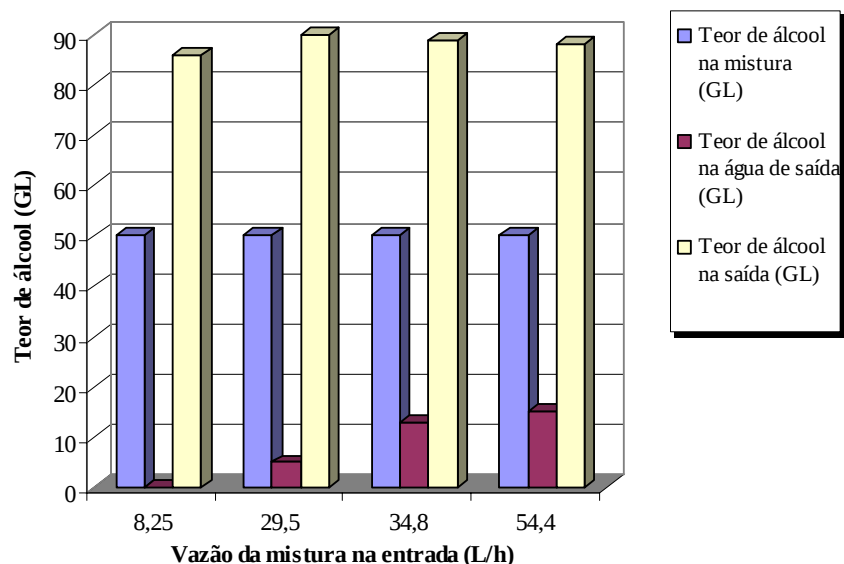


Figura 23. Teores de álcool em função das vazões da mistura na entrada, com concentração de 50 %.

3.5. Mistura hidroalcoólica a 15 GL

Para este teste foram realizados quatro experimentos com o evaporador sendo alimentado com uma mistura hidroalcoólica a 15 % e vazões de 52,9; 72,0; 115,3 e 158,0 L/h.

As variações dos teores alcoólicos nos vários compartimentos do destilador horizontal podem ser vistas na Figura 24. Observa-se que o último compartimento do evaporador, ou seja, o compartimento mais distante da entrada de alimentação indica a que teor alcoólico sairá o restilo. Portanto, devido ao baixo teor alcoólico do restilo, vazões entre 53 e 72 L/h poderiam ser consideradas ideais para uma mistura de entrada com concentração de 15 %.

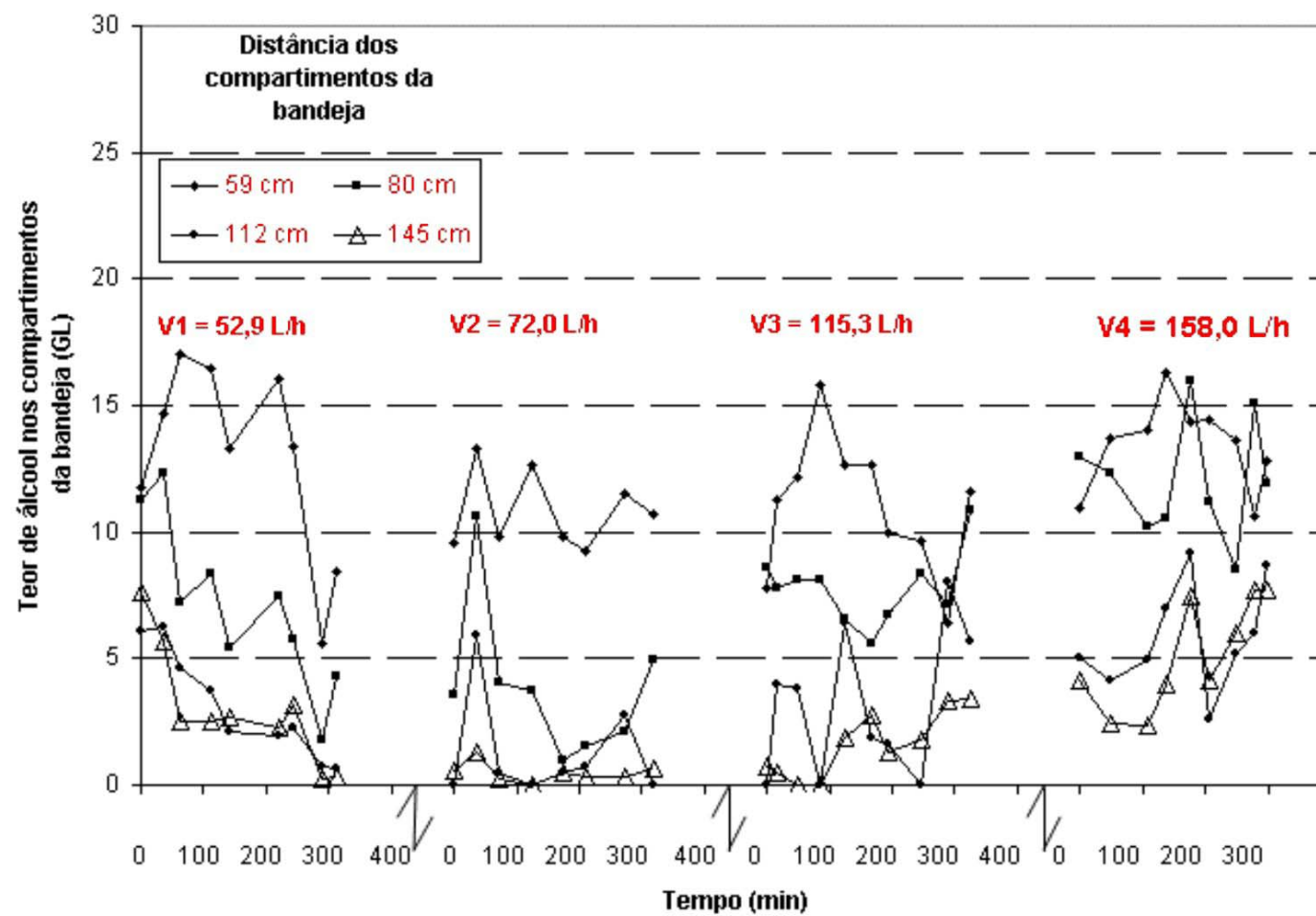


Figura 24. Comportamento dos teores alcoólicos nos vários compartimentos do destilador.

A vazão de álcool na saída do condensador apresentou uma variação crescente, entre 8,3 e 10,5 L/h, com o aumento da vazão da mistura hidroalcoólica. Para as duas vazões da mistura na entrada, de 53 e 72 L/h, os teores de álcool no restilo (saída do evaporador) foram nulos e para a maior vazão, de 158 L/h, o teor foi de 6 GL. A vazão de álcool na saída não aumentou significativamente com o aumento das vazões da mistura na entrada e da água na saída. Embora o aumento das vazões da mistura e da água na saída tenha sido acentuado, o balanço de massa se mostrou satisfatório (Figura 25).

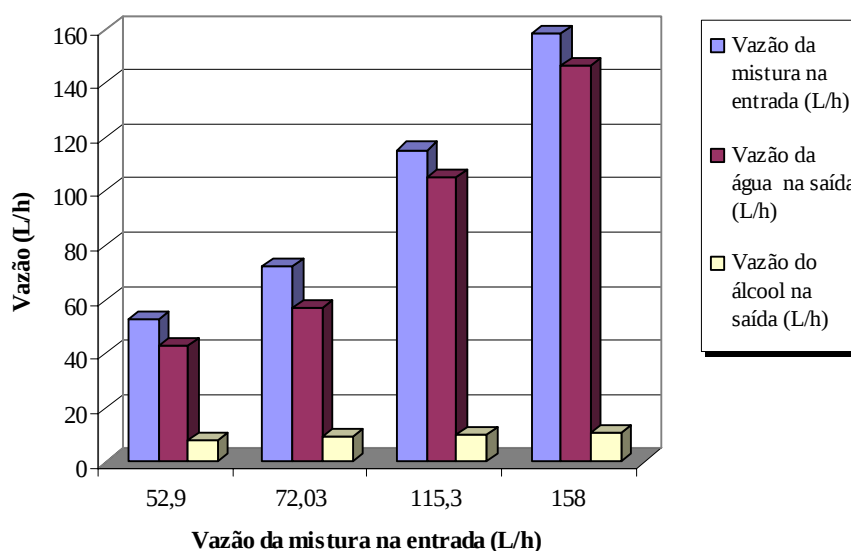


Figura 25. Valores das vazões da mistura (15 % de álcool) na entrada do evaporador, de álcool na saída do condensador e de água na saída do evaporador.

O teor de álcool do restilo com vazões acima de 115 L/h aumentou significativamente com o aumento da vazão da mistura na entrada. Em todos os testes os teores de álcool na saída foram acima de 85 GL (Figura 26).

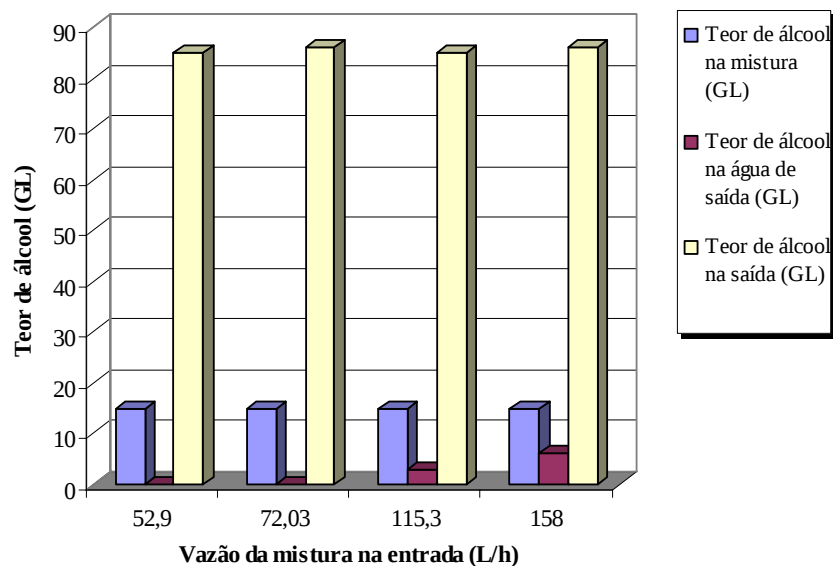


Figura 26. Valores dos teores de álcool na água de restilo e de álcool na saída do condensador para uma mistura de entrada com 15 % de álcool.

3.6. Retificação do álcool a 50 GL em sistema intermitente

Para este experimento foi utilizado o sistema intermitente, em que o material a ser destilado é adicionado a um tanque ligado diretamente à coluna de destilação, como ocorre nos alambiques para destilação de aguardente. Com a mistura em 50 GL, observou-se que durante todo o processo de destilação o teor alcoólico na saída do condensador se manteve em torno de 86 GL, diminuindo bruscamente no final da destilação, com vazão média de 29,7 L/h (Figura 27).

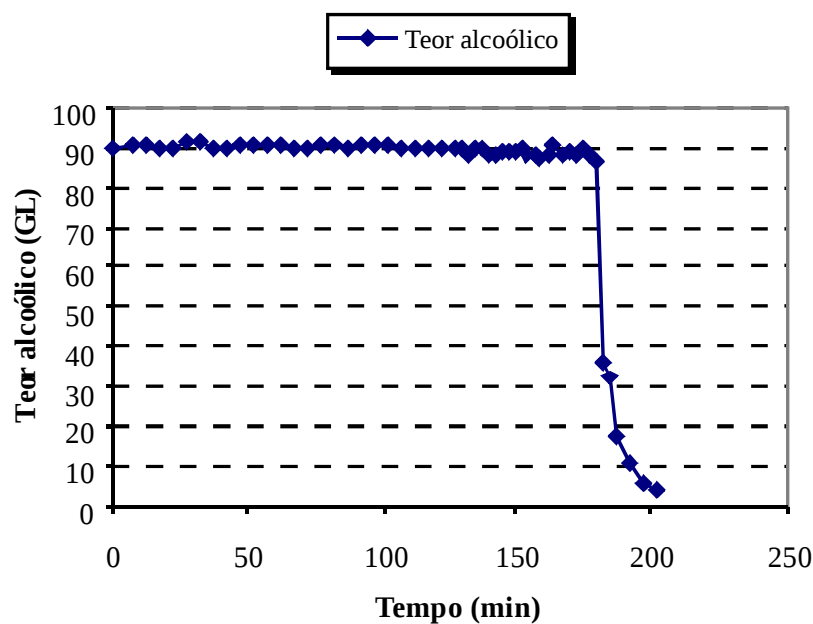


Figura 27. Teor alcoólico na saída do condensador durante destilação por batelada.

As temperaturas médias nos trocadores de calor (inferior e superior) durante o teste foram respectivamente 84,2 e 80,1 °C. Embora tenha havido um aumento da temperatura no interior da panela, o teor de álcool e as temperaturas nos trocadores de calor não sofreram grandes alterações até 160 min de teste.

3.7. Retificação do pré-destilado a 43 GL

Os resultados obtidos neste experimento, que consistiu na retificação de um pré-destilado (cachaça) a 43 GL, estão representados na Figura 28, na qual são apresentados os teores alcoólicos nos vários compartimentos do evaporador em função do tempo de operação. Na Figura pode-se observar que o teor de álcool no compartimento localizado a 112 cm da entrada no evaporador já está próximo de 0 GL após 36 min do início do teste. Esse valor voltou a subir para valores superiores a 5 GL. Concentrações alcoólicas superiores ao valor apresentado, deve-se pensar em nova destilação do restilo ou em diminuir a vazão para valores inferiores a 50 L/h para aumentar o tempo de residência da mistura (cachaça) dentro do evaporador a fim de se obter restilo com teor alcoólico próximo de zero.

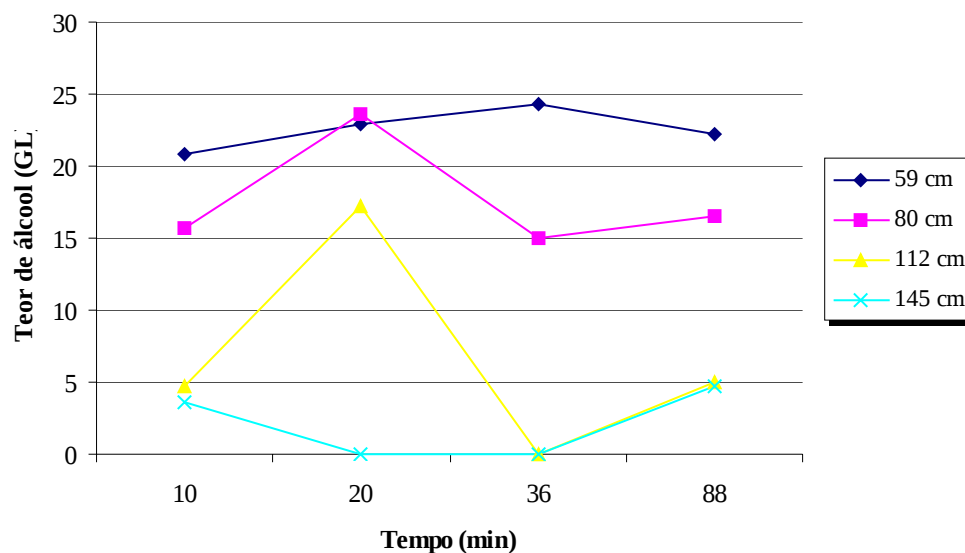


Figura 28. Variação do teor alcoólico nos vários compartimentos (59, 80, 112 e 145 cm) do evaporador durante a retificação do pré-distilado de cana a 43 GL.

3.8. Comparação do evaporador contínuo com o intermitente

Nas Figuras 29 e 30 são apresentados os resultados das destilações com a finalidade de comparar o evaporador contínuo com o intermitente. O teste 2 e o teste 4 foram realizados com o evaporador contínuo (bandeja) e o teste 5 com evaporador intermitente ou coluna sobre panela. No teste 2 (mistura hidroalcoólica a 50%) estabeleceu-se uma vazão de 48 L/h e obteve-se um restilo com teor de álcool a 4 GL. Para o pré-distilado cachaça a 43 GL (teste 4) a vazão da mistura na entrada foi de 57 L/h e o teor de álcool detectado no restilo foi de 5 GL. A taxa de evaporação no teste 5 (panela) mostrou-se superior às apresentadas pelo evaporador contínuo e com o mesmo teor alcoólico do restilo (Figuras 27 e 29).

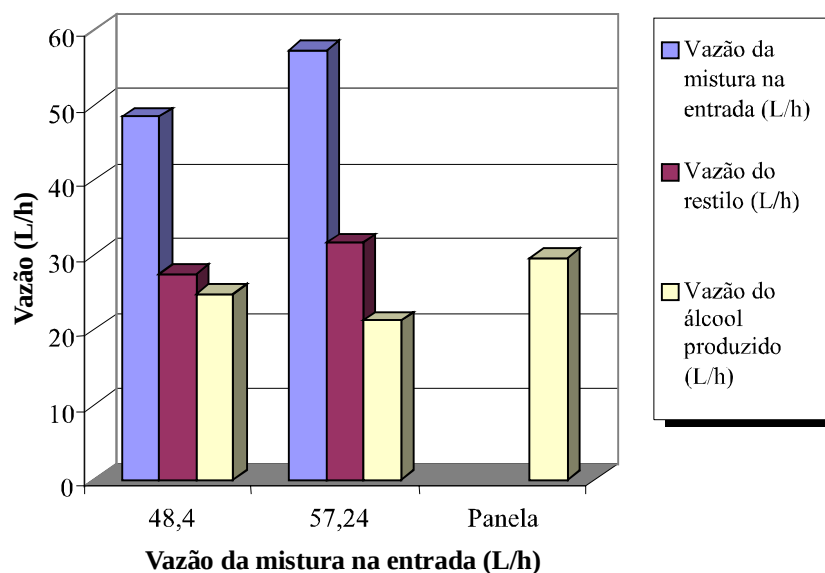


Figura 29. Vazão da mistura na entrada e vazões de água e álcool na saída dos testes de repetição (48,4 L/h), teste 4 (57,24 L/h) e teste 5 (panela), respectivamente.

Pode-se observar que o sistema intermitente, teste 5 (panela) não apresenta vazão de água de saída, nem vazão de entrada da mistura pelo fato de o sistema precisar de carga e descarga e o teor de álcool no restilo só pode ser verificado após a destilação em temperatura próxima a 25 °C (Figura 30).

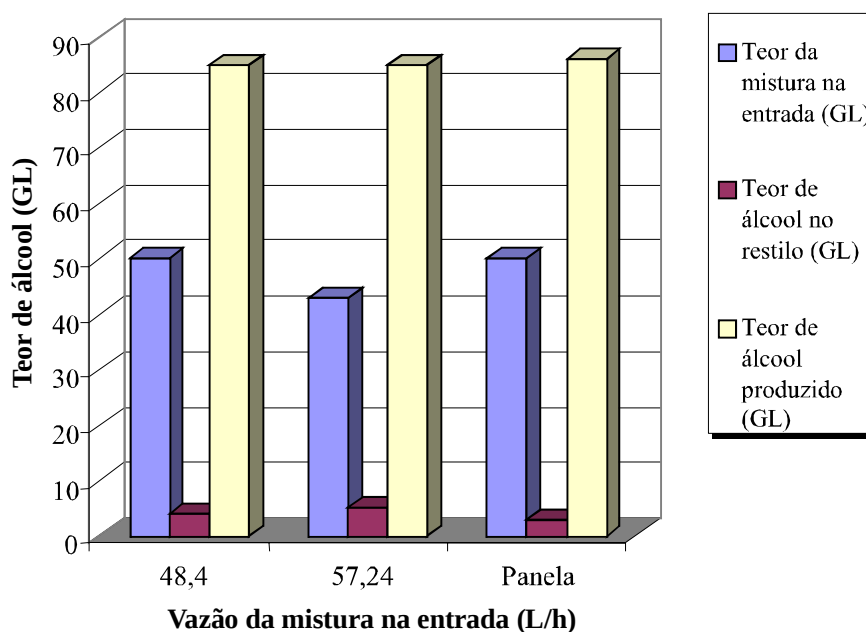


Figura 30. Teores alcoólicos da mistura na entrada, do restilo e do álcool produzido para os testes 2 (48,4 L/h), 4 (57,24 L/h) e 5 (panela), respectivamente.

No teste 2, embora o teor alcoólico da mistura tenha sido pouco menor do que no teste 4, houve um aumento da taxa de evaporação com o aumento da vazão da mistura de entrada. Os teores do restilo em todos os testes não tiveram variação significativa.

CAPÍTULO II

ANÁLISE DE TRANSFERÊNCIA DE CALOR E DE MASSA EM UM EVAPORADOR HORIZONTAL PARA DESTILAÇÃO DE ÁLCOOL

1. INTRODUÇÃO

Destilação é um processo usado para separar os componentes de uma solução líquida e depende da distribuição dos vários componentes entre as fases de vapor e líquida. A fase de vapor é criada da fase líquida pela vaporização no ponto de ebulição. O requerimento básico para a separação dos componentes é que a composição do vapor seja diferente da composição do líquido com o qual ele se encontra em equilíbrio no ponto de ebulição do líquido.

Vaporização e condensação são os dois processos de mudança de fase que podem ocorrer em uma interface sólido-líquido e sólido-vapor, respectivamente. Nestes casos, os efeitos do calor latente, associados à mudança de fase são significativos. Segundo INCROPERA e WITT (1992), a ebulição e a condensação envolvem movimento de fluido e, por isso, são classificadas como espécies de modos convectivos de transferência de calor. Devido à mudança de fase, é possível a transferência de calor do fluido, ou para o fluido, sem alteração da sua temperatura.

Na ebulição e na condensação é possível conseguir taxas elevadas de transferência de calor com pequenas diferenças de temperatura. Em uma convecção simples, de acordo com PITTS e SISSOM (1977), um coeficiente de transferência de calor h é usado para relacionar o

fluxo de calor e a diferença de temperatura entre a superfície aquecedora (T_s) e o líquido saturado (T_{sat}). Entretanto, os processos de mudança de fase envolvem variações de densidade, viscosidade, calor específico e condutividade térmica do fluido. O calor latente é liberado no caso da condensação e absorvido na vaporização.

As determinações dos coeficientes de transferência de calor para ebulição e condensação são bem mais complicadas do que para processos convectivos com uma única fase. Assim, a maioria dos cálculos envolvendo ebulição e condensação é realizada por meio de correlações empíricas.

Uma aproximação simplificada para a determinação da transferência de calor em escoamento com ebulição é feita pela adição dos efeitos (a) convectivo (convecção natural ou forçada sem o efeito de ebulição, $\frac{q}{A}|_{conv}$) e (b) de ebulição ($\frac{q}{A}|_{ebu}$).

Quando um fluido encontra-se em um recipiente cuja face inferior é aquecida, para taxas pequenas de adição de calor, vapor se formará na superfície livre. À medida que o fluxo de calor aumenta, bolhas se formam na região de aquecimento e mudam de tamanho enquanto se movimentam para cima no fluido, em adição da vaporização na superfície livre. A formação de bolhas com a agitação provocada é denominada de ebulição.

Se o recipiente encontra-se sobre uma superfície que é mantida a uma temperatura acima da temperatura de saturação do líquido, ebulição pode ocorrer e o fluxo de calor dependerá da diferença entre as temperaturas da superfície e a temperatura de saturação (HOLMAN, 1976).

O comportamento de um fluido durante a ebulição é altamente dependente do excesso de temperatura (ΔT_x), que pode ser calculado pela diferença de temperatura entre a superfície aquecedora (T_s) e o líquido saturado (T_{sat}) medido no ponto de ebulição do fluido, $\Delta T_x = T_s - T_{sat}$.

Na Figura 1 são mostrados os seis regimes diferentes de uma ebulição típica:

Regime I: calor é transferido por convecção livre;

Regime II: bolhas começam a aparecer na superfície quente e movimentam-se individualmente para a superfície livre;

Regime III: a ebulição torna-se tão vigorosa que bolha individual combina-se com outra muito rapidamente para formar uma coluna de bolhas que alcança a superfície livre;

Regime IV: bolhas formam-se tão rapidamente que cobrem a superfície quente. O aumento de resistência do filme reduz o fluxo de calor e a transferência de calor diminui com o aumento do diferencial de temperatura. Este regime é muito instável, pois existe colapso intermitente do filme;

Regime V: o filme sobre a superfície aquecedora torna-se estável. Quando ΔT atinge cerca de $538\text{ }^{\circ}\text{C}$, a transferência de calor radiante torna-se significativa, de fato, torna-se predominante e o fluxo de calor novamente cresce com o aumento de ΔT .

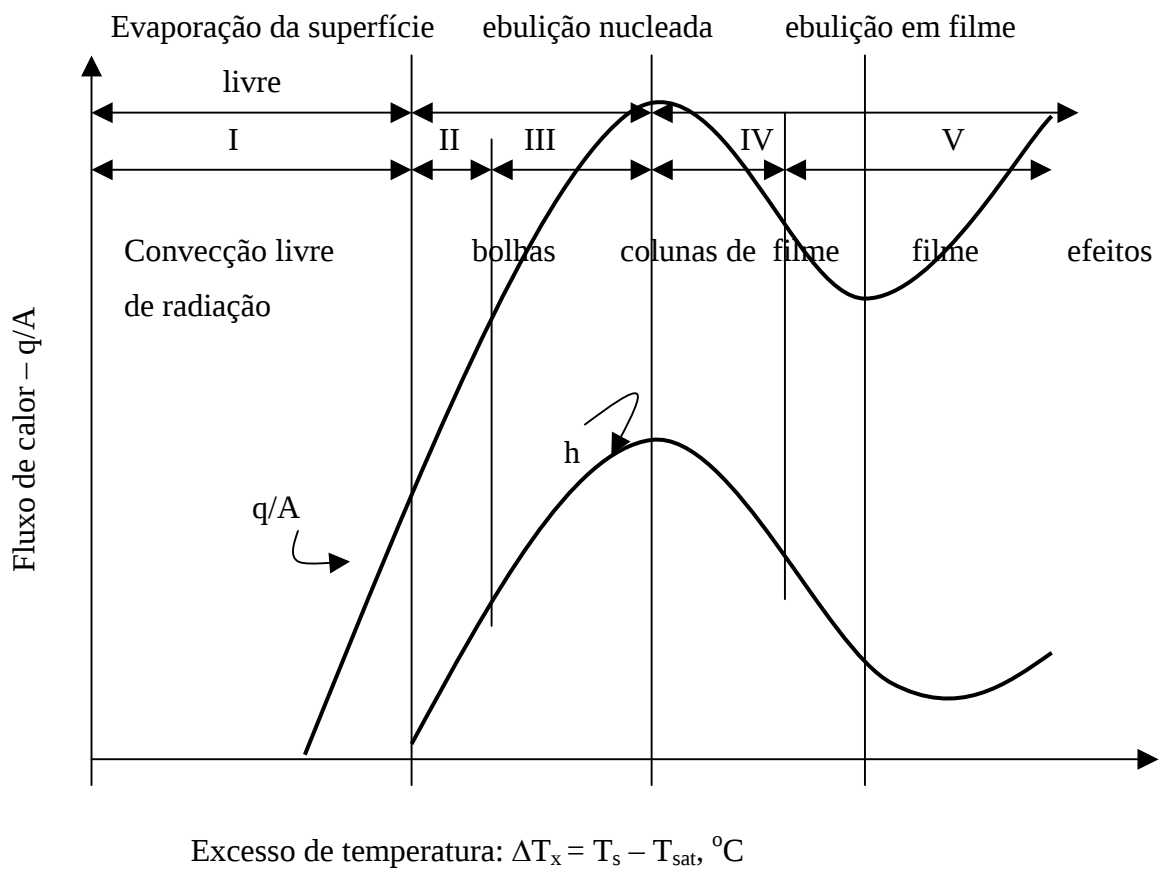


Figura 1. Comportamento de um fluido durante a ebulição.

Este trabalho tem como objetivo o desenvolvimento de um programa de simulação para o dimensionamento e otimização do sistema.

2. MATERIAIS E MÉTODOS

Para a análise de transferência de calor e massa no evaporador horizontal utilizado na destilação do álcool, escreveu-se um programa computacional (linguagem Pascal). Um fluxograma apresentando as principais etapas do programa é mostrado na Figura 2 e cada um de seus itens é discutido nos parágrafos que seguem. O volume de controle usado na análise, a nomenclatura adotada no programa e os casos que foram simulados encontram-se, também, relatados a seguir.

2.1. Volume de controle e nomenclatura

Na simulação da transferência de calor e de massa, o volume de controle (VC) considerado foi o evaporador horizontal do destilador de álcool, construído em aço inoxidável com 14 compartimentos. O evaporador foi representado por 14 retângulos, Figura 3, cada um conectado com o seu antecessor e o seu sucessor, com exceção do primeiro e do último que fazem conexão apenas com o seu sucessor e com o antecessor, respectivamente.

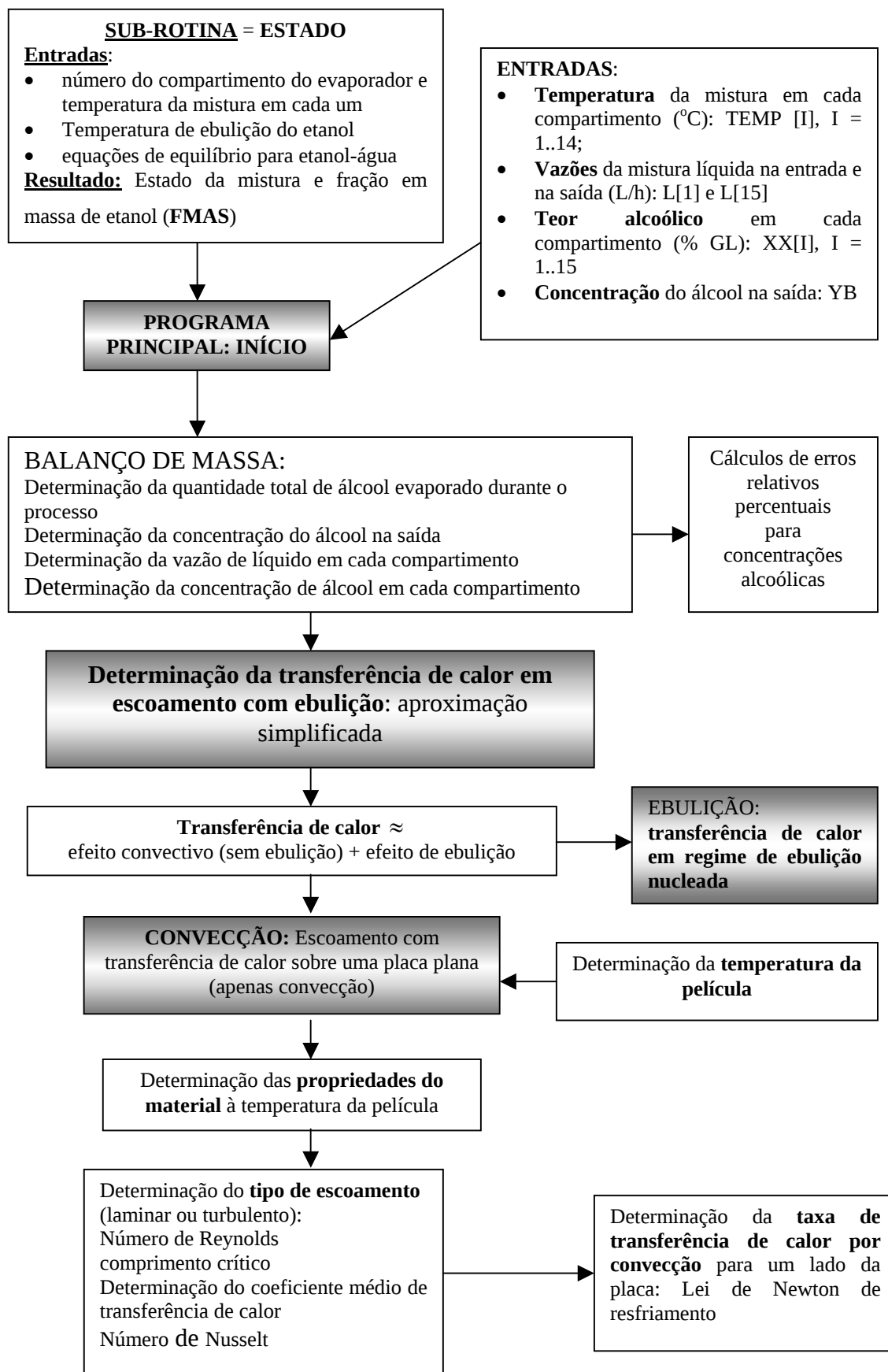
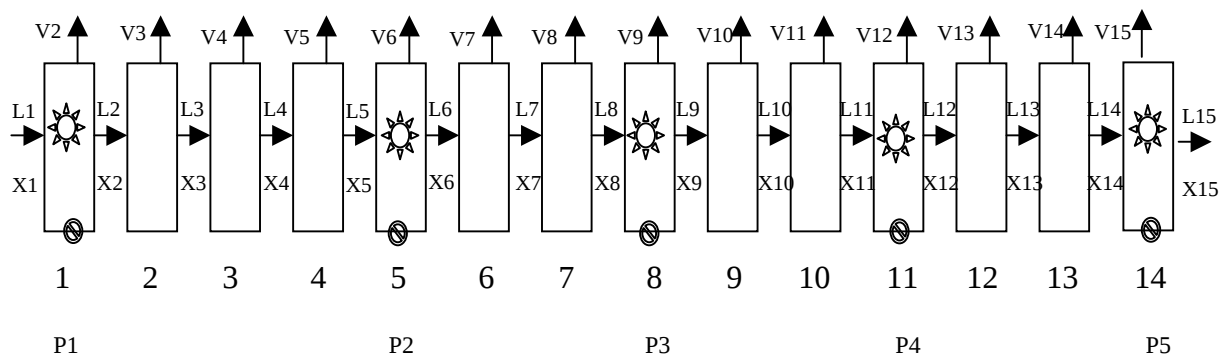


Figura 2. Fluxograma do programa computacional desenvolvido para simular o processo de destilação de mistura etanol-água.

Cada retângulo do modelo possui três aberturas. Uma para entrada da mistura líquida, outra para saída da mistura líquida e a terceira para saída do vapor. Considerando o i -ésimo compartimento do evaporador, a nomenclatura adotada para as vazões foi: a vazão da mistura líquida na entrada do compartimento foi representada por L_i ; a vazão da mistura líquida na saída por L_{i+1} e a vazão da mistura saindo em forma de vapor, por V_{i+1} . A mesma nomenclatura foi adotada para a concentração alcoólica da mistura, X_i . Assim, no primeiro compartimento entra uma mistura líquida a uma vazão $L1$ e a uma concentração $X1$; sai uma mistura líquida a uma vazão $L2$ e a uma concentração $X2$ e sai vapor (álcool) a uma vazão $V2$ e concentração YB .



⊗ local de medição do teor alcoólico; e

☼ local de medição de temperatura.

Figura 3. Esquema utilizado para representar a vista superior do evaporador horizontal nas simulações.

2.2. Casos experimentais simulados

Os valores de vazões da mistura na entrada do volume de controle, de álcool na saída e da mistura na saída (restilo), obtidos nos oito casos experimentais investigados com misturas a teores alcoólicos iniciais de 50 e 15 %, são apresentados nas Tabelas 1 e 2, respectivamente. O programa computacional desenvolvido foi usado para simular cada um desses casos.

Tabela 1. Valores de parâmetros envolvidos nos testes de retificação do álcool para uma mistura com 50 % de concentração de álcool na entrada do destilador.

	Caso 1	Caso 2	Caso 3	Caso 4
Mistura na entrada				
Vazão (L/h)	8,3	29,5	34,8	54,4
Teor alcoólico (GL)	50,0	50,0	50,0	50,0
Álcool na saída				
Vazão (L/h)	5,5	15,5	16,7	22,0
Teor alcoólico médio (GL)	86,0	90,0	89,0	88,0
Mistura na saída (restilo)				
Vazão (L/h)	4,5	15,6	19,7	33,4
Teor alcoólico médio (GL)	0,0	5,0	13,0	15,0

Tabela 2. Valores de parâmetros envolvidos nos testes de retificação do álcool para uma mistura com 15 % de concentração de álcool na entrada do evaporador.

	Caso 5	Caso 6	Caso 7	Caso 8
Mistura na entrada				
Vazão (L/h)	52,9	72,03	115,3	158
Teor alcoólico (GL)	15	15	15	15
Álcool na saída				
Vazão (L/h)	8,3	9,2	9,8	10,5
Teor alcoólico (GL)	85	86	85	86
Mistura na saída				
Vazão (L/h)	42,7	56,9	105	146,6
Teor alcoólico (GL)	0	0	3	6

2.3. Sub-rotina (*procedure*) de estado

O programa é auxiliado por uma sub-rotina (*procedure*) denominada “ESTADO”, cujo objetivo é determinar o estado da mistura (líquido ou líquido-vapor ou vapor) em cada compartimento do evaporador e, também, a fração em massa do etanol na mistura. Para tal, necessita-se de um valor para temperatura de ebulição do etanol (considerado 78,1 °C), da equação de equilíbrio para a mistura etanol-água e da distribuição de temperatura em cada compartimento do evaporador.

2.3.1. Estado da mistura

Na formulação das equações necessárias à descrição do estado da mistura em um determinado compartimento do evaporador, considerou-se o processo de separação vapor-líquido de uma mistura com dois componentes A e B e duas fases, sendo que A (etanol) é mais volátil que B (água).

O equilíbrio do sistema vapor-líquido foi descrito pela regra das fases (GEANKOPLIS, 1978):

$$F = C - P + 2 \quad (1)$$

em que

F = número de variáveis ou grau de liberdade do sistema;

C = número total de componentes nas duas fases (sem reação química); e

P = número de fases em equilíbrio.

Para um sistema com dois componentes e duas fases, pela equação (1), o grau de liberdade é igual a dois. As variáveis (quatro) envolvidas no processo são: temperatura, pressão, a composição Y_A (vapor) e X_A (fase líquida). A composição de B é fixada se Y_A ou X_A é especificada, pois $Y_A + Y_B = 1$ e $X_A + X_B = 1$. Como se tem dois graus de liberdade, ao se fixar duas variáveis, as outras automaticamente ficarão definidas. Por exemplo, se a pressão e a composição líquida forem fixadas, automaticamente estarão definidas a temperatura e a composição de vapor. Geralmente, as relações de equilíbrio líquido-vapor para uma mistura binária de A e B são apresentadas em um diagrama de ponto de ebulição, como mostrado na Figura 4.

Se na Figura 4 a mistura inicial, fria e líquida, com $X_A = 0,3$, for aquecida, a sua ebulição começará a uma temperatura próxima de 84,5 °C e a composição do primeiro vapor

em equilíbrio será, aproximadamente, $Y_A = 0,71$. À medida que a ebulição continua, a composição de XA moverá para cima, pois YA é mais rico em A.

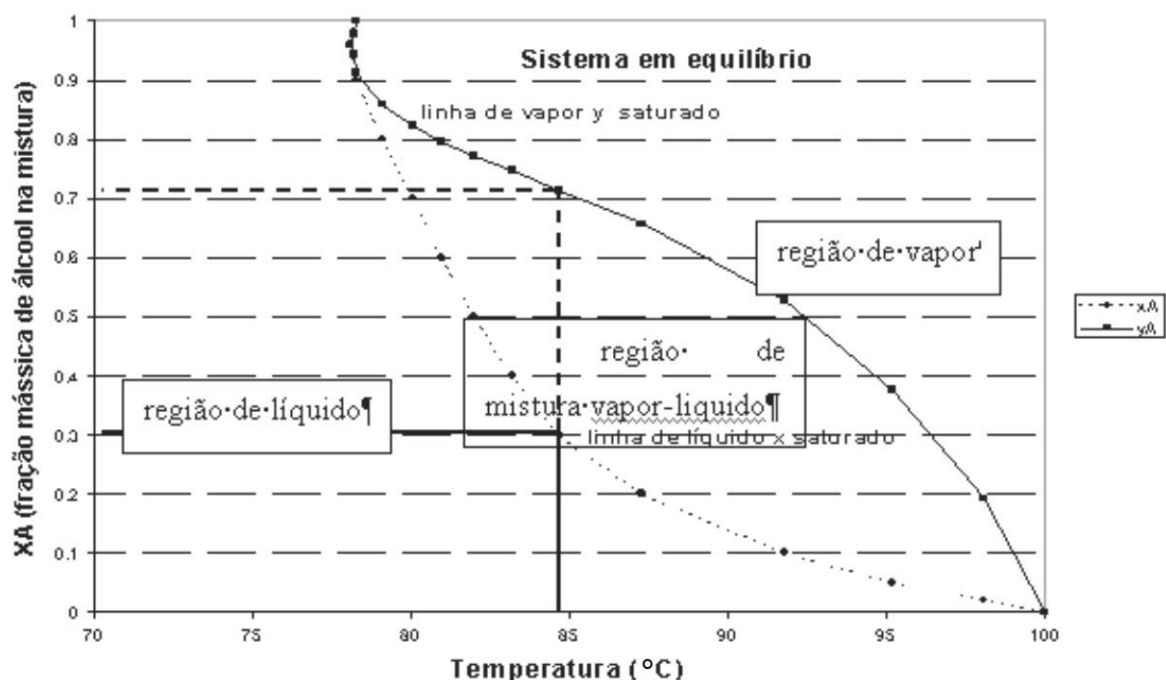


Figura 4. Diagrama de ponto de evaporação para álcool (A)-água (B). Pressão de 1 atm.

As equações (2) e (3) têm por objetivo estimar, durante o estado líquido-vapor, as composições do vapor Y_A e do líquido X_A de etanol (fração em massa de álcool na mistura) em função da temperatura (TEMP, °C), respectivamente. Essas expressões foram obtidas por meio de ajustes de equações polinomiais aos dados tabelados fornecidos por GEANKOPLIS (1978), constantes na Tabela 1C.

Para o compartimento J:

$$Y_A[J] = 6,566 \times 10^{-6} * (TEMP[J])^4 - 2,5 \times 10^{-3} * (TEMP[J])^3 + 0,3561 * (TEMP[J])^2 - 22,289 * TEMP[J] + 520,86 \quad (2)$$

$$R^2 = 0,994$$

$$X_A[J] = 5,441 \times 10^{-6} * (TEMP[J])^4 - 2,1118 \times 10^{-3} * (TEMP[J])^3 + 0,30745 * (TEMP[J])^2 - 19,913 * TEMP[J] + 484,32 \quad (3)$$

$$R^2 = 0,997$$

2.4. Parâmetros de entrada do programa

2.4.1. Temperaturas e concentrações alcoólicas em cada compartimento

As temperaturas e concentrações da mistura, ao longo do tempo de destilação, foram medidas em 5 pontos do evaporador (P1 até P5). Os locais em que estas grandezas foram obtidas encontram-se representados na Figura 3:

Os valores médios obtidos para temperatura e concentração de álcool nos cinco pontos, para as diferentes vazões e concentrações da mistura, são apresentados na Tabela 3.

Os valores médios da temperatura da mistura nos cinco pontos são provenientes de dados determinados em intervalos de tempo de 30 s (sistema de aquisição de dados), enquanto os valores das concentrações alcoólicas da mistura foram obtidos de onze amostras retiradas de cada ponto do evaporador ao longo do processo de destilação. A variação da temperatura da mistura em diferentes compartimentos do evaporador durante o tempo de teste, tomando como exemplo o caso 4 (Tabela 1) dos experimentos (mistura inicial com um teor alcoólico de 50 %), pode ser visualizada na Figura 5. Observa-se que no ponto P1, próximo à entrada da mistura (temperatura ambiente), houve uma grande variação nos valores da temperatura devido ao retorno da mistura (refluxo) pelo funil, o qual é direcionado ao primeiro compartimento do evaporador P1, o que não ocorreu em outros pontos do evaporador.

Tabela 3. Valores experimentais da temperatura e da concentração da mistura em diferentes pontos da bandeja

Vazão L/h	Teor alcoólico (%GL)					Temperatura (°C)				
	P1	P2	P3	P4	P5	P1	P2	P3	P4	P5
Concentração 50%										
54,4	50,0	41,59	31,99	17,36	15,33	48,9	82,8	85,2	88,5	89,9
34,8	50,0	43,45	34,38	16,39	16,47	27,0	82,7	85,3	89,8	90,5
29,5	50,0	34,62	20,99	9,67	7,04	70,0	85,1	89,1	93,1	93,8
8,3	50,0	9,49	4,55	1,81	1,05	46,2	84,0	81,8	87,8	89,6
Concentração 15%										
158	15,0	13,41	12,08	5,86	5,09	41,4	73,7	90,9	93,9	93,0
115,3	15,0	11,00	7,78	3,13	1,56	41,7	79,1	91,1	94,1	94,5
72,03	15,0	12,96	7,10	3,17	3,01	48,6	88,9	93,7	95,8	95,9
52,9	15,0	10,97	4,32	1,67	0,82	58,9	88,7	93,8	95,5	95,4

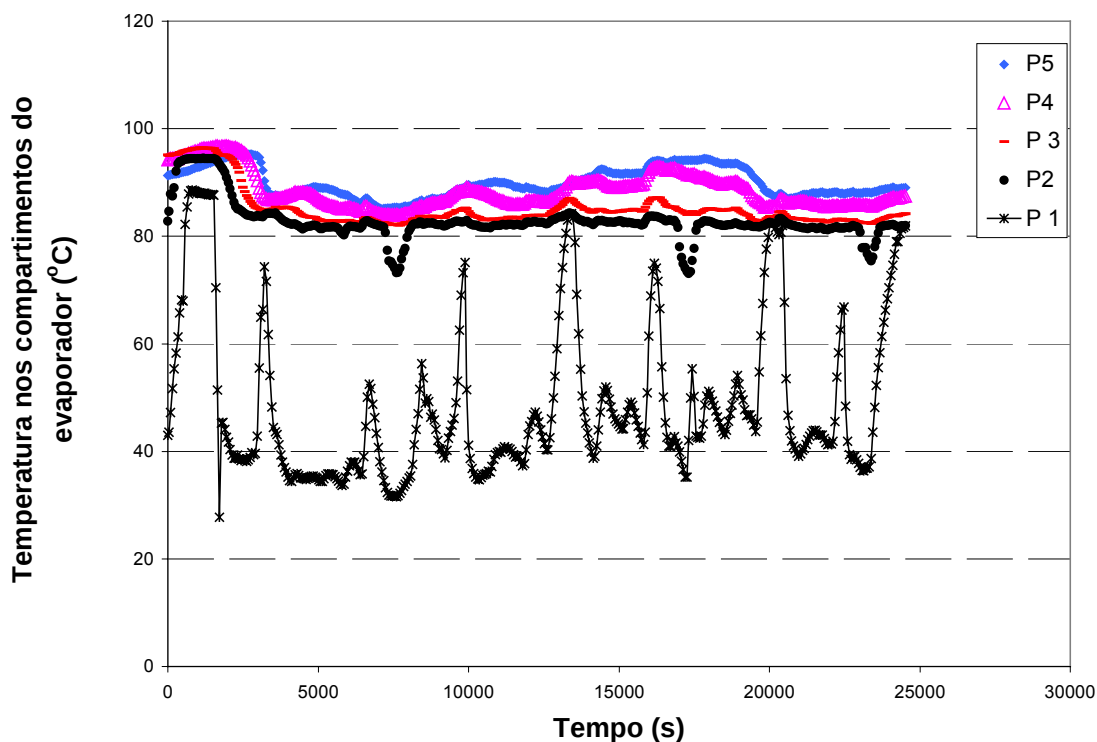


Figura 5. Variação da temperatura da solução em diferentes compartimentos do evaporador durante o tempo de teste. Concentração da mistura = 50 % - Vazão = 54,4 L/h.

Aos valores médios experimentais das temperaturas e concentrações nos cinco locais do evaporador foram ajustadas equações polinomiais para expressar estas grandezas em função da distância em relação à entrada da mistura no evaporador. Estas equações foram usadas para estimar temperatura e a concentração nos compartimentos do evaporador em que não eram conhecidas. Os ajustes das equações polinomiais foram realizados visando a melhor representação possível dos dados experimentais.

Os coeficientes envolvidos nas equações, ajustadas para expressar as variações do teor de álcool (TAL, %GL) e da temperatura (TEMP, °C), em função da distância (DIS, m) no evaporador, podem ser visualizados nas Tabelas 4 e 5, respectivamente, juntamente com seus coeficientes de determinação (R^2). As equações ajustadas encontram-se representadas, de uma forma genérica, conforme equações (4) e (5):

$$\text{TAL} = A1 (\text{DIS})^3 + B1 (\text{DIS})^2 + C1 (\text{DIS}) + D1 \quad (4)$$

$$\text{TEMP} = A2 (\text{DIS})^3 + B2 (\text{DIS})^2 + C2 (\text{DIS}) + D2 \quad (5)$$

Tabela 4. Coeficientes das equações ajustadas para expressar o teor alcoólico (GL) em função da distância na bandeja (m)

Vazão (L/h)	A1	B1	C1	D1	R ²
Concentração = 50%					
54,4		-4,0083	-20,707	51,139	0,9385
34,8		-6,1698	-17,552	51,402	0,9007
29,5		5,0809	-39,221	51,113	0,9623
8,3	-23,593	88,643	-112,69	49,998	1,0000
Concentração = 15%					
158		-3,8497	-2,1197	15,312	0,9098
115,3		-0,953	-8,5499	15,295	0,9703
72,03		-0,4862	-8,7559	15,603	0,8826
52,9		1,761	-13,254	15,524	0,9185

Tabela 5. Coeficientes das equações ajustadas para expressar a temperatura (°C) em função da distância na bandeja (m)

Vazão (L/h)	A2	B2	C2	D2	R ²
Concentração = 50%					
54,4	29,895	-99,948	114,16	43,49	0,9986
34,8	51,703	-172,3	191,32	17,962	0,9978
29,5	-2,1537	-8,167	33,943	68,326	1,0000
8,3	42,477	-129,1	132,32	40,077	0,9858
Concentração =15%					
158		-31,93x2	82,961	40,622	0,9786
115,3		-34,852	86,915	41,549	0,9954
72,03	23,813	-90,134	113,21	48,599	0,9954
52,9		-28,209	65,422	59,159	1,000

2.4.2. Vazões e concentrações de álcool

Alguns dados (Tabelas 1 e 2), tais como: vazões da mistura líquida (na entrada e na saída) e teores alcoólicos da mistura na entrada e do álcool na saída, foram introduzidos no programa e utilizados em cálculos para determinação de outros parâmetros. A vazão e o teor alcoólico do álcool na saída foram utilizados apenas para cálculos de erros percentuais relativos.

2.5. Balanços de massa

Os valores para vazão total de álcool evaporado durante o processo, concentração do álcool na saída, vazão e concentração da mistura líquida em cada compartimento foram obtidos realizando-se balanços de massa no volume de controle e em cada compartimento, como descrito a seguir:

2.5.1. Vazão total de álcool evaporado durante o processo (TOTV):

Balanço global

$$L[1] = L[15] + (V[2]+V[3] +...+ V[15])=L[15] + \text{TOTV} \quad (6)$$

$$\text{TOTV} = L[1] - L[15] \quad (7)$$

A vazão e a concentração de álcool evaporado em todos compartimentos foram consideradas iguais.

2.5.2. Concentração do álcool na saída:

Balanço de álcool

$$L[1] X[1] = L[15] X[15] + \text{TOTV} YB \quad (8)$$

$$YB = (L[1] X[1] - L[15] X[15]) / \text{TOTV} \quad (9)$$

2.5.3. Vazão e concentração da mistura líquida em cada compartimento:

Para o compartimento I:

$$L[I] = L[I+1] + V[I+1] \quad (10)$$

$$L[I+1] = L[I] - V[I+1] = L[I] - \text{TOTV}/14 \quad (11)$$

$$L[I] X[I] = L[I+1] X[I+1] + V[I+1] YB \quad (12)$$

$$X[I+1] = (L[I] X[I] - (TOTV/14) YB)/L[I+1] \quad (13)$$

2.5.4. Velocidade da mistura nos compartimentos - VEL

Para o compartimento I:

$$VEL[I] = L[I] * 0,001/\text{área} = L[I] * 0,001/(3600*0,05*0,1) \quad (14)$$

Área = área transversal ao vetor velocidade, m/s.

2.6. Taxa de transferência de calor para escoamento com ebulição

Uma aproximação simplificada para determinação da transferência de calor em escoamento com ebulição é feita pela adição dos efeitos (a) convectivo (convecção natural ou forçada sem o efeito de ebulição) e (b) de ebulição:

$$\frac{q}{A} = \frac{q}{A}\bigg|_{\text{conv}} + \frac{q}{A}\bigg|_{\text{ebu}} \quad (15)$$

em que:

$$\frac{q}{A}\bigg|_{\text{conv}} = h(T_s - T_\infty). \text{ Transferência convectiva de calor por unidade de área, } Wm^{-2};$$

T_∞ - temperatura média do fluido, °C;

h - coeficiente de transferência de calor por convecção (ebulição ausente), $Wm^{-2} °C^{-1}$; e

$\frac{q}{A}\bigg|_{\text{ebu}}$ - transferência de calor por ebulição por unidade de área (convecção ausente), $W m^{-2}$.

2.6.1. Transferência de calor na ebulição

A correlação usada na simulação, uma das correlações gerais mais aceitas para transferência de calor em regime de ebulição nucleada (PITTS e SISSOM, 1977), foi:

$$\frac{q}{A}\bigg|_{\text{ebu}} = \mu_l h_{fg} \sqrt{\frac{g(\rho_l - \rho_v)}{\sigma}} \left[\frac{c_l (T_s - T_{\text{sat}})}{h_{fg} Pr_l^{1,7} C_{sf}} \right]^3 \quad (16)$$

em que:

c_l = calor específico do líquido saturado, J/kg-K;

C_{sf} = constante superfície-líquido (Tabela 9-1, SCHAUM);

g = aceleração da gravidade local, m/s^2 ;

h_{fg} = entalpia de vaporização, J/kg ;

Pr_l = número de Prandtl para o líquido saturado;

$T_s - T_{sat}$ = excesso de temperatura, K ;

μ_l = viscosidade do líquido, $kg/m\cdot s$;

σ = tensão superficial, N/m ;

ρ_l = densidade do líquido saturado, kg/m^3 ; e

ρ_v = densidade do vapor saturado, kg/m^3 .

Nota: subscritos l e v referem-se aos estados de líquido e de vapor, respectivamente.

2.6.2. Transferência convectiva de calor (processo sem ebulição)

O escoamento da mistura hidroalcoólica, em cada compartimento do evaporador, foi considerado como o de um fluido sobre uma placa plana. Os passos seguidos no programa para a obtenção da transferência convectiva de calor foram:

(1) determinação da temperatura da película:

$$T_p = \frac{T_s - T_\infty}{2} \quad (17)$$

(2) obtenção das propriedades necessárias à determinação da transferência de calor (temperatura da película, T_p);

(3) determinação do regime de escoamento (laminar ou turbulento) pela obtenção do número de Reynolds no final da placa:

$$Re = \frac{V_\infty L}{\nu} \quad (18)$$

em que

V_∞ - velocidade, $m\ s^{-1}$;

L - comprimento mm ; e

ν - viscosidade $m^2\ s^{-1}$.

(4) determinação do comprimento crítico, x_c , no qual haverá transição do regime de escoamento de laminar para turbulento (número de Reynolds crítico=500000):

$$x_c = \frac{Re \nu}{V_\infty} \quad (19)$$

(5) determinação do coeficiente de transferência de calor convectivo médio (INCROPERA e WITT, 1992):

para escoamento em camada limite mista (laminar e turbulenta):

$$\overline{Nu} = \frac{\overline{h} L}{k} = Pr^{1/3} (0,037 Re^{0,8} - 871) \quad (20)$$

Validade da equação: $0,6 < Pr < 60$; $5 \times 10^5 < Re < 10^8$; e

(6) determinação da taxa de transferência de calor por convecção:

$$\frac{q}{A} \Big|_{\text{conv}} = h(T_s - T_\infty) \quad (21)$$

2.7. Propriedades da mistura

2.7.1. Constantes para combinações superfície/fluido e tensão superficial

Valores de várias constantes para combinações superfície-fluido encontram-se na Tabela 6. O valor usado no programa para esta grandeza foi 0,013, correspondente à superfície água-aço inoxidável polida mecanicamente.

Valores de tensão superficial, em função da temperatura, para misturas de álcool etílico em água são apresentados na Tabela 7. O valor usado no programa para esta grandeza foi de 30 dina/cm.

Tabela 6. Constantes para combinações superfície-fluido

Combinação superfície-fluido	C_{sf}
Água-bronze	0,006
Água--cobre	0,013
Água-níquel	0,006
Água-platina	0,013
Água-aço inoxidável	
Corroída quimicamente	0,013
Polido mecanicamente	0,013
Esmerilhada e polido	0,006
Álcool etílico-cromo	0,0027

*Fonte: PITTS e SISSOM (1977)

Tabela 7. Tensão superficial (dina/cm) de álcool etílico (percentagem volumétrica) em água

% de álcool	Temperatura (°C)		
	20	40	50
5	-	54,92	53,35
10	-	48,25	46,77
24	-	35,50	34,32
34	33,24	31,58	30,70
48	30,1	28,93	28,24
60	27,56	26,18	25,50
72	26,28	24,91	24,12
80	24,91	23,43	22,56
96	23,04	21,38	20,40

*Fonte: HANDBOOK OF CHEMISTRY AND PHYSICS (1973)

2.7.2. Condutividade térmica

Os dados para condutividade térmica (k , $\text{W m}^{-1} \text{K}^{-1}$) da mistura álcool-água utilizados no programa foram extraídos de McCABLE e SMITH (1976), Tabela 1D. A esses dados foi ajustada uma equação linear para expressar a variação da condutividade térmica em função do teor de álcool da mistura (X_A , %). A equação é válida para um teor de álcool na faixa de 0 a 100 % e uma temperatura da mistura de 20 °C.

$$k = -0,004155*(X_A) + 0,579918 \quad R^2 = 0,986 \quad (22)$$

2.7.3. Viscosidade

Aos dados de viscosidade ($\mu\text{Pa.s}$) para mistura álcool-água, encontrados em GEANKOPLIS (1978), Tabela 2D, foi ajustada uma equação polinomial para expressar a variação da viscosidade com o teor de álcool na mistura (X_A , %) e temperatura ($TEMP$, °C). A equação é válida para um teor de álcool na faixa de 0 a 100 % e de temperatura de 40 a 100 °C.

$$\mu = -0,31806 \times 10^{-4} * TEMP + 0,141276 \times 10^{-6} * TEMP^2 + 0,11895 \times 10^{-4} * (X_A) - 0,111365 \times 10^{-6} * (X_A)^2 + 0,195174 \times 10^{-2} \quad R^2 = 0,754 \quad (23)$$

2.7.4. Calor específico

Uma equação polinomial, para expressar a variação do calor específico com alterações no teor de álcool (XA, %) da mistura e temperatura (°C), foi ajustada aos dados para calor específico (CE, J kg⁻¹.K⁻¹) da mistura álcool-água encontrados em McCABLE e SMITH (1976), Tabela 3D. A equação é válida para um teor de álcool na faixa de 0 a 100 % e temperatura de 38,1 a 77 °C.

$$\begin{aligned} \text{CE} = & 5094,16 - 42,6032 \cdot \text{TEMP} + 0,438767 \cdot \text{TEMP}^2 + 11,0258 \cdot \text{XA} - 0,297768 \cdot (\text{XA})^2 \\ & + 0,114400 \cdot \text{TEMP} \cdot \text{XA} \quad R^2 = 0,912 \end{aligned} \quad (24)$$

2.7.5. Massa específica

Dados para densidade (ρ , kg m⁻³) da mistura em função da temperatura não foram encontrados na literatura investigada. Assim, aos dados para densidade da mistura (álcool-água) a 20 °C, extraídos de HANDBOOK OF CHEMISTRY AND PHYSICS (1977), Tabela 4D foi ajustada uma equação polinomial para expressar a variação da massa específica em função do teor de álcool da mistura (XA, %). A equação é válida para um teor de álcool na faixa de 0 a 50 %.

$$\begin{aligned} \rho = & -3,769 \times 10^{-4} \cdot (\text{XA})^3 + 1,888 \times 10^{-2} \cdot (\text{XA})^2 - 1,6962 \times 10^0 \cdot (\text{XA}) + 997,62 \\ R^2 = & 0,9997 \end{aligned} \quad (25)$$

2.7.6. Outras propriedades

As outras propriedades necessárias para tornar o programa executável foram: (a) aceleração da gravidade, $g = 9,8 \text{ m s}^{-2}$; (b) calor específico do líquido saturado ($c_l = 4,195 \text{ kJ kg}^{-1} \text{ K}^{-1}$); (c) entalpia de vaporização ($h_{fg} = 2308,8 \text{ kJ/kg}$); (d) densidade do líquido saturado ($\rho_l = 971,8 \text{ kg m}^{-3}$); (e) densidade do vapor saturado ($\rho_v = 0,2935 \text{ kg m}^{-3}$); (f) número de Prandtl para líquido saturado ($Pr = 2,29$), e (g) viscosidade do líquido ($\mu = 365 \times 10^{-6} \text{ Pa s}$). Os valores destas grandezas foram considerados constantes e são relativos à água (valores para mistura não foram encontrados na literatura investigada).

2.8. Considerações

O programa computacional para a simulação da transferência de calor no evaporador horizontal é válido sob as seguintes condições:

- 1) o evaporador opera em regime permanente; existe equilíbrio entre as fases líquida e de vapor dentro de cada compartimento (ambas possuem a mesma temperatura).
- 2) distribuições homogêneas da temperatura da mistura e da concentração de álcool em cada um dos compartimentos do evaporador.
- 3) o aumento do ponto de ebulição da solução ao longo do processo é desprezível;
- 4) o calor sensível necessário para aquecer a mistura até o ponto de ebulição é desprezível.
- 5) o evaporador é termicamente isolado; a perda de calor por radiação e convecção é desprezível.
- 6) a pressão é a mesma (1 atm) em todos os compartimentos do evaporador.
- 7) uma mesma quantidade de álcool é vaporizada em cada um dos compartimentos.
- 8) o refluxo da mistura no primeiro compartimento é insignificante durante o processo.

3. RESULTADOS E DISCUSSÃO

Os estados físicos, temperaturas e concentrações da mistura nos quatorze compartimentos internos do evaporador horizontal, para os oito casos investigados, são mostrados na Tabela 8 e constituem os primeiros resultados provenientes do programa computacional desenvolvido. Observa-se que, em todos os casos, a mistura escoando nos primeiros compartimentos do evaporador encontrava-se no estado líquido. As misturas nos casos 1, 3, 4, 7 e 8 permaneceram no estado líquido nos quatro primeiros compartimentos e nos casos 2, 5 e 6 as misturas nos três primeiros compartimentos encontravam-se no estado líquido.

Durante cada experimento, pôde-se observar, pelo visor central do equipamento, a ebulição da mistura nos quatro compartimentos centrais, entretanto, os compartimentos no início e no final do evaporador não puderam ser visualizados. Esperava-se que as menores temperaturas da mistura fossem primeiros compartimentos, pois no início de cada experimento a mistura (à temperatura ambiente) era introduzida diretamente no primeiro compartimento do evaporador. À medida que acontece o escoamento da mistura pelos compartimentos do evaporador (temperatura constante), este cede calor para a mistura até que sua temperatura atinja 78,1°C; neste ponto, inicia-se a evaporação do álcool. A mistura, cuja quantidade e concentração de álcool diminui à medida que o álcool evapora, tem a sua temperatura elevada em um tempo menor. Quando sua temperatura atinge, aproximadamente, 100 °C acontece a evaporação da água.

Em cada compartimento, o estado da mistura no programa foi determinado por meio de equações (regressões lineares) ajustadas aos dados de temperatura obtidos experimentalmente. A variação da temperatura da mistura com a distância no evaporador pode ser vista na Figura 6, para todos casos investigados.

As concentrações alcoólicas da mistura em diferentes compartimentos do evaporador, para os diferentes casos estudados, são apresentadas na Figura 7.

Tabela 8. Resultados provenientes do programa computacional desenvolvido para simular o comportamento do evaporador horizontal

Comp.	Distancia (m)	Estado	Temp °C	*XXS	Estado	Temp °C	*XXS	Estado	Temp °C	*XXS	Estado	Temp °C	*XXS
		CASO1 50%-8,3			CASO2 50%29,5			CASO3 50%-34,8			CASO4 50%54,4		
1	0,00	LIQ	40,08	0,5000	LIQ	68,33	0,5111	LIQ	17,96	0,5140	LIQ	43,49	0,5114
2	0,15	LIQ	57,16	0,3501	LIQ	73,23	0,4534	LIQ	42,96	0,4863	LIQ	58,47	0,4794
3	0,30	LIQ	69,31	0,2353	LIQ	77,72	0,3980	LIQ	61,25	0,4558	LIQ	69,55	0,4457
4	0,44	LIQ	76,95	0,1557	LIQ SAT	81,50	0,3484	LIQ	73,19	0,4248	LIQ	76,92	0,4125
5	0,59	LIQ SAT	81,99	0,0952	LIQ SAT	85,07	0,2974	LIQ SAT	81,48	0,3890	LIQ SAT	82,19	0,3753
6	0,66	LIQ SAT	83,47	0,0745	LIQ SAT	86,55	0,2744	LIQ SAT	84,04	0,3713	LIQ SAT	83,89	0,3573
7	0,73	LIQ SAT	84,51	0,0579	LIQ SAT	87,91	0,2519	LIQ SAT	85,92	0,3530	LIQ SAT	85,19	0,3389
8	0,80	LIQ SAT	85,21	0,0450	LIQ SAT	89,15	0,2299	LIQ SAT	87,22	0,3341	LIQ SAT	86,16	0,3201
9	0,91	LIQ SAT	85,81	0,0308	LIQ SAT	90,83	0,1963	LIQ SAT	88,34	0,3032	LIQ SAT	87,14	0,2898
10	1,01	LIQ SAT	86,09	0,0230	LIQ SAT	92,06	0,1668	LIQ SAT	88,7	0,2738	LIQ SAT	87,64	0,2614
11	1,12	LIQ SAT	86,42	0,0183	LIQ SAT	93,07	0,1356	LIQ SAT	88,75	0,2400	LIQ SAT	87,97	0,2292
12	1,20	LIQ SAT	86,86	0,0165	LIQ SAT	93,58	0,1136	LIQ SAT	88,78	0,2146	LIQ SAT	88,22	0,2052
13	1,29	LIQ SAT	87,75	0,0149	LIQ SAT	93,90	0,0897	LIQ SAT	89,03	0,1849	LIQ SAT	88,61	0,1776
14	1,37	LIQ SAT	89,02	0,0132	LIQ SAT	93,96	0,0692	LIQ SAT	89,63	0,1578	LIQ SAT	89,17	0,1525
15	1,40	LIQ SAT	90,90	0,0104	LIQ SAT	93,81	0,0493	LIQ SAT	90,74	0,1298	LIQ SAT	90,02	0,1269

		CASO5 15%52,9			CASO6 15%72,03			CASO7 15%115,3			CASO8 15%158		
1	0,00	LIQ	59,16	0,1552	LIQ	48,60	0,1560	LIQ	41,55	0,1529	LIQ	40,62	0,1531
2	0,15	LIQ	68,34	0,1358	LIQ	63,63	0,1428	LIQ	53,80	0,1399	LIQ	52,35	0,1491
3	0,30	LIQ	76,25	0,1171	LIQ	75,09	0,1293	LIQ	64,49	0,1264	LIQ	62,64	0,1433
4	0,44	LIQ SAT	82,48	0,100332	LIQ SAT	82,99	0,1166	LIQ	73,04	0,1135	LIQ	70,94	0,1363
5	0,59	LIQ SAT	87,94	0,083171	LIQ SAT	88,91	0,1027	LIQ SAT	80,70	0,0992	LIQ SAT	78,45	0,1272
6	0,66	LIQ SAT	90,05	0,075435	LIQ SAT	90,90	0,0961	LIQ SAT	83,73	0,0924	LIQ SAT	81,47	0,1224
7	0,73	LIQ SAT	91,88	0,067870	LIQ SAT	92,47	0,0895	LIQ SAT	86,42	0,0855	LIQ SAT	84,17	0,1171
8	0,80	LIQ SAT	93,44	0,060478	LIQ SAT	93,67	0,0829	LIQ SAT	88,78	0,0785	LIQ SAT	86,56	0,1115
9	0,91	LIQ SAT	95,33	0,049211	LIQ SAT	94,92	0,0723	LIQ SAT	91,78	0,0673	LIQ SAT	89,68	0,1020
10	1,01	LIQ SAT	96,46	0,039339	LIQ SAT	95,53	0,0626	LIQ SAT	93,78	0,0569	LIQ SAT	91,84	0,0924
11	1,12	LIQ SAT	97,05	0,028885	LIQ SAT	95,79	0,0519	LIQ SAT	95,18	0,0452	LIQ SAT	93,49	0,0811
12	1,20	LIQ SAT	97,04	0,021550	LIQ SAT	95,81	0,0440	LIQ SAT	95,66	0,0366	LIQ SAT	94,20	0,0722
13	1,29	LIQ SAT	96,61	0,013568	LIQ SAT	95,77	0,0350	LIQ SAT	95,67	0,0268	LIQ SAT	94,51	0,0617
14	1,37	LIQ SAT	95,84	0,006712	LIQ SAT	95,76	0,0269	LIQ SAT	95,21	0,0179	LIQ SAT	94,35	0,0518
15	1,40	LIQ SAT	94,71	0,000082	LIQ SAT	95,84	0,0188	LIQ SAT	94,30	0,0089	LIQ SAT	93,78	0,0414

* XXS = valores de temperatura ajustados pelas equações de regressão

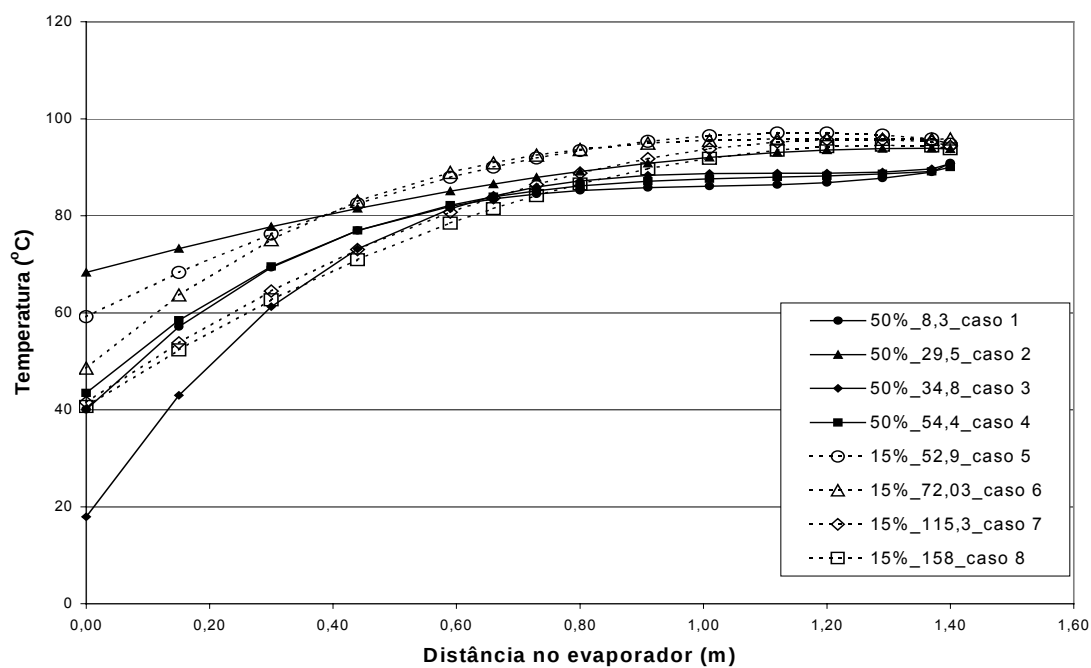


Figura 6. Valores das temperaturas da mistura, obtidos das equações ajustadas, em diferentes compartimentos do evaporador, com vazões de 8,3 a 158.

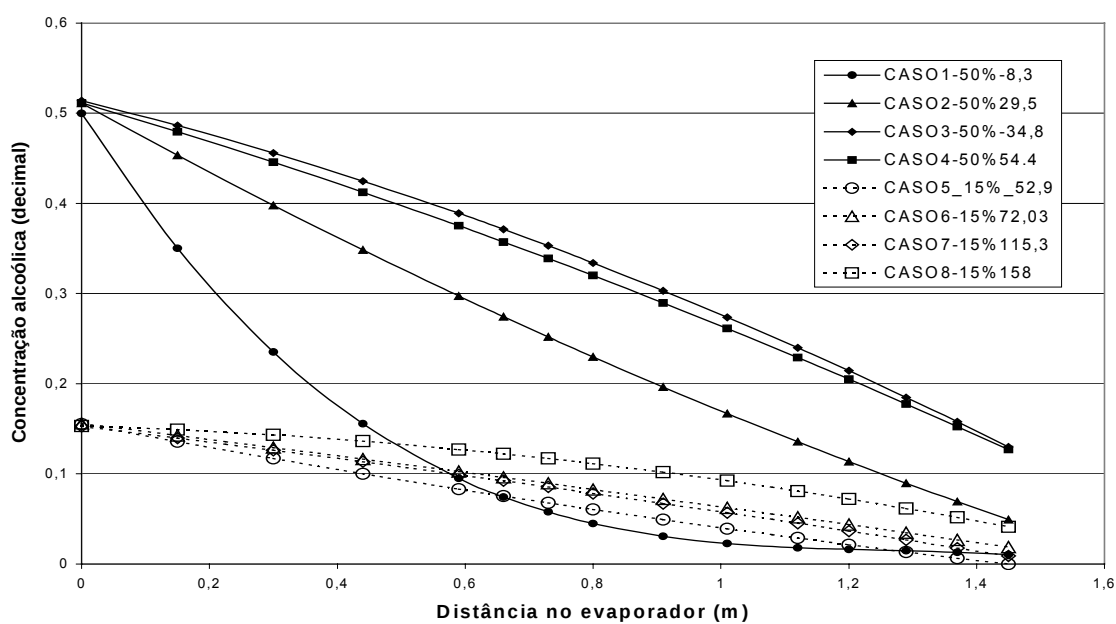


Figura 7. Concentrações alcoólicas da mistura, obtidas das equações ajustadas, em diferentes compartimentos do evaporador, com vazões de 8,3 a 158.

Os erros relativos percentuais envolvidos nos valores das concentrações de álcool e das temperaturas nos compartimentos 5, 8, 11 e 15 do evaporador são apresentados nas (Tabelas 9 e 10), respectivamente. Observa-se que para todos casos, exceto o caso 5, os erros maiores envolvidos nas concentrações (Tabela 9) aconteceram no compartimento 11, enquanto os menores erros, nos casos 2, 3, 4, 6 e 7, aconteceram no compartimento 8 e para os outros casos no compartimento 5.

Tabela 9. Erros relativos percentuais envolvidos no valor da concentração de álcool

		Compartimento			
		5	8	11	15
		Concentração			
CASO 1	XXS	0,10	0,04	0,02	0,011
	XX	0,09	0,05	0,02	0,01
	Erro	0,3	1,1	1,2	0,6
CASO 2	XXS	0,30	0,23	0,14	0,05
	XX	0,35	0,21	0,10	0,07
	Erro	14,1	9,5	40,2	30,0
CASO 3	XXS	0,39	0,33	0,24	0,13
	XX	0,43	0,34	0,16	0,16
	Erro	10,5	2,8	46,5	21,2
CASO 4	XXS	0,38	0,32	0,23	0,13
	XX	0,42	0,32	0,17	0,15
	Erro	9,8	0,6	31,7	17,1
CASO 5	XXS	0,08	0,06	0,03	0,00
	XX	0,11	0,04	0,02	0,01
	Erro	24,2	40,0	73,0	99,0
CASO 6	XXS	0,10	0,08	0,05	0,02
	XX	0,13	0,07	0,03	0,03
	Erro	20,8	16,7	63,6	37,4
CASO 7	XXS	0,10	0,08	0,05	0,01
	XX	0,11	0,08	0,03	0,02
	Erro	9,8	0,8	44,5	42,7
CASO 8	XXS	0,13	0,11	0,08	0,04
	XX	0,13	0,12	0,06	0,05
	Erro	5,1	7,7	38,4	18,6

XXS = concentração de álcool obtida pela equação de regressão

XX = concentração de álcool obtida experimentalmente

Os erros maiores envolvidos nas temperaturas (Tabela 10) não aconteceram em um só compartimento; para os casos de 1 a 4, estes erros aconteceram no compartimento 8. Considerando todos os casos, tem-se que o erro médio para temperatura foi de 1,2 %, sendo os erros mínimo e máximo iguais a 0,007 e 6,5 %. Os erros envolvidos nas concentrações foram maiores e, neste caso, os valores médio,

mínimo e máximo foram iguais a 24,4, 0,3 e 99 %, respectivamente. Deve-se observar que 1 é a leitura mínima que se pode esperar do alcoômetro.

Tabela 10. Erro relativo percentual envolvido no valor de temperatura

		Compartimento			
		5	8	11	15
		Temperatura			
CASO 1	TEMP	82,0	85,2	86,4	90,9
	TT	84,0	81,8	87,8	89,6
	Erro	2,4	4,2	1,57	1,45
CASO 2	TEMP	85,1	89,2	93,1	93,8
	TT	85,1	89,1	93,1	93,8
	Erro	0,039	0,057	0,03	0,007
CASO 3	TEMP	81,5	87,2	88,8	90,7
	TT	82,7	85,3	89,8	90,5
	Erro	1,5	2,2	1,2	0,3
CASO 4	TEMP	82,2	86,2	88,0	90,0
	TT	82,8	85,2	88,5	89,9
	Erro	0,73	1,12	0,59	0,13
CASO 5	TEMP	87,9	93,4	97,1	94,7
	TT	88,7	93,8	95,5	95,4
	Erro	0,86	0,38	1,6	0,72
CASO 6	TEMP	88,9	93,7	95,8	95,8
	TT	88,9	93,7	95,8	95,9
	Erro	0,009	0,028	0,015	0,059
CASO 7	TEMP	80,7	88,8	95,2	94,3
	TT	79,1	91,1	94,1	94,5
	Erro	2,02	2,6	1,1	0,21
CASO 8	TEMP	78,5	86,6	93,5	93,8
	TT	73,7	90,9	93,9	93,0
	Erro	6,5	4,8	0,44	0,84

TEMP = temperatura obtida pela equação de regressão

TT = temperatura obtida experimentalmente

Para cada caso investigado, conforme se observa na Tabela 11, os valores dos teores de álcool e vazões da mistura, no início e no final do processo, determinados experimentalmente, foram usados para calcular a vazão e o teor do álcool evaporado na saída. Observa-se que os erros relativos à vazão do álcool evaporado variaram de 4,8 (caso 4) a 44,7 % (caso 1), tendo um valor médio de 17,8 % para todos os casos analisados. Entretanto, se o resíduo, for observado ($L[1]-L[15]-V[15]$ = massa que entra menos massa que sai, em que todas as parcelas foram obtidas experimentalmente), verifica-se que ele assume valores diferentes, variando de -1,70 até 5,93, embora seu valor devesse ser zero (balanço de massa; o que indica a existência de algum problema

na obtenção dos valores experimentais (Figura 8), como por exemplo: erros na medição das vazões ou permanência de mistura no evaporador após o final de um experimento. Os resíduos determinados para os casos de 1 a 4 foram negativos, indicando que a quantidade de matéria que saiu do volume de controle foi maior do que aquela que entrou. Já para os casos de 5 a 8, os valores de resíduo foram positivos, indicando uma maior quantidade de matéria entrando do que saindo.

O erro envolvido no teor do álcool obtido ao final do processo foi em média igual a 26,4 % e variou de 0,14 % (caso 2) a 69,8 % (caso 7).

Os valores da massa específica, condutividade térmica, viscosidade e calor específico da mistura, nos diferentes casos investigados, em função da distância no evaporador horizontal, são apresentados, respectivamente, nas Figuras 9, 10, 11 e 12. A massa específica Figura 9 e a condutividade térmica Figura 10 da mistura aumentam com a distância da origem do evaporador. Entretanto, a viscosidade da mistura Figura 11 diminui com o aumento da distância dos compartimentos. Os valores dos calores específicos da mistura Figura 12 mostram uma tendência de crescimento com a distância horizontal até um determinado compartimento e, a seguir, de decréscimo.

Tabela 11. Teores de álcool e vazões da mistura na entrada e na saída e vazão do álcool evaporado

Caso	Mistura inicial		Mistura na saída		Vazão de álcool evaporado na saída (L/h)			Balanco global para vazão	Teor de álcool evaporado na saída		
	*1 Teor de álcool (X1)	*1 Vaz (L/h) (L1)	*1 Vaz (L/h) (L15)	*1 Teor de álcool (X15)	*1 Vaz (YB)	*2 Vazão V15=L1-L15	Erro (%) na vazão (V15)	*3 Resíduo	*1 Teor de álcool	*4 Teor YBC	Erro (%)
1	0,5	8,3	4,5	0	5,5	3,8	44,7	-1,70	0,86	0,75	12,3
2	0,5	29,5	15,6	5	15,5	13,9	11,5	-1,60	0,90	0,90	0,14
3	0,5	34,8	19,7	13	16,7	15,1	10,6	-1,60	0,89	0,89	0,16
4	0,5	54,4	33,4	15	22	21	4,8	-1,00	0,88	1,01	14,6
5	0,15	52,9	42,7	0	8,3	10,2	18,6	1,90	0,85	0,96	12,5
6	0,15	72,03	56,9	0	9,2	15,13	39,2	5,93	0,86	1,17	36,6
7	0,15	115,3	105	3	9,8	10,3	4,9	0,50	0,85	1,44	69,8
8	0,15	158	146,6	6	10,5	11,4	7,9	0,90	0,86	1,42	65,0

*1 valor obtido experimentalmente

*2 valores obtidos por meio de cálculo

*3 Resíduo = $L[1]-L[15]-V[15]$

*4 YBC = $(L[1]X[1] - L[15]X[15])/ X[15]$

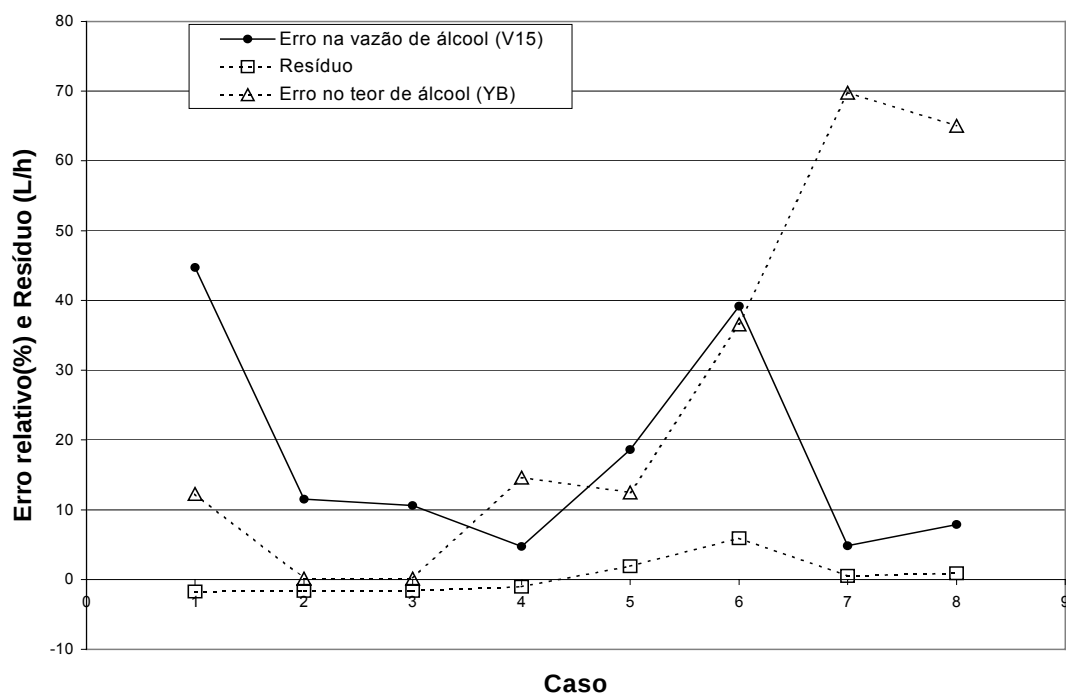


Figura 8. Erros relativos percentuais envolvidos na vazão de álcool evaporado, no teor final do álcool e resíduo.

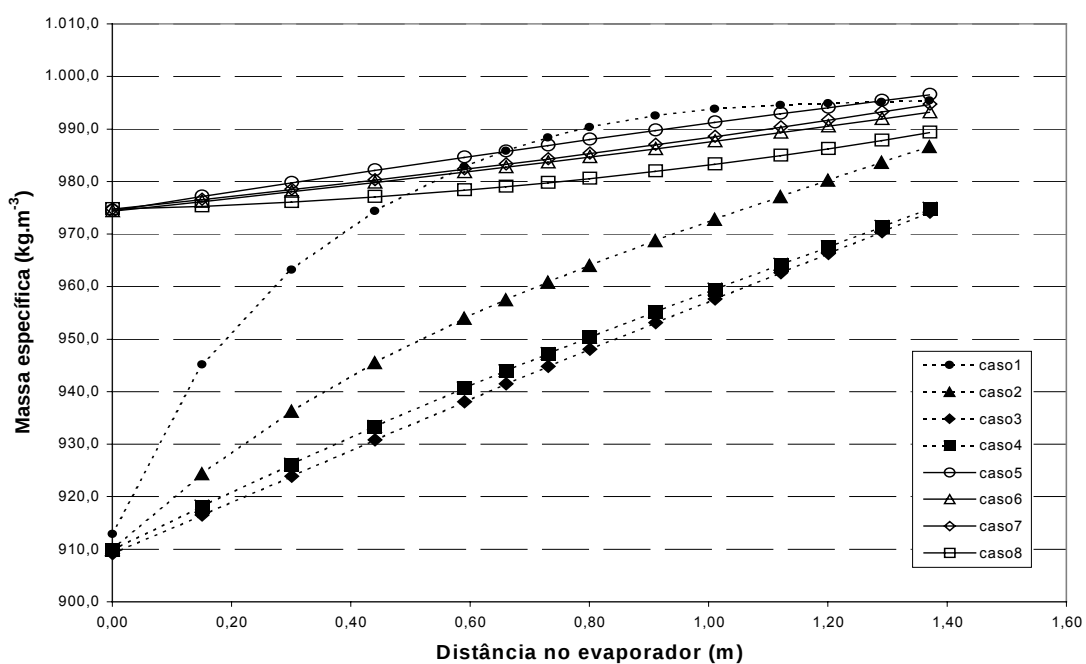


Figura 9. Massa específica da mistura hidroalcoólica nos diferentes compartimentos do evaporador para os oito casos investigados.

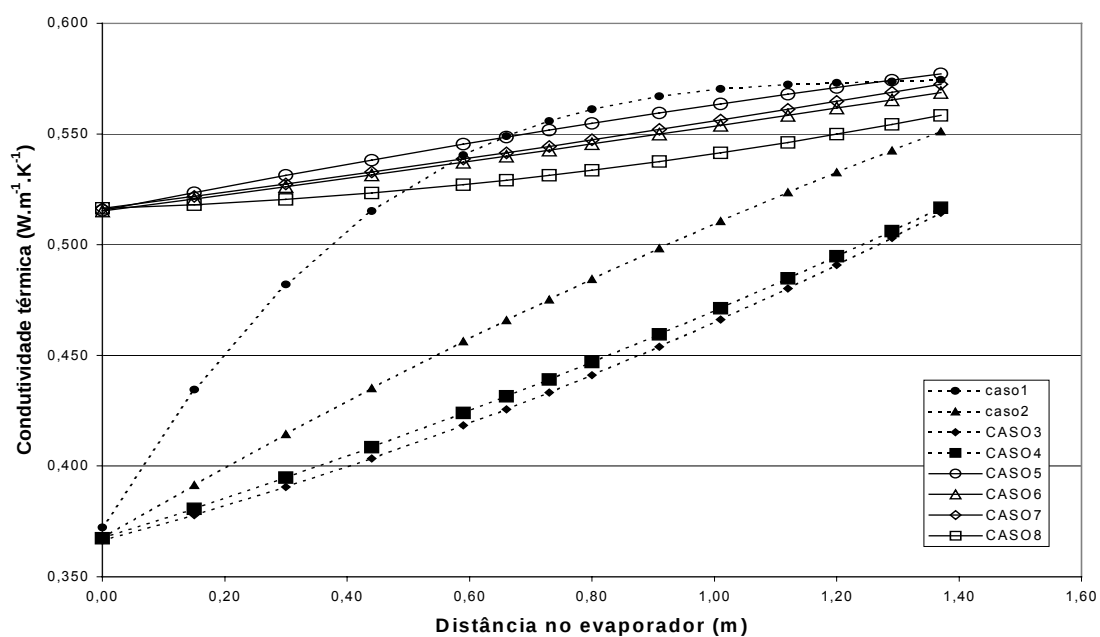


Figura 10. Condutividade térmica da mistura hidroalcoólica nos diferentes compartimentos do evaporador para os oito casos investigados.

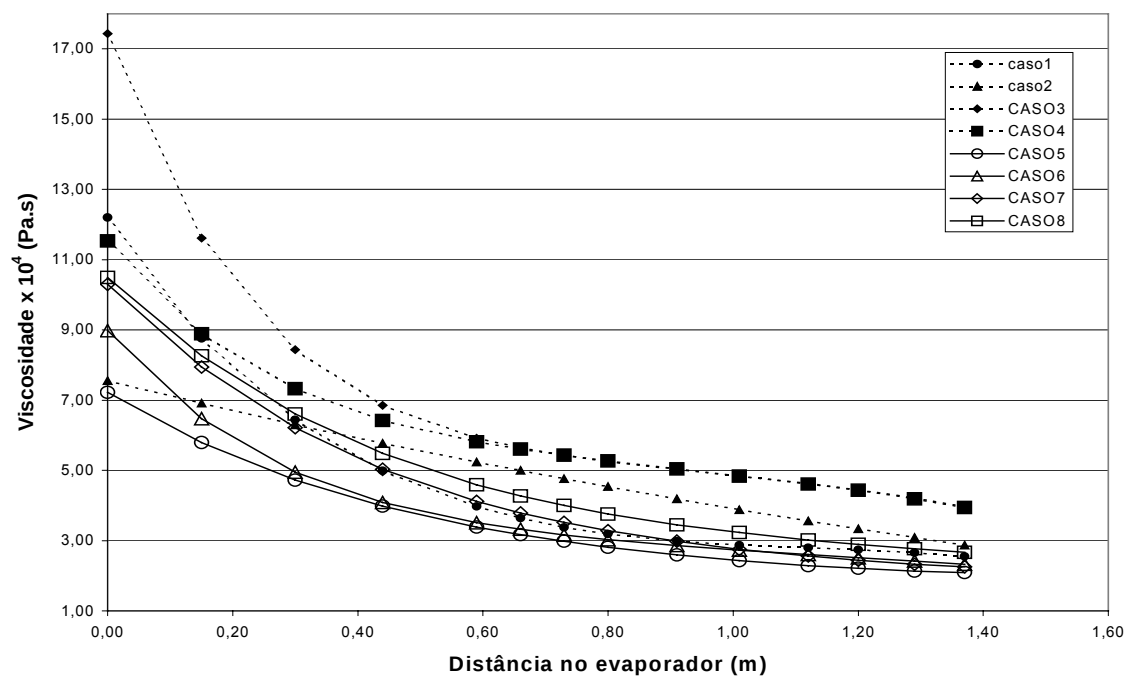


Figura 11. Viscosidade da mistura hidroalcoólica nos diferentes compartimentos do evaporador para os oito casos investigados.

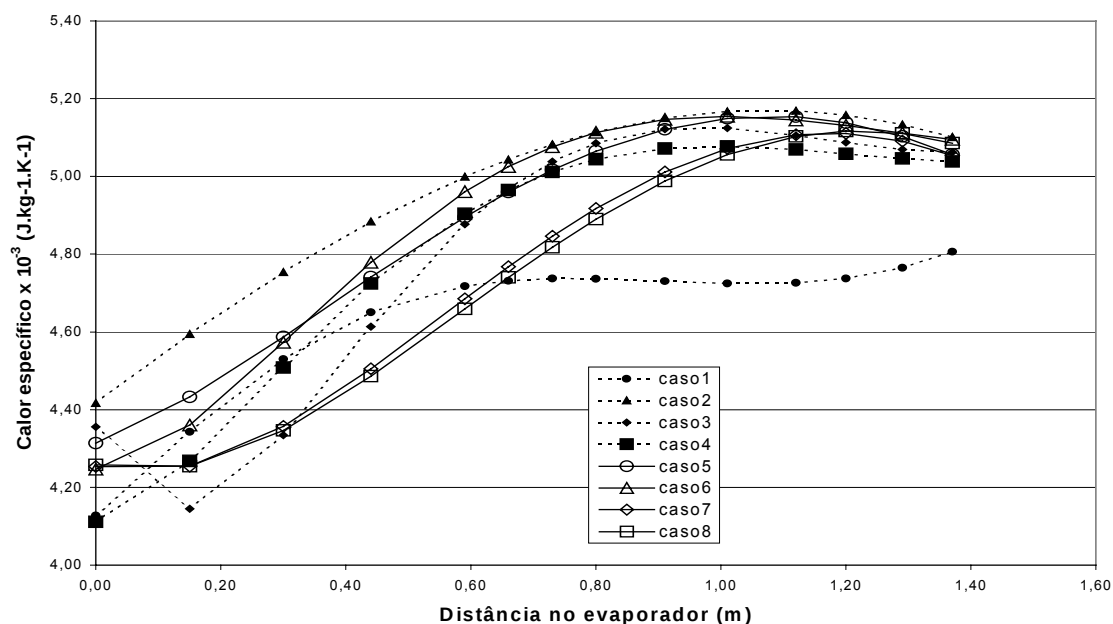


Figura 12. Calor específico da mistura hidroalcoólica nos diferentes compartimentos do evaporador para os oito casos investigados.

Valores do número de Reynolds para o escoamento da mistura pelos compartimentos do evaporador, para os diferentes casos investigados, são apresentados na Figura 13. Em todos os casos, exceto caso 6, os valores do número de Reynolds cresceram com o número do compartimento e em todos os casos seus valores estiveram abaixo de 500000, ou seja, durante cada um dos experimentos o escoamento da mistura foi laminar.

O comprimento crítico ao longo dos compartimentos é um parâmetro que indica o final do regime laminar e início do escoamento transiente e pode ser visualizado na Figura 14. Observa-se que o menor valor do comprimento crítico (16,5 m) é muito maior que o comprimento de cada compartimento, assim, o escoamento em regime transiente da mistura não acontecerá em nenhum dos casos.

Valores de coeficientes de transferência convectiva de calor, Figura 15, crescem com a distância da origem do evaporador. O menor valor foi de $12,8 \text{ W m}^{-2} \text{ }^{\circ}\text{C}^{-1}$ para o compartimento 1 e o maior valor foi de $101,6 \text{ W m}^{-2} \text{ }^{\circ}\text{C}^{-1}$ para o compartimento 14.

A taxa de transferência de calor (por convecção* e por ebulição**) por unidade de área (A) em cada compartimento pode ser vista na Figura 16. Observa-se que a transferência de calor convectiva aconteceu em todos os compartimentos do evaporador enquanto a transferência de calor por ebulição ocorreu apenas nos compartimentos em

que havia evaporação do álcool. A taxa convectiva varia ao longo dos compartimentos, enquanto, o valor da taxa de transferência por ebulição é o mesmo para todos eles, visto que na sua determinação, para todos os compartimentos, foram usados os mesmos valores das propriedades na equação (13), correspondentes a valores para a água. Observa-se que os valores das taxas de transferência de calor por ebulição são muito maiores do que aqueles por convecção.

As taxas de transferência de calor total nos compartimentos do evaporador são apresentadas na Figura 17 e uma ampliação desta parte inferior da Figura 17 é apresentada na Figura 18.

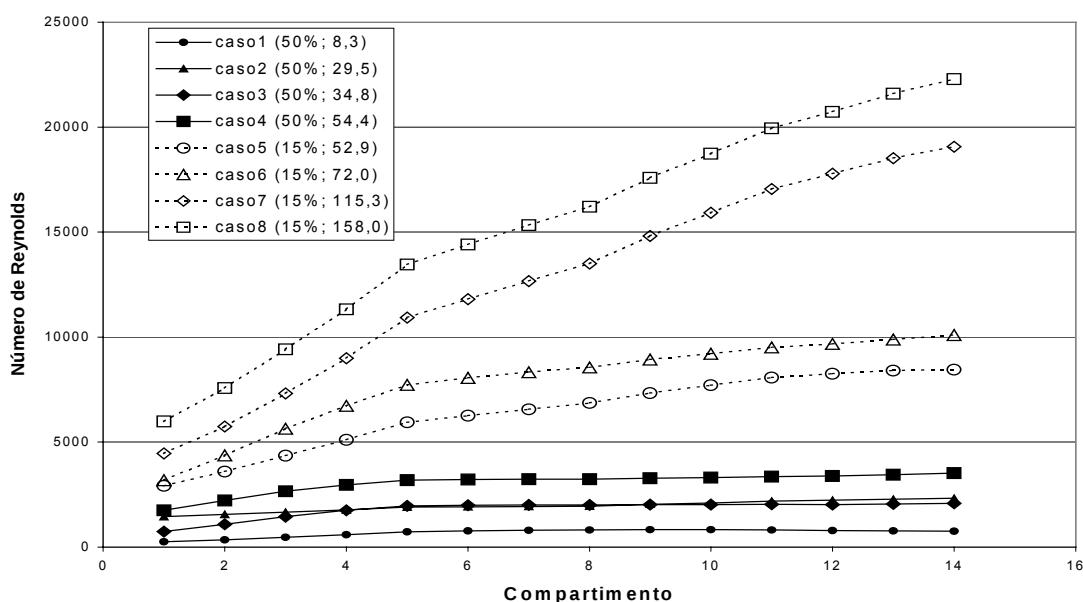


Figura 13. Valor do número de Reynolds para cada compartimento do evaporador, para cada caso investigado, com vazões de 8,3 a 158.

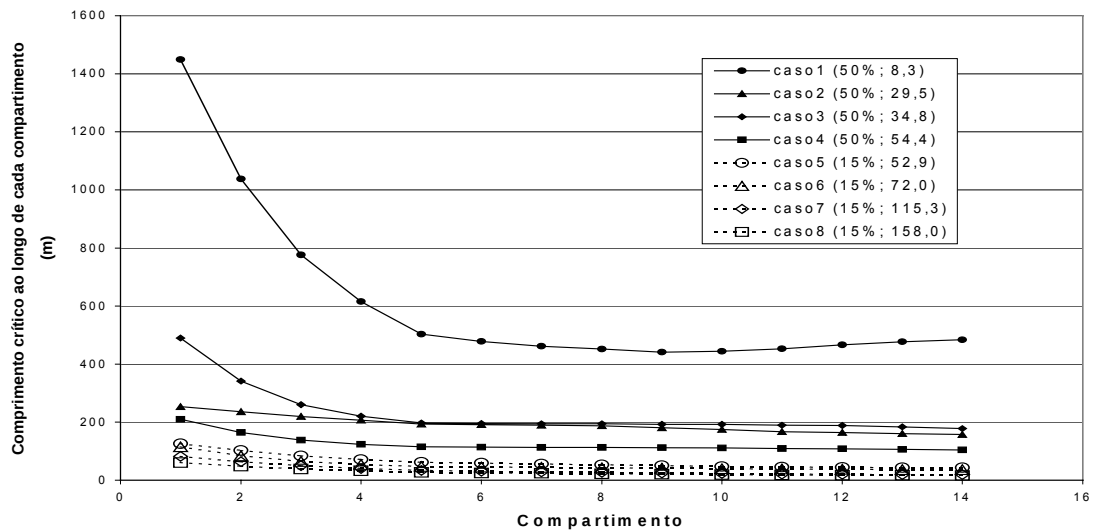


Figura 14. Valores dos comprimentos críticos nos compartimentos do evaporador para cada caso investigado, com vazões de 8,3 a 158.

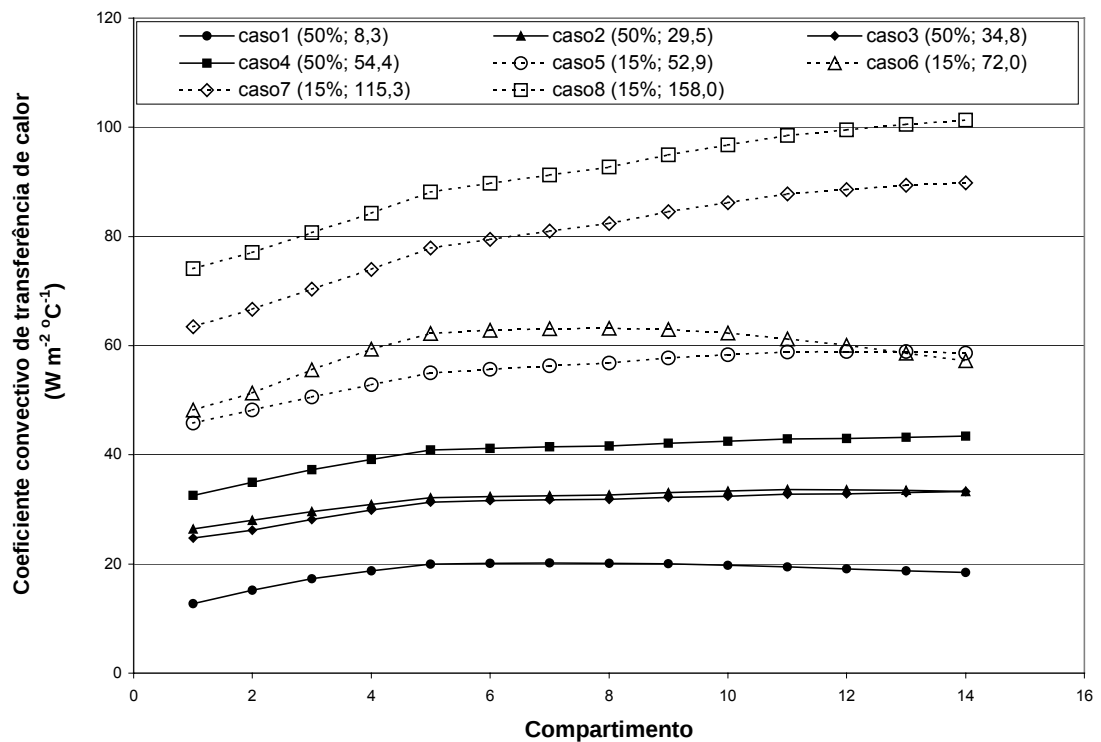


Figura 15. Valores do coeficiente convectivo de transferência de calor em cada compartimento do evaporador para cada caso investigado.

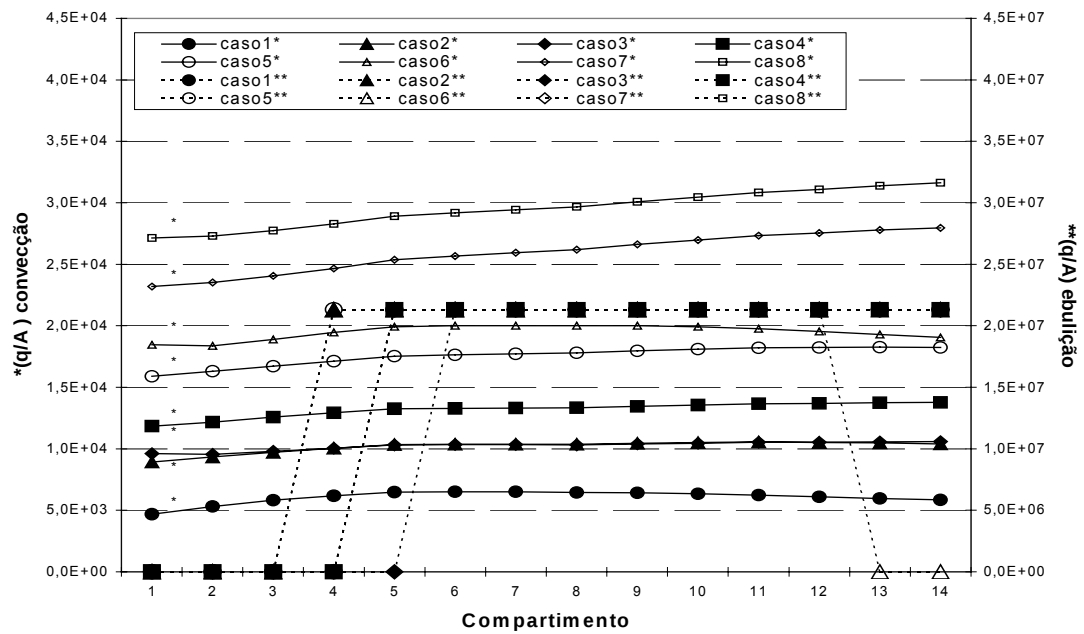


Figura 16. Taxa de transferência de calor (por convecção* e por ebulição**), por unidade de área em cada compartimento.

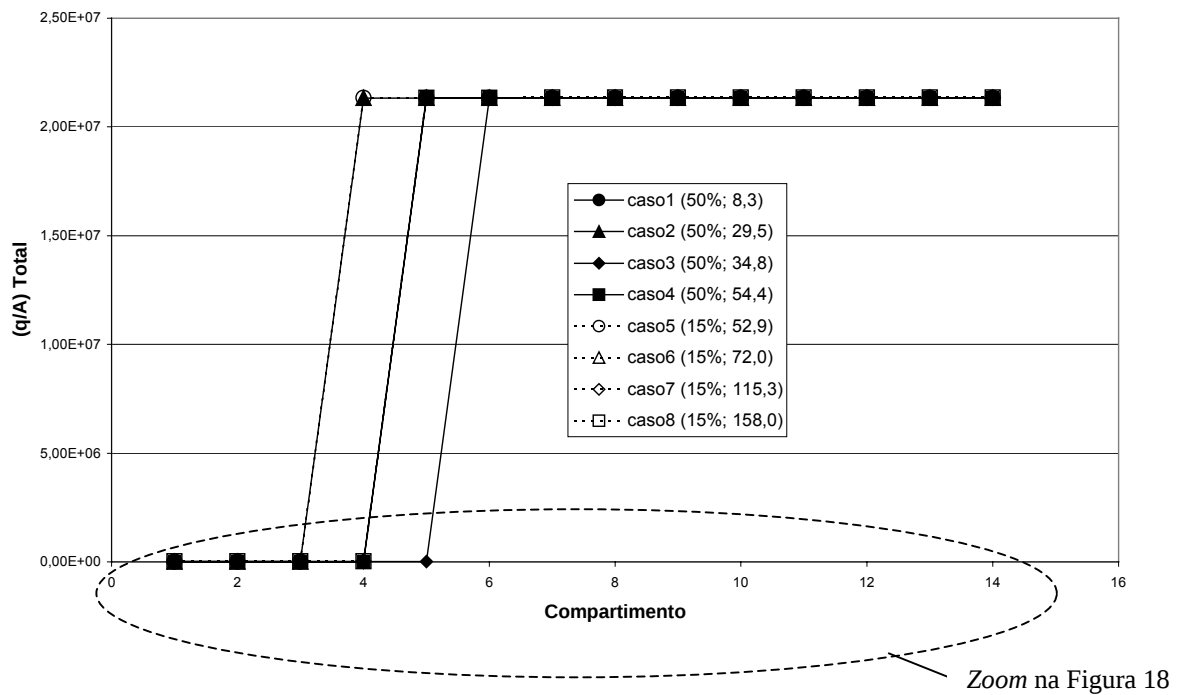


Figura 17. Taxa de transferência de calor total em cada compartimento.

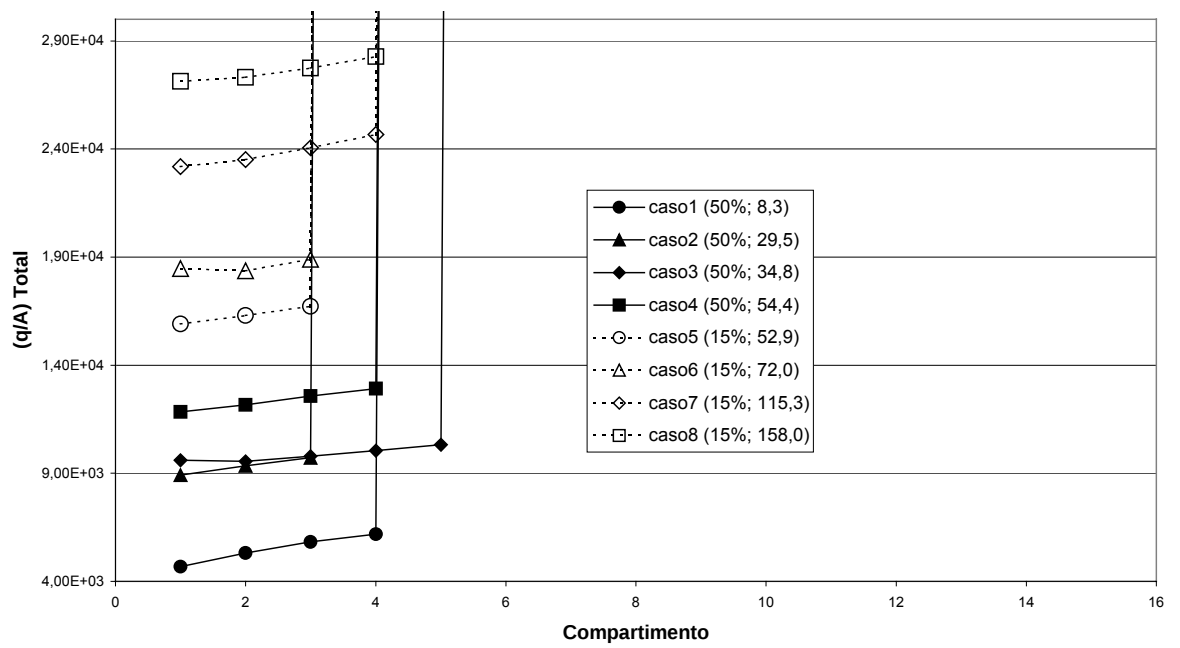


Figura 18. Taxa de transferência de calor total em cada compartimento (*Zoom* na parte inferior da Figura 17).

CONCLUSÕES

Pelos resultados obtidos pode-se concluir para o protótipo do evaporador estudado que:

- a) A melhor vazão estudada para o teste com a solução com 50 % de álcool foi de 54,4 L/h na entrada da bandeja, obtendo-se uma vazão de álcool de 22,0 L/h, com teor alcoólico de 85 GL; para o caso em questão, pode-se concluir que a fornalha não foi capaz de fornecer calor suficiente para evaporar o álcool no final do evaporador. Isto requer dois locais de alimentação para a fornalha ou o uso de vapor para o aquecimento uniforme.
- b) No teste com a solução com 15 % de álcool, a melhor vazão de entrada no evaporador foi de 158,0 L/h, obtendo-se uma produção de álcool de 10,5 L/h com 85 GL. Entretanto, se for considerar o resíduo na saída, deve-se, para o protótipo em estudo, usar vazão, próximo a 70 L/h, que apresenta resíduo zero e produção de álcool próximo a testes com maior vazão de entrada.
- c) Muito embora o sistema em regime intermitente (Batelada) tenha apresentado vazão e teor alcoólico, aparentemente, melhores do que o comparado com o sistema contínuo, ele leva em média 70 min para aquecer a mistura e iniciar a produção de álcool, necessitando ainda do tempo de carga e descarga. O sistema em regime contínuo leva em média 50 min para entrar em regime de trabalho, não sendo necessária recarga; e por produzir continuamente, este sistema economiza mão-de-obra e energia para aquecimento inicial. Além de apresentar carga contínua, não

necessitando de regulagem constante e desvio de produto com diferentes teores alcoólicos.

- d) Os resultados obtidos com o sistema em regime contínuo, comparados com o intermitente, que apresentou uma produção de 29,0 L/h e teor de 86 GL, comprovaram que o equipamento com o sistema em regime contínuo se comportou satisfatoriamente na produção de álcool em termos de fazenda, com menor intervalo inicial e maior produção diária de álcool combustível.
- e) O programa desenvolvido para a análise da transferência de calor no evaporador horizontal para destilação de álcool, embora na sua primeira versão tenha sido eficiente para estimar os valores da vazão de saída do álcool e da concentração de álcool, mostrou-se, aparentemente, pouco eficiente para estimar o teor de álcool produzido quando se usou produto inicial com baixa concentração de álcool ou 15 GL. Entretanto, o resíduo calculado está dentro do que se pode considerar razoável para uma produção em propriedade agrícola.
- f) Para trabalhos futuros, deve-se considerar a pouca altura do evaporador quando comparado com a panela. Sugere-se que o novo protótipo deva apresentar altura superior a 20 cm.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ANCIÃES, A. W. F., FIGUEIREDO, D. B; CASSIOLATO, J. E.; PINTO, L. C. G.; PAULA, M.C. S.; ZAMBONI, S. P. **Avaliação tecnológica do álcool etílico**. Brasília, CNPq, 1981, 514 p.

ABRAMOWITZ, M.; STEGUN, I. A. **Handbook of mathematical functions**, New York: Dover, 1972. 104 p.

BORZANI, V. **Engenharia bioquímica**, São Paulo, Universidade de São Paulo, 1988, 300 p.

CLEMENTE, P.R. **Fermentação Alcoólica**. Lavras, UFLA, Departamento de Ciência dos Alimentos. 1995. 31p.

CHAVES, J. B. P. **Cachaça – produção artesanal de qualidade, Minas Gerais – Viçosa**, Centro de produções técnica – CTP, 2002, 144 p.

DELGADO, A. A. **Operações preliminares da fabricação do álcool**. IN: I Seminário sobre tecnologia e economia do álcool. São Paulo, 1980, p 9 - 12.

GEANKOPLIS, C. J. **Transport Process and Unit Operations**. Boston, 1978, 650 p.

HANDBOOK OF CHEMISTRY AND PHYSICS. The chemical rubber CO.1973, D-227.

HORII, J. Características gerais das leveduras : classificação, morfologia, citologia, reprodução e fisiologia. IN: **I Seminário sobre tecnologia e economia do álcool**. São Paulo, 1980. 27 - 35 p.

HOLMAN, J.P. **Heat Transfer**. McGraw-Hill Kogakusha, Ltd.1976, 530p.

INCROPERA, F.P.; WITT, D.P. **Fundamentals of heat and mass transfer**. John Wiley & Sons, New York, 1992, 886p.

LIMA, U. A. **Fabricação de pequenas destilarias**, Piracicaba: FEALQ, 1999. 187 p.

LIMA, L. R. **Álcool carburante: uma estratégia brasileira**. Paraná - Curitiba, UFPR, 2002, 248 p.

PITTS & SISSOM. Schaum's Outline Series. **Theory and problems of heat transfer**. McGraw-Hill, Inc.1977, 325p.

McCABE, W.L.; SMITH, J.C. **Unit operations of chemical engineering**. New York McGraw-Hill Book Company, 1976. 1028p.

STUPIELLO, J. P. **A cana-de-açúcar como matéria-prima**. IN : PARANHOS, S. B. Cana-de-açúcar cultivo e utilização. Campinas, Fundação Cargill, 1987. 761 - 804 p.

SILVA, J. S. **Produção de álcool combustível na fazenda**, Minas Gerais – Viçosa, Centro de produções técnicas – CTP, 1992, 64 p.

SHREVE, R. NORRIS. **Indústrias de processos químicos**. Editora Guanabara, Koogan. Rio de Janeiro – RJ. 1980, Cap. 30 e 31, p 452-486.

RASOVSKY, E.M. **Álcool**. Instituto do açúcar e do álcool. Rio de Janeiro. 1973, 384 p.

VALSECHI, O. **Aguardente de cana de açúcar** – Piracicaba. 1960, 116p.

APÊNDICE

APÊNDICE A

VALORES DE PARÂMETROS ENVOLVIDOS NOS TESTES

Tabela 1 A. Calibração da vazão do tanque de alimentação do destilador.

Litro(L)	Ang(graus)	Vazão (L/h)	Vazão (L/min)
14,5	360	174,0	2,9
13,5	340	162,0	2,7
11,5	300	138,0	2,3
7,5	260	90,0	1,5
6,4	220	76,8	1,28
5,25	180	63,0	1,05
4,7	140	56,4	0,94
4,5	100	54,0	0,9
3	60	36,0	0,6

Tabela 2 A. Valores de parâmetros envolvidos nos testes com diferentes teores, em ordem crescente da vazão de entrada da mistura

	Teste 1	Teste 2	Teste 3	Teste 4
Teor				
Teor da mistura na entrada (GL)	50	39	15	33
Teor de álcool na saída (GL)	87	86	86	85
Vazão				
Álcool de saída (L/h)	22,4	27	30,4	13,7
Água na saída (L/h)	39,8	51,6	74,4	34,4
Mistura na entrada (L/h)	49,1	66,4	76,8	41,3

Tabela 3 A. Valores de parâmetros envolvidos nos testes (casos) de retificação do álcool para uma mistura hidroalcoólica com 50% em álcool, em ordem crescente da vazão de entrada da mistura.

	Teste 1	Teste 2	Teste 3	Teste 4
Teor				
Teor na mistura de entrada (GL)	50,0	50,0	50,0	50,0
Teor de álcool na saída (GL)	86,0	90,0	89,0	88,0
Teor de álcool na água de saída (GL)	0,0	5,0	13,0	15,0
Vazão				
Mistura na entrada (L/h)	8,3	29,5	34,8	54,4
Álcool na saída (L/h)	5,5	15,5	16,7	22,0
Restilo (água na saída) (L/h)	4,5	15,6	19,7	33,4

Tabela 4 A. Valores dos parâmetros envolvidos nos testes (casos) com o evaporador sendo alimentado com mistura hidroalcoólica a 15% em ordem crescente da vazão de entrada da mistura.

	Teste 5	Teste 6	Teste 7	Teste 8
Teor				
Teor na mistura de entrada (GL)	15	15	15	15
Teor de álcool na saída (GL)	85,0	86,0	85,0	86,0
Teor de álcool na água de saída (GL)	0,0	0,0	3,0	6,0
Vazão				
Mistura na entrada (L/h)	52,9	72,03	115,3	158
Álcool na saída (L/h)	8,3	9,2	9,8	10,5
Restilo (água na saída) (L/h)	42,7	56,9	105	146,6

Tabela 5 A. Resultados obtidos da destilação da repetição do teste 4 (teste 9), do pré-destilado cachaça (teste 10) e do sistema intermitente – panela (teste 11)

Vazão			
Teste	Vazão da mistura na entrada (L/h)	Vazão da água na saída (L/h)	Vazão do álcool na saída (L/h)
9	48,4	27,47	24,85
10	57,24	31,6	21,2
11	x	x	29,7
Teor			
Teste	Teor da mistura na entrada (GL)	Teor da água na saída (GL)	Teor do álcool na saída (GL)
9	50	4	85
10	43	5	85
11	50	3	86

APÊNDICE B

PROGRAMA COMPUTACIONAL

PROGRAM JULIO1;

{ESTE PROGRAMA DETERMINA AS DIMENSOES DE UM TROCADOR DE CALOR}

{COMPOSTO DE UM EVAPORADOR HORIZONTAL COM 14 COMPARTIMENTOS}

{USADO NA DESTILACAO DE ALCOOL}

{*****INPUTS*****}

{*****VARIAVEIS ENVOLVIDAS*****}

{**** VAZAO MASSICA L/h ****}

{ L[I] = DA MISTURA (LIQUIDA) ENTRANDO NO COMPARTIMENTO I}

{ L[I+1] = DA MISTURA (LIQUIDA) SAINDO DO COMPARTIMENTO I}

{ V[I+1] = DO VAPOR SAINDO DO COMPARTIMENTO I}

{**** CONCENTRACAO ALCOOLICA - TEOR DE ALCOOL ****}

{ XX[I] = CONCENTRACAO (EXPERIMENTAL) DA MISTURA NO COMPARTIMENTO I}

{ XXS[I] = CONCENTRACAO OBTIDA A PARTIR DE AJUSTE DE XX}

{ YA[I] =FRACAO EM MASSA DO ETANOL EM VAPOR NO COMPARTIMENTO I (TABELADO)}

{ XA[I] = FRACAO EM MASSA DO ETANOL EM LIQUIDO NO COMPARTIMENTO I (TABELADO)}

{ TOT = VAZAO DE VAPOR EM CADA COMPARTIMENTO}

{ TOTV = VAZAO TOTAL DE ALCOOL EVAPORADO DURANTE PROCESSO}

{ YB[I] = CONCENTRACAO DO ALCOOL NO FINAL DO PROCESSO (VAPOR)}

{ XCAL[I] = CONCENTRACAO CALCULADA DO BALANCO}

{**** TEMPERATURA oC*****}

{ TEMP[I] = TEMPERATURA DA MISTURA NO COMPARTIMENTO I}

{ TM = TEMPERATURA MEDIA NA CHAPA}

{**** EQUILIBRIO LIQUIDO-VAPOR ****}

{ ESTADO = PROCEDURE PARA DEFINICAO DO ESTADO DA MISTURA}

{**** PROPRIEDADES FISICAS ****}

{ CT = CONDUTIVIDADE TERMICA}

{ CAL= CALOR ESPECIFICO}

{ VI = VISCOSIDADE}

{ RE = NUMERO DE REYNOLDS}

{ RE12 = NUMERO DE REYNOLDS $^{(1/2)}$ }

{ PR = NUMERO DE PRANDTL}

{ PR13 = NUMERO DE PRANDTL $^{(1/3)}$ }

{ RO = DENSIDADE}

{ TSU = TENSÃO SUPERFICIAL}

{ GRA = ACELERACAO DA GRAVIDADE}

{ TSAT = TEMPERATURA DO LIQUIDO SATURADO}

{ VEL = VELOCIDADE DO FLUIDO ---m/S}

```

{   CSF = CONSTANTE SUPERFICIE-LIQUIDO}
{   CSAT = CALOR ESPECIFICO DO LIQUIDO SATURADO}
{**** OUTROS ****}
{   DIST[I] = DISTANCIA EM QUE OS DADOS EXPERIMENTAIS FORAM OBTIDOS}
{   QTOT[I] = TAXA DE TRANSFERENCIA DE CALOR TOTAL EM UM COMPARTIMENTO}
{   HFH[I] = ENTALPIA DE VAPORIZACAO }
{   A[I] = AREA DE TRANSFERENCIA DE CALOR DE CADA COMPARTIMENTO}
{   TP = TEMPERATURA DA PELICULA}
{   MIL = VISCOSIDADE DO LIQUIDO}
{   TM = TEMPERATURA MEDIA NA CHAPA}
{   XC = COMPRIMENTO CRITICO}
{   HT = COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR }
{   QADC[I] = TAXA DE CALOR (POR AREA) TRANSFERIDA POR CONVECCAO}
{   QEBU = TAXA DE CALOR DEVIDO A EBULICAO POR UNIDADE DE AREA}
{   ERRO = ERRO RELATIVO (%) DO TEOR DE ALCOOL NA SAIDA}
{   DLSAT = DENSIDADE DO LIQUIDO SATURADO}
{   DVSAT = DENSIDADE DO VAPOR SATURADO}
{   PRSAT= NUMERO DE PRANDTL PARA LIQUIDO SATURADO}
{*****}

```

```

USES
  CRT;

```

```

TYPE
  STR80 = STRING[100];
  MATRIZ = ARRAY[1..50,1..50] OF REAL;

```

```

{*****VARIAVEIS*****}
VAR
  ENT,UNT:TEXT;
  I, J, NPOINTS, CONTA :INTEGER;
  L, XX, XER, XXS, Q, A :ARRAY[1..15] OF REAL;
  YB, ETOTV, TOTV, TOT, TM,CSF,TSU,HFH,GRA,ET, TSAT,DLSAT,DVSAT,
  PRLSAT :REAL;
  MIL,          QEBU,DUO,          CSAT,          YBC,
  ERRO,ERRO1,ERRO20,ERRO21,ERRO22,ERRO23 :REAL;
  COF1, COF2, COF3, COF4, COF5, COF6, COF7, COF8:REAL;
  QTOT, XCAL, TEMP, DIST, FMAS, YA, XA, TT :ARRAY[1..100] OF REAL;
  TP,CT,CAL, VI,RE,RE12, PR13, RO, XC, PR,HT, QDAC, VEL, LL
  :ARRAY[1..100] OF REAL;
  KT1,  KT2,  MIT1,  MIT2,  MIT3,MIT4,MIT5,  CET1,  CET2,
  CET3,CET4,CET5,CET6:REAL;
  ROR1, ROR2, ROR3,ROR4, QE1, ERRO2, ERRO5, ERRO8, ERRO11, ERRO15 :
  REAL;
  ANT, ONT, INT: TEXT;
  HEADER: STR80;

  LABEL 300;
{****INICIO DE PROCEDURE PARA DEFINICAO DO ESTADO DA
MISTURA*****}
{**XA FRACAO LIQUIDA EM MASSA DO ALCOOL}

```

```

PROCEDURE ESTADO;
  LABEL 200;

  BEGIN

    {*****CONCENTRACOES ALCOOLICAS DE VAPOR E DE LIQUIDO EM
    EQUILIBRIO*****}
    {*****DETERMINACAO DAS CONCENTRACOES DE EQUILIBRIO}
      { PARA CADA UM DOS COMPARTIMENTOS}

      IF TEMP[J] < 78.1 THEN
        BEGIN
          XA[J]:=XX[1];
          WRITELN(ENT,J,'          LIQUIDO  ',' ',TEMP[J]:4:2,' ',XXS[J]:6:4,' ',
          XA[J]:3:2);
          GOTO 200;
        END;

      IF TEMP[J] >= 78.1 THEN
        BEGIN
          YA[J]:= 6.5663E-06*SQR(TEMP[J])*SQR(TEMP[J]) -
            2.5097E-03*SQR(TEMP[J])*TEMP[J] + 3.5611E-01*SQR(TEMP[J])
            - 2.2289E+01*TEMP[J] + 5.2086E+02;

          XA[J]:= 5.4405E-06*SQR(TEMP[J])*SQR(TEMP[J]) -
            2.1118E-03*SQR(TEMP[J])*TEMP[J] + 3.0747E-01*SQR(TEMP[J])
            - 1.9913E+01*TEMP[J] + 4.8432E+02;
          {XA[J]:=XX[1]*XA[J];}

          WRITELN(ENT,J,'          LIQUIDO SATURADO  ',' ',TEMP[J]:4:2,' ',
          XXS[J]:8:6,' ',XA[J]:3:2);
          END;
        200:
          END;
        {*****FINAL DO PROCEDURE ESTADO*****}

      BEGIN
        CLRSCR;

        {***** SAIDA DO PROGRAMA *****}
        ASSIGN(ENT,'SAIDA1.PAS');
        REWRITE(ENT);
        ASSIGN(ANT,'SAIDA2.PAS');
        REWRITE(ANT);
        ASSIGN(ONT,'SAIDA3.PAS');
        REWRITE(ONT);
        ASSIGN(INT,'SAIDA4.PAS');
        REWRITE(INT);

        {*****LEITURA          DE          INFORMACOES          DE
        ENTRADA*****}
        ASSIGN(UNT,'ENTRA8.PAS'); {ARQUIVO COM DADOS}

```

```

RESET(UNT);
READLN(UNT,HEADER);
READLN(UNT,XX[1],XX[5],XX[8],XX[11],XX[15]);{CONCENTRACOES
EXPERIMENTAIS}
READLN(UNT,TT[1],TT[5],TT[8],TT[11],TT[15]);{TEMPERATURAS
EXPERIMENTAIS}
READLN(UNT,COF1,COF2,COF3,COF4);{COEFICIENTES
REGRESSAO/CONCENTRACAO}
READLN(UNT,COF5,COF6,COF7,COF8);{COEFICIENTES
REGRESSAO/TEMPERATURA}
READLN(UNT,L[1], L[15],ETOTV, YB); {VAZOES DA MISTURA NA
ENTRADA E NA SAIDA,
VAZAO DO ALCOOL NA SAIDA E SEU TEOR}
READLN(UNT,TM); {TEMPERATURA DA CHAPA}
READLN(UNT,KT1, KT2); {COEFICIENTES PARA EQUACAO DE
CONDUTIVIDADE TERMICA}
READLN(UNT,MIT1, MIT2, MIT3,MIT4, MIT5); {COEFICIENTES PARA
EQUACAO DE VISCOSIDADE}
READLN(UNT,CET1, CET2, CET3,CET4,CET5,CET6); {COEFICIENTES PARA
EQUACAO DE
CALOR ESPECIFICO}
READLN(UNT,ROR1, ROR2, ROR3,ROR4); { COEFICIENTES PARA
EQUACAO DE DENSIDADE}
READLN(UNT,CSF, TSU, HFH, TSAT); {CONSTANTE SUPERFICIE-
LIQUIDO,TENSAO SUPERFICIAL,
ENTALPIA DE VAPORIZACAO,TEMPERATURA DE SATURACAO}
READLN(UNT,DLSAT,DVSAT,CSAT); {DENSIDADE DO LIQUIDO
SATURADO, DENSIDADE DO VAPOR
SATURADO, CALOR ESPECIFICO DO LIQUIDO SATURADO}
READLN(UNT,PRLSAT, MIL, GRA); {PRANDTL DO LIQUIDO SATURADO,
VISCOSIDADE DO
LIQUIDO, GRAVIDADE}
{*****}

{***** EQUACOES DE REGRESSAO *****}
{TEMPERATURA EM CADA COMPARTIMENTO }
{*** CONCENTRACAO EM CADA COMPARTIMENTO ***}
{*** AJUSTE DE CURVA ***}
DIST[1]:= 0;
DIST[2]:=0.15;
DIST[3]:=0.30;
DIST[4]:=0.44;
DIST[5]:=0.59;
DIST[6]:=0.66;
DIST[7]:=0.73;
DIST[8]:=0.80;
DIST[9]:=0.91;
DIST[10]:=1.01;
DIST[11]:=1.12;
DIST[12]:=1.20;
DIST[13]:=1.29;
DIST[14]:=1.37;

```

```

DIST[15]:=1.45;

WRITELN(ANT,'**** VALORES DE CONCENTRACAO E TEMPERATURA
EXPERIMENTAIS ****');
WRITELN(ANT,'-----');
WRITELN(ANT,'COMPT. 1      COMPT.5      COMPT. 8      COMPT. 11
COMPT.15');
WRITELN(ANT,'-----');
WRITELN(ANT,' ',XX[1]:5:3,' ',XX[5]:5:3,' ',XX[8]:4:3,' ',XX[11]:4:3,'
',XX[15]:4:3);
WRITELN(ANT,TT[1]:7:2,' ',TT[5]:7:2,' ',TT[8]:7:2,' ',TT[11]:7:2,'
',TT[15]:7:2);
WRITELN(ANT,'-----');

WRITELN(ANT,'VALORES AJUSTADOS PARA TAMPERATURA E
CONCENTRACAO');
WRITELN(ANT,'COMPARTIMENTO ', ' DISTANCIA (m) ', TEMP(C) ',
CONCENTRACAO ');
FOR I:= 1 TO 15 DO
  BEGIN
    TEMP[I]:=
    COF5*DIST[I]*DIST[I]*DIST[I]+COF6*DIST[I]*DIST[I]+COF7*DIST[I]+COF8;
    XXS[I]:=(COF1*DIST[I]*DIST[I]*DIST[I]+COF2*DIST[I]*DIST[I]+COF3*DIST[I]
    +COF4)/100;
    WRITELN(ANT,' ',I,' ',DIST[I]:2:1,' ',TEMP[I]:2:1,'
    ',XXS[I]:6:5);
  END;

  WRITELN(ANT);

{ ***** }

{ * DETERMINAÇÃO DA QUANTIDADE TOTAL DE ALCOOL EVAPORADO * }
{ BALANCO GLOBAL }
{ BALANCO DE MASSA: L[1]=L[15]+(V1+V2+V3+...+V15)= L[15]+TOTV }
{
CONCENTRACAO (ALCOOL):
L[1].X[1]=L[15].X[15]+(V2+V3+...+V15).YB }
TOTV:=L[1]-L[15];
YBC:=(L[1]*XX[1]-L[15]*XX[15])/TOTV;
ERRO:=100*ABS(YBC-YB)/YB;
WRITELN(ANT,'VAZAO MEDIA DO ALCOOL EVAPORADO (EXP. E CALC.)=
',ETOTV:4:1,' E ',TOTV:4:1);
ERRO1:=100*ABS(ETOTV-TOTV)/ETOTV;
WRITELN(ANT,'ERRO1 (%) NA VAZAO DO ALCOOL)= ',ERRO1:4:1);
WRITELN(ANT,'CONCENTRACAO DO ALCOOL EVAPORADO (EXPER. E
CALC.)= ',YB:4:2,' E ',YBC:4:2);
WRITELN(ANT,'ERRO (%) NA CONCENTRACAO DO ALCOOL
EVAPORADO)= ',ERRO:4:1);

WRITELN(ANT,'FIM DO ATO 1', ERRO,ERRO,ERRO,ERRO,ERRO,ERRO,ERRO);
{ ***** }

```


APÊNDICE C

DADOS DE EQUILÍBRIO (LÍQUIDO-VAPOR) PARA O SISTEMA ETANOL-ÁGUA

Tabela 1 C. Dados de equilíbrio de sistema etanol-água a 1 atm. Equilíbrio líquido-vapor

Temperatura [°C]	Fração em massa de etanol	
	x _A	y _A
100	0	0
98,1	0,02	0,192
95,2	0,05	0,377
91,8	0,1	0,527
87,3	0,2	0,656
84,7	0,3	0,713
83,2	0,4	0,746
82	0,5	0,771
81	0,6	0,794
80,1	0,7	0,822
79,1	0,8	0,858
78,3	0,9	0,912
78,2	0,94	0,942
78,1	0,96	0,959
78,2	0,98	0,978
78,3	1	1

APÊNDICE D

PROPRIEDADES FÍSICAS DA MISTURA ETANOL-ÁGUA

Tabela 1D. Condutividade térmica de mistura álcool-água para diferentes teores de álcool a temperatura de 20 °C (McCABLE e SMITH, 1976)

Temperatura (°C)	Álcool na mistura (%)	Condutividade térmica $W\ m^{-1}.K^{-1}$
20	100	0,182
20	60	0,305
20	20	0,486
21,4	0	0,599

Tabela 2 D. Valores da viscosidade da mistura álcool-água com diferentes teores de álcool e temperaturas (GEANKOPLIS, 1978)

Teor de álcool na mistura (%)	Temperatura (°C)	Viscosidade (Pa.s)
100	40	0,0008
100	60	0,0006
100	70	0,0005
100	75	0,00046
95	40	0,00095
95	60	0,0007
95	70	0,00056
95	75	0,0005
40	40	0,0017
40	60	0,0009
40	70	0,00066
40	75	0,0006
0	40	0,000656
0	60	0,000569
0	70	0,000406
0	75	0,00038

Tabela 3 D. Valores de calor específico da mistura álcool-água a diferentes teores de álcool e temperaturas (McCABE e SMITH, 1976)

Teor de álcool na mistura	Temperatura	Calor específico	Teor de álcool na mistura	Temperatura	Calor específico
(%)	(°C)	(J kg ⁻¹ K ⁻¹)	(%)	(°C)	(J kg ⁻¹ K ⁻¹)
100	-3,6	2050,2	95	63,1	3263,5
100	10,3	2217,5	95	65,9	3347,2
100	24,2	2384,9	95	71,4	3430,9
95	-3,6	2301,2	95	77,0	3556,4
95	10,3	2468,6	50	38,1	3933,0
95	24,2	2677,8	50	46,4	4016,6
50	-3,6	3556,4	50	54,8	4100,3
50	10,3	3681,9	50	63,1	3974,8
50	24,2	3807,4	50	65,9	4184,0
100	38,1	2635,9	50	71,4	4811,6
100	46,4	2740,5	50	77,0	5230,0
100	54,8	2845,1	0	38,1	4181,0
100	63,1	3012,5	0	46,4	4182,2
100	65,9	3054,3	0	54,8	4184,6
100	71,4	3117,1	0	63,1	4188,2
100	77,0	3179,8	0	65,9	4189,7
95	38,1	2928,8	0	71,4	4193,0
95	46,4	3054,3	0	77,0	4196,8
95	54,8	3179,8			

Tabela 4 D. Valores de densidade da mistura álcool-água a 20 °C (HANDBOOK OF CHEMISTRY AND PHYSICS, 1977)

Álcool na mistura (%)	Densidade (kg m ⁻³)	Álcool na mistura (%)	Densidade (kg m ⁻³)
0,0	998,2	13,0	977,8
0,5	997,3	14,0	976,5
1,0	996,3	15,0	975,2
1,5	995,4	16,0	973,9
2,0	994,5	17,0	972,6
2,5	993,6	18,0	971,3
3,0	992,7	19,0	970
3,5	991,8	20,0	968,7
4,0	991	22,0	966
4,5	990,2	24,0	963,2
5,0	989,3	26,0	960,2
5,5	988,5	28,0	957,1
6,0	987,8	30,0	953,9
6,5	987	32,0	950,4
7,0	986,2	34,0	946,8
7,5	985,5	36,0	943,1
8,0	984,7	38,0	939,2
8,5	984	40,0	935,2
9,0	983,3	42,0	931,1
9,5	982,6	44,0	926,9
10,0	981,9	46,0	922,7
11,0	980,5	48,0	918,3
12,0	979,2	50,0	913,9

APÊNDICE E

VALORES OBTIDOS NO EVAPORADOR

Tabela 1 E. Massa específica (kg m^{-3}) da mistura em cada compartimento

Distância (m)	CASO1	CASO2	CASO3	CASO4	CASO5	CASO6	CASO7	CASO8
0,00	912,9	909,9	909,1	909,8	974,4	974,3	974,7	974,7
0,15	945,2	924,4	916,4	918,2	977,1	976,2	976,6	975,3
0,30	963,2	936,2	923,8	926,2	979,7	978,0	978,4	976,1
0,44	974,4	945,5	930,7	933,3	982,1	979,8	980,3	977,0
0,59	982,9	954,0	938,0	940,6	984,6	981,8	982,3	978,3
0,66	985,9	957,5	941,4	943,9	985,7	982,7	983,3	979,0
0,73	988,4	960,8	944,7	947,2	986,9	983,7	984,3	979,7
0,80	990,3	964,0	948,0	950,3	988,0	984,6	985,3	980,5
0,91	992,6	968,7	953,0	955,2	989,7	986,2	987,0	981,9
1,01	993,8	972,8	957,6	959,5	991,2	987,6	988,5	983,3
1,12	994,6	977,2	962,6	964,1	992,9	989,3	990,3	984,9
1,20	994,9	980,2	966,2	967,5	994,0	990,5	991,6	986,2
1,29	995,1	983,6	970,3	971,3	995,4	991,9	993,2	987,8
1,37	995,4	986,7	974,1	974,8	996,5	993,2	994,6	989,3

Tabela 2 E. Condutividade térmica ($\text{W m}^{-2} \text{K}^{-1}$) da mistura em cada compartimento

Distância (m)	CASO1	CASO2	CASO3	CASO4	CASO5	CASO6	CASO7	CASO8
0,00	0,372	0,3675	0,366	0,367	0,515	0,515	0,516	0,516
0,15	0,435	0,3915	0,378	0,381	0,524	0,521	0,522	0,518
0,30	0,482	0,4145	0,391	0,395	0,531	0,526	0,527	0,520
0,44	0,515	0,4352	0,403	0,409	0,538	0,532	0,533	0,523
0,59	0,540	0,4563	0,418	0,424	0,545	0,537	0,539	0,527
0,66	0,549	0,4659	0,426	0,432	0,549	0,540	0,542	0,529
0,73	0,556	0,4753	0,433	0,439	0,552	0,543	0,544	0,531
0,80	0,561	0,4844	0,441	0,447	0,555	0,546	0,547	0,534
0,91	0,567	0,4984	0,454	0,460	0,560	0,550	0,552	0,538
1,01	0,570	0,5106	0,466	0,471	0,564	0,554	0,556	0,542
1,12	0,572	0,5236	0,480	0,485	0,568	0,558	0,561	0,546
1,20	0,573	0,5327	0,491	0,495	0,571	0,562	0,565	0,550
1,29	0,574	0,5426	0,503	0,506	0,574	0,565	0,569	0,554
1,37	0,574	0,5512	0,514	0,517	0,577	0,569	0,573	0,558

Tabela 3 E. Viscosidade x 10⁴ (Pa s) da mistura em cada compartimento

Distância (m)	CASO1	CASO2	CASO3	CASO4	CASO5	CASO6	CASO7	CASO8
0,00	12,20	7,55	17,43	11,53	7,22	8,98	10,30	10,49
0,15	8,75	6,91	11,61	8,89	5,79	6,47	7,94	8,26
0,30	6,44	6,30	8,44	7,32	4,72	4,95	6,21	6,61
0,44	4,99	5,77	6,85	6,42	3,98	4,09	5,03	5,48
0,59	3,97	5,24	5,92	5,81	3,39	3,51	4,12	4,59
0,66	3,64	5,00	5,65	5,61	3,17	3,32	3,79	4,27
0,73	3,38	4,76	5,43	5,43	2,98	3,16	3,52	4,00
0,80	3,19	4,54	5,25	5,27	2,81	3,03	3,28	3,76
0,91	2,98	4,19	5,03	5,04	2,59	2,86	2,98	3,45
1,01	2,87	3,88	4,84	4,84	2,43	2,73	2,75	3,23
1,12	2,80	3,56	4,63	4,61	2,29	2,6	2,56	3,02
1,20	2,74	3,33	4,45	4,43	2,21	2,51	2,44	2,89
1,29	2,66	3,09	4,22	4,19	2,13	2,42	2,33	2,77
1,37	2,55	2,87	3,96	3,94	2,09	2,33	2,25	2,67

Tabela 4 E. Calor específico $\times 10^{-3}$ (J kg⁻¹ K⁻¹) da mistura em cada compartimento

Distância (m)	CASO1	CASO2	CASO3	CASO4	CASO5	CASO6	CASO7	CASO8
0,00	4,13	4,42	4,36	4,11	4,31	4,25	4,25	4,26
0,15	4,34	4,59	4,14	4,27	4,43	4,36	4,25	4,25
0,30	4,53	4,75	4,33	4,51	4,59	4,57	4,36	4,35
0,44	4,65	4,88	4,61	4,72	4,74	4,78	4,50	4,49
0,59	4,72	5,00	4,88	4,90	4,90	4,96	4,69	4,66
0,66	4,73	5,04	4,97	4,96	4,96	5,03	4,77	4,74
0,73	4,74	5,08	5,04	5,01	5,02	5,08	4,85	4,82
0,80	4,74	5,11	5,09	5,04	5,06	5,11	4,92	4,89
0,91	4,73	5,15	5,12	5,07	5,12	5,15	5,01	4,99
1,01	4,72	5,17	5,12	5,08	5,15	5,15	5,07	5,06
1,12	4,73	5,17	5,11	5,07	5,15	5,15	5,11	5,10
1,20	4,74	5,16	5,09	5,06	5,14	5,13	5,11	5,12
1,29	4,76	5,13	5,07	5,05	5,10	5,11	5,09	5,11
1,37	4,81	5,10	5,06	5,04	5,06	5,09	5,05	5,09

Tabela 5 E. Taxa de transferência de calor total em cada compartimento.

	caso1	caso2	caso3	caso4	caso5	caso6	caso7	caso8
	(50%; 8,3)	(50%; 29,5)	(50%; 34,8)	(50%; 54,4)	(15%; 52,9)	(15%; 72,0)	(15%; 115,3)	(15%; 158,0)
1	4,68E+03	8,93E+03	9,62E+03	1,18E+04	1,59E+04	1,83E+04	2,32E+04	2,71E+04
2	5,32E+03	9,35E+03	9,56E+03	1,22E+04	1,63E+04	1,87E+04	2,35E+04	2,73E+04
3	5,83E+03	9,73E+03	9,81E+03	1,26E+04	1,67E+04	1,92E+04	2,41E+04	2,77E+04
4	6,19E+03	2,13E+07	1,01E+04	1,29E+04	2,13E+07	2,13E+07	2,47E+04	2,83E+04
5	2,13E+07	2,13E+07	2,13E+07	2,13E+07	2,13E+07	2,13E+07	2,13E+07	2,13E+07
6	2,13E+07	2,13E+07	2,13E+07	2,13E+07	2,13E+07	2,13E+07	2,13E+07	2,13E+07
7	2,13E+07	2,13E+07	2,13E+07	2,13E+07	2,13E+07	2,13E+07	2,13E+07	2,13E+07
8	2,13E+07	2,13E+07	2,13E+07	2,13E+07	2,13E+07	2,13E+07	2,13E+07	2,13E+07
9	2,13E+07	2,13E+07	2,13E+07	2,13E+07	2,13E+07	2,13E+07	2,13E+07	2,13E+07
10	2,13E+07	2,13E+07	2,13E+07	2,13E+07	2,13E+07	2,13E+07	2,13E+07	2,13E+07
11	2,13E+07	2,13E+07	2,13E+07	2,13E+07	2,13E+07	2,13E+07	2,13E+07	2,13E+07
12	2,13E+07	2,13E+07	2,13E+07	2,13E+07	2,13E+07	2,13E+07	2,13E+07	2,13E+07
13	2,13E+07	2,13E+07	2,13E+07	2,13E+07	2,13E+07	2,13E+07	2,13E+07	2,13E+07
14	2,13E+07	2,13E+07	2,13E+07	2,13E+07	2,13E+07	2,13E+07	2,13E+07	2,13E+07

Tabela 6 E. Número de Reynolds, distância crítica, coeficiente de convecção médio, taxa de transferência de calor por convecção, taxa de transferência de calor por ebulição e taxa de transferência de calor total em cada compartimento

CASO	Comparti- mento	Reynolds	X crítico	h médio	Taxa de convecção	Taxa de ebulição	Taxa de transfe- rência de calor total
1							
	1	253,55	1449,43	12,76	4676,369	-	4,68E+03
	2	354,08	1037,91	15,22	5317,579	-	5,32E+03
	3	473,64	775,91	17,28	5827,053	-	5,83E+03
	4	596,86	615,72	18,78	6190,929	-	6,19E+03
	5	729,6	503,7	19,95	6,48E+03	2,13E+07	2,13E+07
	6	768,54	478,18	20,12	6,50E+03	2,13E+07	2,13E+07
	7	796,66	461,3	20,17	6,50E+03	2,13E+07	2,13E+07
	8	812,36	452,39	20,1	6,46E+03	2,13E+07	2,13E+07
	9	832,78	441,29	20,03	6,43E+03	2,13E+07	2,13E+07
	10	827,14	444,3	19,79	6,34E+03	2,13E+07	2,13E+07
	11	811,36	452,95	19,47	6,23E+03	2,13E+07	2,13E+07
	12	787,29	466,79	19,08	6,10E+03	2,13E+07	2,13E+07
	13	770,05	477,24	18,73	5,97E+03	2,13E+07	2,13E+07
	14	759,33	483,98	18,42	5,85E+03	2,13E+07	2,13E+07
2							
	1	1451,52	253,18	26,39	8,93E+03	-	8,93E+03
	2	1558,09	235,87	28,04	9,35E+03	-	9,35E+03
	3	1669,14	220,17	29,58	9,73E+03	-	9,73E+03
	4	1773,99	207,16	30,87	1,00E+04	2,13E+07	2,13E+07
	5	1898,92	193,53	32,16	1,03E+04	2,13E+07	2,13E+07
	6	1919,61	191,45	32,37	1,04E+04	2,13E+07	2,13E+07
	7	1938,9	189,54	32,53	1,04E+04	2,13E+07	2,13E+07
	8	1956,8	187,81	32,63	1,04E+04	2,13E+07	2,13E+07
	9	2035,55	180,54	33,11	1,05E+04	2,13E+07	2,13E+07
	10	2102,96	174,75	33,39	1,05E+04	2,13E+07	2,13E+07
	11	2193,03	167,58	33,68	1,06E+04	2,13E+07	2,13E+07
	12	2230,88	164,73	33,59	1,05E+04	2,13E+07	2,13E+07
	13	2288,94	160,55	33,52	1,05E+04	2,13E+07	2,13E+07
	14	2325,77	158,01	33,27	1,04E+04	2,13E+07	2,13E+07

Tabela 6 E. Número de Reynolds, distância crítica, coeficiente de convecção médio, taxa de transferência de calor por convecção, taxa de transferência de calor por ebulição e taxa de transferência de calor total em cada compartimento.....(cont)

CASO	Comparti- mento	Reynolds	X crítico	h médio	Taxa de convecção	Taxa de ebulição	Taxa de transfe- rência de calor total
3							
	1	750,72	489,53	24,77	9,61E+03	-	9,61E+03
	2	1074,78	341,93	26,23	9,56E+03	-	9,56E+03
	3	1409,09	260,81	28,18	9,79E+03	-	9,79E+03
	4	1665,95	220,6	29,87	1,01E+04	-	1,01E+04
	5	1858,24	197,77	31,37	1,03E+04	-	1,03E+04
	6	1882,77	195,19	31,63	1,03E+04	2,13E+07	2,13E+07
	7	1890,21	194,42	31,79	1,03E+04	2,13E+07	2,13E+07
	8	1884,67	194,99	31,87	1,03E+04	2,13E+07	2,13E+07
	9	1904,06	193,01	32,24	1,04E+04	2,13E+07	2,13E+07
	10	1911,1	192,3	32,46	1,04E+04	2,13E+07	2,13E+07
	11	1937,52	189,68	32,77	1,05E+04	2,13E+07	2,13E+07
	12	1948,85	188,57	32,84	1,05E+04	2,13E+07	2,13E+07
	13	1999,54	183,79	33,08	1,06E+04	2,13E+07	2,13E+07
	14	2069,02	177,62	33,31	1,06E+04	2,13E+07	2,13E+07
4							
	1	1753,29	209,61	32,59	1,18E+04	-	1,18E+04
	2	2230,01	164,8	34,96	1,22E+04	-	1,22E+04
	3	2655,84	138,37	37,3	1,26E+04	-	1,26E+04
	4	2960,8	124,12	39,18	1,29E+04	-	1,29E+04
	5	3197,13	114,95	40,88	1,33E+04	2,13E+07	2,13E+07
	6	3224,89	113,96	41,2	1,33E+04	2,13E+07	2,13E+07
	7	3235,87	113,57	41,44	1,33E+04	2,13E+07	2,13E+07
	8	3234,02	113,64	41,59	1,33E+04	2,13E+07	2,13E+07
	9	3280,44	112,03	42,13	1,35E+04	2,13E+07	2,13E+07
	10	3309,28	111,05	42,48	1,35E+04	2,13E+07	2,13E+07
	11	3363,64	109,26	42,91	1,37E+04	2,13E+07	2,13E+07
	12	3383,45	108,62	43	1,37E+04	2,13E+07	2,13E+07
	13	3447,51	106,6	43,23	1,37E+04	2,13E+07	2,13E+07
	14	3522,18	104,34	43,4	1,38E+04	2,13E+07	2,13E+07

Tabela 6 E. Número de Reynolds, distância crítica, coeficiente de convecção médio, taxa de transferência de calor por convecção, taxa de transferência de calor por ebulição e taxa de transferência de calor total em cada compartimento.....(cont)

CASO	Comparti- mento	Reynolds	X crítico	h médio	Taxa de convecção	Taxa de ebulição	Taxa de transfe- rência de calor total
5							
	1	2913,78	126,12	45,79	1,59E+04	-	1,59E+04
	2	3595,76	102,2	48,17	1,63E+04	-	1,63E+04
	3	4360,88	84,27	50,62	1,67E+04	-	1,67E+04
	4	5115,54	71,84	52,81	1,71E+04	2,13E+07	2,13E+07
	5	5936,84	61,9	54,98	1,75E+04	2,13E+07	2,13E+07
	6	6262,16	58,69	55,68	1,76E+04	2,13E+07	2,13E+07
	7	6570,62	55,93	56,3	1,77E+04	2,13E+07	2,13E+07
	8	6859,52	53,58	56,83	1,78E+04	2,13E+07	2,13E+07
	9	7333,71	50,11	57,74	1,80E+04	2,13E+07	2,13E+07
	10	7709,09	47,67	58,34	1,81E+04	2,13E+07	2,13E+07
	11	8073,82	45,52	58,83	1,82E+04	2,13E+07	2,13E+07
	12	8253,54	44,53	58,91	1,82E+04	2,13E+07	2,13E+07
	13	8406,46	43,72	58,88	1,83E+04	2,13E+07	2,13E+07
	14	8453,36	43,47	58,65	1,82E+04	2,13E+07	2,13E+07
6							
	1	1991,43	184,54	48,2	1,85E+04	0,00E+00	1,85E+04
	2	3184,81	115,39	51,31	1,84E+04	0,00E+00	1,84E+04
	3	4711,19	78,01	55,61	1,89E+04	0,00E+00	1,89E+04
	4	6141,6	59,84	59,33	1,95E+04	2,13E+07	2,13E+07
	5	7340,57	50,06	62,22	1,99E+04	2,13E+07	2,13E+07
	6	7663,84	47,95	62,83	2,00E+04	2,13E+07	2,13E+07
	7	7870,43	46,69	63,13	2,00E+04	2,13E+07	2,13E+07
	8	7966,15	46,13	63,16	2,00E+04	2,13E+07	2,13E+07
	9	7982,82	46,04	63	2,00E+04	2,13E+07	2,13E+07
	10	7773,91	47,27	62,33	1,99E+04	2,13E+07	2,13E+07
	11	7348,94	50,01	61,21	1,98E+04	2,13E+07	2,13E+07
	12	6898,46	53,27	60,04	1,95E+04	2,13E+07	2,13E+07
	13	6345,07	57,92	58,64	1,93E+04	-	1,93E+04
	14	5823,19	63,11	57,28	1,91E+04	-	1,91E+04

Tabela 6 E. Número de Reynolds, distância crítica, coeficiente de convecção médio, taxa de transferência de calor por convecção, taxa de transferência de calor por ebulição e taxa de transferência de calor total em cada compartimento.....(cont)

CASO	Compartimento	Reynolds	X crítico	h médio	Taxa de convecção	Taxa de ebulição	Taxa de transferência de calor total
7							
	1	4455,54	82,48	63,51	2,32E+04	-	2,32E+04
	2	5753,05	63,88	66,64	2,35E+04	-	2,35E+04
	3	7325,99	50,16	70,32	2,41E+04	-	2,41E+04
	4	9001,13	40,83	73,98	2,47E+04	-	2,47E+04
	5	10935,65	33,61	77,88	2,54E+04	2,13E+07	2,13E+07
	6	11811,57	31,11	79,48	2,57E+04	2,13E+07	2,13E+07
	7	12673,2	29	80,99	2,59E+04	2,13E+07	2,13E+07
	8	13510,53	27,2	82,4	2,62E+04	2,13E+07	2,13E+07
	9	14817,34	24,8	84,54	2,66E+04	2,13E+07	2,13E+07
	10	15923,09	23,08	86,2	2,70E+04	2,13E+07	2,13E+07
	11	17060,59	21,54	87,76	2,73E+04	2,13E+07	2,13E+07
	12	17787,93	20,66	88,61	2,76E+04	2,13E+07	2,13E+07
	13	18533,28	19,83	89,37	2,78E+04	2,13E+07	2,13E+07
	14	19075,68	19,27	89,8	2,80E+04	2,13E+07	2,13E+07
8							
	1	5995,62	61,29	74,14	2,71E+04	0,00E+00	2,71E+04
	2	7574,07	48,52	77,11	2,73E+04	0,00E+00	2,73E+04
	3	9423,53	39	80,67	2,77E+04	0,00E+00	2,77E+04
	4	11328,72	32,44	84,26	2,83E+04	0,00E+00	2,83E+04
	5	13459,53	27,3	88,12	2,89E+04	2,13E+07	2,13E+07
	6	14407,65	25,51	89,73	2,92E+04	2,13E+07	2,13E+07
	7	15330,18	23,97	91,27	2,94E+04	2,13E+07	2,13E+07
	8	16218,67	22,66	92,72	2,97E+04	2,13E+07	2,13E+07
	9	17588,87	20,89	94,95	3,01E+04	2,13E+07	2,13E+07
	10	18745,43	19,6	96,74	3,05E+04	2,13E+07	2,13E+07
	11	19945,97	18,42	98,49	3,08E+04	2,13E+07	2,13E+07
	12	20740,11	17,72	99,53	3,11E+04	2,13E+07	2,13E+07
	13	21597,03	17,02	100,56	3,14E+04	2,13E+07	2,13E+07
	14	22292,31	16,49	101,3	3,16E+04	2,13E+07	2,13E+07