

UNIVERSIDADE FEDERAL DE CAMPINA GRANDE
CENTRO DE CIÊNCIAS E TECNOLOGIA
PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA

AVALIAÇÃO DO DESENVOLVIMENTO DE
UMA COLUNA DE DESTILAÇÃO PARA
OBTENÇÃO DE ÁLCOOL ETÍLICO
COMBUSTÍVEL A PARTIR DA FRAÇÃO DE
CABEÇA DA PRODUÇÃO DE CACHAÇA

Mestrando: Thiago Henrique de Albuquerque Baracho
Orientador: Prof. Dr. Severino Rodrigues de Farias Neto

CAMPINA GRANDE
SETEMBRO, 2011



UNIVERSIDADE FEDERAL DE CAMPINA GRANDE
CENTRO DE CIÊNCIAS E TECNOLOGIA
UNIVERSIDADE FEDERAL DE CAMPINA GRANDE
CENTRO DE CIÊNCIAS E TECNOLOGIA

Thiago Henrique de Albuquerque Baracho

AVALIAÇÃO DO DESENVOLVIMENTO DE UMA COLUNA DE
DESTILAÇÃO PARA OBTENÇÃO DE ÁLCOOL ETÍLICO
COMBUSTÍVEL A PARTIR DA FRAÇÃO DE CABEÇA DA
PRODUÇÃO DE CACHAÇA

Dissertação apresentada ao curso de Pós-Graduação em
Engenharia Química, como parte dos requisitos
necessários para obtenção do grau de Mestre em
Engenharia Química.

Orientador: Prof. Dr. Severino Rodrigues de Farias Neto





FICHA CATALOGRÁFICA ELABORADA PELA BIBLIOTECA CENTRAL DA UFPG

B223a

Baracho, Thiago Henrique de Albuquerque.

Avaliação do desenvolvimento de uma coluna de destilação para obtenção de álcool etílico combustível a partir da fração de cabeça da produção de cachaça / Thiago Henrique de Albuquerque Baracho. — Campina Grande, 2011.

82f.: il. col.

Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Universidade Federal de Campina Grande, Centro de Ciências e Tecnologia.

Referências.

Orientador: Prof. Dr. Severino Rodrigues de Farias Neto.

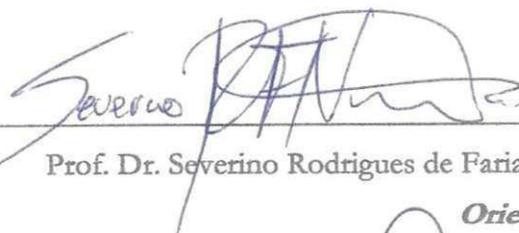
1. Cachaça de cabeça. 2. Álcool combustível. 3. Coluna de destilação. 4. McCabe-Thiele. I. Título.

CDU 662.754:663.543 (043)

UNIVERSIDADE FEDERAL DE CAMPINA GRANDE
CENTRO DE CIÊNCIAS E TECNOLOGIA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA

AVALIAÇÃO DO DESENVOLVIMENTO DE UMA COLUNA DE DESTILAÇÃO
PARA OBTENÇÃO DE ÁLCOOL ETÍLICO COMBUSTÍVEL A PARTIR DA
FRAÇÃO DE CABEÇA DA PRODUÇÃO DE CACHAÇA

Dissertação de Mestrado Aprovada em 14 de Setembro de 2011



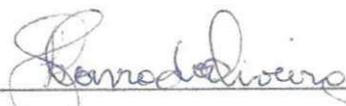
Prof. Dr. Severino Rodrigues de Farias Neto

Orientador



Prof. Dr. Flávio Luz Honorato da Silva

Examinador Externo



Prof. Dr. Líbia de Souza Conrado

Examinador Interno

Campina Grande Setembro de 2011

DEDICATÓRIA

*Dedico este trabalho ao amor da
minha vida, Juliana, por estar sempre
ao meu lado me ajudando e
incentivando. Te amo !!*

AGRADECIMENTOS

Agradeço aos meus pais Maria Júlia e Antonio Augusto, por acreditar na minha capacidade e serem protagonistas na concretização dos meus sonhos.

A Cachaça Triunfo, pela concessão do espaço e material necessários para a realização deste trabalho. Agradeço a todos que fazem parte desta empresa.

A Juliana, meu amor, que me incentivou quando eu quis desistir e sorriu comigo em todos os momentos alegres.

Ao Professor Severino, pela paciência e dedicação em suas orientações prestadas na elaboração deste trabalho.

Aos Professores Flávio e Líbia, não só por fazerem parte da banca examinadora, mas também por terem me estimulado a fazer parte da equipe do Laboratório de Engenharia Bioquímica da UFCG, o que ajudou muito para meu crescimento profissional.

Ao Professor Nagel por ter cedido gentilmente o programa computacional utilizado no desenvolvimento deste trabalho e por ter sido um grande amigo durante todo o curso.

A meus amigos Antonio José, Daniel Baracuy e José Theódulo por tudo superamos durante a nossa pós-graduação.

A todos que ajudaram de alguma forma na elaboração deste trabalho

AVALIAÇÃO DO DESENVOLVIMENTO DE UMA COLUNA DE
DESTILAÇÃO PARA OBTENÇÃO DE ÁLCOOL ETÍLICO
COMBUSTÍVEL A PARTIR DA FRAÇÃO DE CABEÇA DA
PRODUÇÃO DE CACHAÇA

BARACHO, Thiago Henrique de Albuquerque, Avaliação do Desenvolvimento de uma Coluna de Destilação para Obtenção de Álcool Etílico Combustível a partir da Fração de Cabeça da Produção de Cachaça, Campina Grande: Pós-Graduação em Engenharia Química, Centro de Ciências e Tecnologia, Universidade Federal de Campina Grande, 2011, 82 p. Dissertação (Mestrado).

RESUMO

A produção de cachaça no Brasil ultrapassa um bilhão de litros por ano sendo, portanto, a terceira bebida destilada mais consumida no mundo e a primeira no Brasil. Essa produção gera resíduos ou subprodutos, a exemplo da fração de cabeça da destilação ou cachaça de cabeça que possui uma concentração alcoólica em torno de 60 % (v/v). Neste sentido, o presente trabalho tem por objetivo agregar valor a esse subproduto por meio de sua purificação para que possa ser utilizado como álcool etílico combustível. Foi projetada e construída uma coluna de destilação de recheio em aço inox de 1,85 m de altura e 10 cm de diâmetro operando em batelada. Foi utilizado esferas de vidro de 1,85 cm de diâmetro médio para formar a seção recheada de 1,5 m de altura. Foram analisados a queda de pressão, perfil de temperatura e concentração do álcool visando entender o comportamento da coluna de destilação. Os resultados obtidos demonstraram que a coluna de destilação proposta foi capaz de produzir álcool etílico combustível a uma concentração alcoólica média de 94% (v/v) a partir de uma solução alcoólica de alimentação de 52% (v/v) conduzindo, assim, a uma eficiência de 70%.

Palavras-chave: Cachaça de cabeça; Álcool Combustível; Coluna de Destilação; McCabe-Thiele.

EVALUATING THE DEVELOPMENT OF A DISTILLATION
COLUMN TO OBTAIN ETHANOL FUEL FROM THE HEAD
FRACTION OF CACHAÇA PRODUCTION

Baracho, Thiago Henrique de Albuquerque, Evaluating the Development of a Distillation Column to Obtain Ethanol Fuel from the Head Fraction of Cachaça Production, Campina Grande: Graduate in Chemical Engineering, Science and Technology Center, Campina Grande Federal University, 2011, p. 82 Thesis (Masters).

ABSTRACT

The production of cachaça in Brazil exceeds one billion liters per year and it is, therefore, the third most consumed distilled beverage in the world and the first in Brazil. This production generates residues or by-products, such as the head fraction of the distillation or head cachaça which has an alcohol concentration of around 60% (v / v). In this way, this paper aims to add value to this by-product through its purification so that it can be used as ethanol fuel. It was designed and built a packed distillation column with 1,85 m tall and 10 cm in diameter stainless steel operating in batch. We used glass spheres of 1,85 cm in diameter to form the 1,5 m tall packed section. We analyzed the pressure drop, temperature profile and alcohol concentration in order to understand the distillation column behavior. The results showed that the proposed distillation column was able to produce ethanol fuel at an alcohol concentration averaged 94% (v / v) from an alcoholic solution of feeding 52% (v / v) leading thus to an efficiency of 70%.

Keywords: Cachaça head; Fuel Ethanol, Distillation Column, McCabe-Thiele.

SUMÁRIO

1	Introdução	1
2	Revisão Bibliográfica	3
2.1	A Produção de Cachaça	3
2.2	Fundamentos Termodinâmicos	6
2.2.1	Pressão de Vapor – Equação de Antoine.....	7
2.2.2	Lei de Raoult: Sistema Ideal e Não Ideal	8
2.2.3	Volatilidade Relativa	9
2.2.4	Propriedade Parcial Molar	10
2.2.5	Calor Latente de Vaporização	11
2.3	Viscosidade	12
2.4	Coluna de Destilação	12
2.4.1	Método de McCabe-Thiele	13
2.4.2	Colunas de Recheio	20
3	Materiais e Métodos.....	23
3.1	Modelagem Matemática	23
3.1.1	Diluição da Cachaça de Cabeça	23
3.1.2	Coluna de Destilação em Batelada e a Proposta de Mujtaba	24
3.1.3	Conversão da Fração Volumétrica em Fração Molar	26
3.1.4	Curvas de Equilíbrio	27
3.1.5	Cálculo do Fator q	28
3.1.6	Determinação do Número de Estágios.....	29
3.1.7	Determinação da Altura do Recheio.....	30
3.1.8	Determinação da Viscosidade.....	31
3.1.9	Determinação da Queda de Pressão	34
3.2	Experimental	34
3.2.1	Caracterização do Recheio	36
3.2.2	Instrumentação.....	37
3.2.3	Concentração Alcoólica	39
4	Resultados e Discussões.....	41

4.1	Diluição da Cachaça de Cabeça	41
4.2	Coluna de Destilação	41
4.2.1	Cálculo do Fator q	43
4.2.2	Determinação da Altura do Recheio	44
4.3	Caracterização do Recheio	46
4.4	Viscosidade	46
4.5	Avaliação da Coluna de Destilação Recheada.....	46
4.5.1	Evolução da Concentração Alcoólica na Destilação	48
4.5.2	Perfil de Temperatura.....	50
4.5.3	Queda de Pressão.....	55
4.5.4	Qualidade do Destilado	56
5	Conclusões	58
6	Sugestões para Trabalhos Futuros.....	59
7	Considerações Finais	60
8	Referências Bibliográficas	61
9	Apêndice	65
10	Anexo.....	70

LISTA DE FIGURAS

Figura 2.1	Destilação em batelada como uma destilação contínua – suposição feita por Mujtaba (2004)	13
Figura 2.2	Esquema para coluna de destilação proposto por McCabe- Thiele	14
Figura 2.3	Seção de Retificação da coluna de destilação	15
Figura 2.4	Seção de Esgotamento da coluna de destilação	16
Figura 2.5	Estágio de alimentação da coluna de destilação	18
Figura2.6	Razão de Refluxo Ótima	20
Figura2.7	Tipos de Recheio	22
Figura3.1	Visão geral da coluna destilação em batelada para produção de álcool a partir da cachaça de cabeça	24
Figura3.2	Ilustração da coluna de destilação contínuo	26
Figura3.3	Diagrama de equilíbrio Etanol/Água de temperatura versus composição molar	27
Figura3.4	Curva de equilíbrio etanol/água	27
Figura3.5	Refervedor construído em cobre e coluna de recheio em inox	35
Figura3.6	Coluna de destilação	35

Figura 3.7	Topo da coluna de destilação e condensador	36
Figura 3.8	Paquímetro usado na determinação do diâmetro	37
Figura 3.9	Ilustração das posições dos termopares na coluna de destilação recheada	38
Figura 3.10	Alcoômetro Gay-Lussac	40
Figura 4.1	Diagrama etanol/água de temperatura versus composição molar	42
Figura 4.2	Gráfico utilizado para obter o número de estágios da coluna de destilação segundo o método de McCabe-Thiele	45
Figura 4.3	Acompanhamento da destilação para a concentração da alimentação de 18%	47
Figura 4.4	Acompanhamento da destilação para concentração da alimentação de 52%	48
Figura 4.5	Evolução da concentração de etanol no destilado com o tempo (Ensaio 1)	48
Figura 4.6	Evolução da concentração de etanol no destilado com o tempo (Ensaio 2)	49
Figura 4.7	Evolução da concentração de etanol no destilado com o tempo (Ensaio 3)	49
Figura 4.8	Evolução da temperatura com o tempo para os pontos T1, T2 e T3 localizados na posição axial $h=159$ cm	50
Figura 4.9	Evolução da temperatura com o tempo para os pontos T4, T5 e T6 localizados na posição axial $h=85$ cm	50
Figura 4.10	Evolução da temperatura com o tempo para os pontos T7, T8 e T9 localizados na posição axial $h=11$ cm	51
Figura 4.11	Evolução da temperatura com o tempo para os pontos T1, T4 e T7 localizados na posição radial $r=5$ cm	52
Figura 4.12	Evolução da temperatura com o tempo para os pontos T2, T5 e T8 localizados na posição radial $r=3$ cm.	52
Figura 4.13	Evolução da temperatura com o tempo para os pontos T3, T6 e T9 localizados na posição radial $r=1$ cm	53

Figura 4.14	Perfil de temperatura radial no recheio da coluna de destilação para três pontos axiais: $h=11, 85$ e 159 cm	54
Figura 4.15	Perfil de temperatura axial ao longo do recheio da coluna de destilação	54
Figura 4.16	variação da concentração de etanol no destilado e da temperatura no topo da coluna ao longo do tempo	55
Figura A.1	Evolução da temperatura com o tempo na posição T0	66
Figura A.2	Evolução da temperatura com o tempo na posição T1	66
Figura A.3	Evolução da temperatura com o tempo na posição T2	66
Figura A.4	Evolução da temperatura com o tempo na posição T3	66
Figura A.5	Evolução da temperatura com o tempo na posição T4	67
Figura A.6	Evolução da temperatura com o tempo na posição T5	67
Figura A.7	Evolução da temperatura com o tempo na posição T6	67
Figura A.8	Evolução da temperatura com o tempo na posição T7	67
Figura A.9	Evolução da temperatura com o tempo na posição T8	68
Figura A.10	Evolução da temperatura com o tempo na posição T9	68
Figura C.1	Dados do equilíbrio Etanol/Água gerados pelo programa ELV – II	72
Figura C.2	Parâmetros UNIFAC para o sistema Etanol/Água	73
Figura C.3	Temperatura versus composição	73
Figura C.4	Desvio da Lei de Raoult	73
Figura C.5	Equilíbrio líquido/vapor	73

LISTA DE TABELAS

Tabela 2.1	Relação entre HETP e o tamanho do recheio (Fonte, Sinnott 2005)	21
Tabela 3.1	Teor alcóolico e densidade da cachaça de cabeça e da solução obtida com a diluição da mesma	23
Tabela 3.2	Dados do Etanol e da Água	26
Tabela 3.3	Constantes da água e do etanol para o cálculo de C_p e constante dos gases R	29
Tabela 3.4	Valores das constantes para o etanol e a água	31
Tabela 3.5	Valores das constantes usadas na Equação (3.15)	32
Tabela 3.6	posi posição dos termopares na coluna de destilação ção dos termopares na coluna de destilação	39
Tabela 4.1	Valores de fluxo e concentração das correntes de entrada e saída da coluna de destilação.	41
Tabela 4.2	Temperaturas das correntes de entrada e saída, temperatura de bolha e orvalho.	42
Tabela 4.3	C_p da água e do etanol calculados	43
Tabela 4.4	Entalpias das entalpias da alimentação (hF), do líquido (hL) e do vapor (HV) para a mistura	43
Tabela 4.5	Diâmetro médio das esferas de vidro e porosidade do leito	46

Tabela 4.6	Viscosidade dos componentes puros e das misturas líquidas e gasosas	46
Tabela 4.7	Queda de pressão segundo a Equação de Ergun	56
Tabela 4.8	Características do Produto Final	56
Tabela A.1	Graduação alcoólica da alimentação igual a 52 % (v/v)	64
Tabela A.2	Graduação alcoólica da alimentação igual a 18 % (v/v)	65

NOMENCLATURA

UFCG	Universidade Federal de Campina Grande	
ABRABE	Associação Brasileira de Bebidas	
HETP	Altura equivalente a um estágio teórico	
y_i	Composição da fase vapor do componente i	-
x_i	Composição da fase líquida do componente i	-
P	Pressão do Sistema	mmHg
P_i^{sat}	Pressão de saturação do componente i	mmHg
γ_i	Coefficiente de atividade do componente i	-
B_0	Volume de solução no tempo t_0	L
B_1	Volume de solução no tempo t	L
Ha	Produto de topo	L
F	Fluxo de alimentação da coluna	L/h
B	Fluxo do produto de base da coluna	L/h
D	Fluxo do produto de topo da coluna	L/h
z_f	Composição molar da alimentação	-
x_B	Composição molar do produto da base	-
x_D	Composição molar do produto de topo	-
ρ	Peso específico	g/cm ³
PM	Peso molecular	g/mol
Q	Fração de vapor	-

h_f	Entalpia na alimentação	J/mol
h_L	Entalpia no líquido	J/mol
H_V	Entalpia no vapor	J/mol
C_p	Capacidade calorífica	J/molK
C_{pL}	Capacidade calorífica no líquido	J/molK
C_{pV}	Capacidade calorífica no vapor	J/molK
λ_i	Calor latente do componente i	J/mol
R	Constante universal dos gases	J/molK
V_C	Volume Crítico	cm ³ /mol
W	Fator acêntrico	
ϕ_s	Esfericidade da partícula	
D_p	Diâmetro da partícula	cm
V	Velocidade superficial média	m/s
ΔP	Queda de pressão do fluido através do leito	mmHg
τ_v	Força de cisalhamento	N
η	Viscosidade	cP
ϕ	Porosidade	%
T_C	Temperatura crítica	K
h_{rc}	Altura do recheio da coluna de destilação	m
N_t	Número de estágios teóricos	-

1. INTRODUÇÃO

A produção da cachaça e do etanol é feita em agroindústrias de escalas de proporções bem diferentes. Enquanto a cachaça, em geral, segue um ritmo de produção quase artesanal com sistemas em batelada em engenhos de pequeno porte, o etanol é produzido em grandes indústrias autossuficientes energeticamente, em sistemas modernos com etapas de produção contínua; porém, o valor agregado a cachaça de boa qualidade é muito superior ao valor de mercado do etanol. A destilação na produção de cachaça é realizada em um equipamento conhecido como alambique de cobre, onde se obtêm três frações de destilado: a cabeça e a cauda como residuais, e o coração, a cachaça propriamente dita com uma graduação alcoólica entre 38-48%(v/v). Para a produção de etanol, a destilação é conduzida em equipamentos contínuos conhecidos por colunas ou torres de destilação que garantem uma pureza do etanol em torno de 96% (v/v).

A produção de cachaça no Brasil se aproxima a 1,3 bilhão de litros por ano de acordo com a Associação Brasileira de Bebidas (ABRABE) e cerca de 10% desse total corresponde à cachaça de cabeça, a qual apresenta um alto teor alcoólico (entre 60-70% v/v), alta concentração de cobre que é uma substância tóxica para o organismo e substâncias voláteis com ponto de ebulição menor que do etanol. Observa-se igualmente a presença de concentrações elevadas de aldeídos e álcoois superiores, que ao ser consumido leva a dores de cabeça e mal-estar. Por isso, para a produção de uma cachaça de boa qualidade deve-se separar a cachaça de cabeça da cachaça propriamente dita.

O aproveitamento da fração de cabeça é de grande importância para se evitar impactos ambientais que possam ser causados pelo descarte da cachaça de cabeça, pois, a presença de álcool no solo afeta as propriedades da água, principalmente a evaporação e a tensão superficial, reduzindo o fluxo de água através do solo.

A cachaça de cabeça possui um grande potencial energético já que sua concentração alcoólica está entre 60-70% (v/v). A utilização da cachaça de cabeça para a produção de álcool combustível é uma solução que já vem sendo utilizada por alguns produtores de cachaça, porém, os equipamentos utilizados para produção de álcool combustível não apresentam uma boa eficiência e o teor alcoólico do combustível produzido não está dentro das especificações desejadas que é de 96% (v/v).

Neste sentido, se propõe dar uma contribuição no setor ambiental, social e econômico regional ou nacional a partir do projeto e confecção de uma coluna de destilação de recheio

capaz de produzir álcool etílico combustível, dentro das especificações da ANP, a partir da primeira fração da destilação da cachaça (cachaça de cabeça).

Objetivos específicos:

- Propor um modelo matemático e projetar a coluna de destilação de recheio para a produção de etanol com concentração entre 95,1 e 96,0%(v/v) a partir da cachaça de cabeça;
- Caracterizar o recheio da coluna de destilação;
- Analisar o comportamento da temperatura, da queda de pressão e da concentração alcoólica do destilado sobre a eficiência de destilação da coluna.

2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

A história da cachaça tem início juntamente com a História do Brasil, surgindo como consequência do interesse do açúcar produzido no país. Quando começou a ser produzida, entre os séculos XVI e XVII, a Cachaça, ainda chamada de Aguardente de cana, era um subproduto da indústria açucareira. Era um produto secundário em relação ao açúcar e o seu consumo estava ligado às classes menos favorecidas e ao comércio com a África (VENÂNCIO et al, 2005). Cardoso (2001) diz que se deve aos negros escravos do Brasil a descoberta desta bebida; porém, ainda hoje a sociedade brasileira não lhes retribuiu nenhum mérito, muito menos o lucro desse feito.

Segundo Mesquita (2005), os engenhos tradicionais, com sua moenda movida à água ou animais, eram responsáveis pela produção açucareira e de um subproduto, a cachaça, que não tinha destaque econômico, mas era responsável pelo pagamento dos custos da moagem.

Com a difusão de seu consumo pelas camadas populares e com seu emprego como moeda no tráfico de almas, adquiriu tal importância econômica que começou a ameaçar os interesses dos portugueses, que acabaram proibindo sua fabricação no século XVII. A fabricação clandestina dispersa nos sertões pelos pequenos produtores de cana-de-açúcar (que, oficialmente, produziam rapadura) foi tão grande que, no século XVIII, mais exatamente em 1756, a cachaça passou a ser tributada como os outros gêneros, tendo, desta forma, contribuída para a reconstrução de Lisboa, após o terremoto, em 1755 (MOGETTI, 2001).

2.1 A PRODUÇÃO DE CACHAÇA

O processo de produção tem início na escolha da cana-de-açúcar de acordo com a região e os cuidados com o plantio e a colheita. Segundo Cardoso (1999) não é recomendada a queima da cana, pois resultam no aumento da concentração de aldeídos na bebida. Outro ponto que deve ser levado em consideração com relação à queima são as consequências da queima ao meio ambiente, ou seja, presença da fuligem dispersa no ar e aumento da concentração de dióxido de carbono.

A etapa seguinte ao corte é a moagem da cana para a extração do caldo, por meio de moendas, em geral, de três eixos. Durante esta etapa deve-se remover o bagacilho utilizando um método de separação adequado (decantação e filtração), pois a sua presença no processo de fermentação pode aumentar o teor de metanol e também de furfural. O bagacilho é um material lignocelulósico o que o caracteriza como um material fibroso composto por celulose, glicose, hemiceluloses, pectinas entre outros. O metanol forma-se a partir da degradação da

pectina que é um polissacarídeo presente na cana de açúcar, já o furfural, um aldeído de presença rara em algumas cachaças, é resultante da decomposição química de carboidratos, principalmente das pentoses. É formado, principalmente, pela queima da matéria orgânica depositada no fundo dos alambiques. A sua formação é evitada pela destilação do vinho limpo, livre de substâncias orgânicas em suspensão. Nas cachaças envelhecidas, o furfural pode ser oriundo da ação de ácidos sobre as pentoses e seus polímeros (hemiceluloses). (ELISEU CRIPIM, 2000; CHAVES, 2002; PEREIRA et al., 2003).

O processo de fermentação ocorre por ação de leveduras, por exemplo, *Saccharomyces cerevisiae*, por apresentar melhor resistência a altos teores alcoólicos. Esse processo consiste basicamente a transformação da glicose em etanol e outros compostos secundários, como butanol, isobutanol, acetato de etila (favoráveis ao sabor da cachaça) e ácido acético, propanol, acetaldeído, etc (desfavoráveis ao sabor da cachaça) e dura média 24 horas.

O processo de destilação pode ser realizado em alambiques de cobre ou inox ou em colunas de destilação. Deve-se salientar que só é considerada cachaça o produto da destilação efetuada em alambique de cobre e o destilado obtido pela utilização de alambique de inox ou coluna de destilação é denominado de aguardante. O alambique de cobre apresenta ainda a vantagem de produzir uma cachaça com menos compostos secundários quando comparada com a cachaça industrial ou usando o alambique de inox. De acordo com o que é observado durante o processo de destilação e com o que é reportado na literatura, a exemplo de Eliseu Crispim (2000), Chaves (2002) e Maia (2005), são coletadas três frações – Cabeça, Coração e Cauda – cujas composições estão diretamente relacionadas com a temperatura de ebulição dos compostos presentes no mosto. Dessas frações, a cabeça e a cauda são consideradas como resíduo ou subprodutos do processo e a fração de coração é a cachaça propriamente dita.

De acordo com Eliseu Crispim (2000), Chaves (2002) e Maia (2005) a composição das três frações do processo de destilação são descritas como segue:

- **Cabeça** – constituída pelos primeiros produtos destilados e caracteriza-se pelo alto teor de componentes de menor ponto de ebulição do que o etanol, ou seja, produtos mais voláteis. Essa fração representa cerca de 10% do volume total do destilado e deve ser separada para que se tenha uma cachaça de qualidade;
- **Coração** – essa fração, cerca de 80% do volume total do destilado, é a cachaça propriamente dita. Aqui se encontram menor quantidade de substâncias mais voláteis que o etanol como ácidos, álcoois superiores, furfural e outros.
- **Cauda** (água fraca ou caxixi) – nesta última fração, que corresponde a cerca de 10% do volume total do destilado, encontram-se pouco etanol, muita água e substâncias cujo

ponto de ebulição é maior que o do etanol e da água, como o óleo fúsel (álcoois superiores).

A separação da fração de cabeça durante a destilação para a produção de uma cachaça é de grande importância para a obtenção de um produto de boa qualidade (CARDOSO et al, 1999; BOGUSZ JUNIOR et al, 2006), visto que na fração de cabeça estão componentes prejudiciais a saúde e responsáveis por causar dor de cabeça e ressaca (CÂMARA, 2004;SORATTO, 2007).

A fração de cabeça pode ser armazenada para posterior utilização. Marra (2008) comenta que a remoção dos congêneres tóxicos da fração de cabeça poderia adequar este destilado para o consumo de acordo com a legislação de bebidas brasileira aumentando assim o rendimento industrial a partir do aproveitamento desta fração.

Para a produção de etanol, a destilação é realizada em sistemas contínuos em equipamentos chamados de colunas de destilação. Eliseu Crispim (2000) comenta que com o crescimento do setor de produção de álcool, novas tecnologias de destilação também chegaram à produção de aguardente. Na produção industrial de aguardente, a destilação é realizada em colunas de destilação contínuas semelhantes às utilizadas para a produção de etanol. No processo industrial de produção de aguardente não há a separação das frações cabeça, coração e cauda como no processo artesanal.

Hoje, a produção estimada de cachaça no Brasil é em torno de 1,3 bilhão de litros por ano, sendo que cerca de 75% desse total é proveniente da fabricação industrial e 25%, da forma artesanal segundo Associação Brasileira de Bebidas (ABRABE) que criou o Programa Brasileiro de Desenvolvimento da Cachaça, PBDAC. Portanto, cerca de 10% desse valor é igual ao volume de cachaça de cabeça produzida como resíduo por ano. A mesma possui uma graduação alcoólica acima de 60% (v/v) por isso um grande potencial de ser transformada em combustível.

O álcool etílico combustível possui uma concentração alcoólica entre 95,1 e 96,0 % (v/v), assim, para a utilização da cachaça de cabeça como combustível se faz necessária a purificação da mesma para uma concentração equivalente a do álcool etílico combustível. Tal purificação é conseguida a partir de uma destilação da cachaça de cabeça em uma coluna de destilação.

Michel Junior (2010) estudou o funcionamento de um processo em batelada para obtenção de álcool etílico hidratado com graduação para uso automotivo. Para tal, fez uso de um sistema de destilação em batelada composto por uma coluna de pratos acoplada a uma cuba (refervedor) de inox. Os experimentos foram realizados com a alimentação do sistema

com vinho em duas graduações alcoólicas, 7 e 10 % (v/v); o álcool etílico hidratado combustível foi obtido com graduação média de 94 % (v/v).

Lima et al (2009) estudaram a produção de etanol anidro utilizando a destilação extrativa salina. Eles utilizaram uma coluna recheada de 370 mm de altura e 59 mm de diâmetro interno. O recheio era composto por anéis de Raschig, feitos de vidro na dimensão característica de 7,3 mm. O número de estágios teóricos foi calculado pelo método de McCabe-Thiele considerando duas frações de alimentação, 7 e 52% (v/v). Os valores encontrados para o HETP (Height Equivalent to a Theoretical Plate) foram respectivamente 211,4 mm e 154,2 mm. Ensaios preliminares realizados sem a presença de sal mostraram a boa eficiência da coluna, obtendo-se concentrações molares de topo de 0,59 e 0,76 para as concentrações de alimentação de 7 e 52% (v/v) respectivamente.

As especificações para o Etanol Hidratado Combustível (EHC) e para o Etanol Anidro Combustível (EAC) de acordo com a Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis (ANP) estão representadas no Anexo A.

2.2 FUNDAMENTOS TERMODINÂMICOS

Um sistema é indicado como estando em equilíbrio termodinâmico se não houver macroscopicamente mudanças observáveis quando o sistema está isolado da vizinhança. O critério para um sistema em um estado particular estar em equilíbrio deriva da Primeira Lei da Termodinâmica, que afirma que a função de Gibbs do sistema possui um mínimo.

Para um sistema de duas fases de uma substância pura em equilíbrio para a temperatura T e pressão P , a função de Gibbs é dada por:

$$G = f(T, P, n^l, n^v) \quad (2.1)$$

onde, n é referente ao número de moles da substância e os subscritos l e v indica a fase líquida e a fase vapor respectivamente.

Aplicando a diferencial em G :

$$dG = \left(\frac{\partial G}{\partial T}\right)_{P,n} dT + \left(\frac{\partial G}{\partial P}\right)_{T,n} dP + \left(\frac{\partial G}{\partial n^l}\right)_{T,P,n^v} dn^l + \left(\frac{\partial G}{\partial n^v}\right)_{T,P,n^l} dn^v \quad (2.2)$$

Para a temperatura e pressão constantes:

$$dG_{T,P} = \left(\frac{\partial G}{\partial n^l}\right)_{T,P,n^v} dn^l + \left(\frac{\partial G}{\partial n^v}\right)_{T,P,n^l} dn^v = g^l \cdot dn^l + g^v \cdot dn^v = (g^l - g^v) \cdot dn^l \quad (2.3)$$

Para que ocorra o equilíbrio, $dG_{T,P} = 0$, portanto $g^l = g^v$.

Segundo Kandlikaret al (1999), uma alternativa para se determinar o equilíbrio para um sistema de duas fases diz respeito a utilização do potencial químico (μ) e da fugacidade (f).

Onde: $\mu^l = \mu^v$; $f^l = f^v$

A fugacidade é uma função termodinâmica que pode ser considerada como uma pressão efetiva de um gás real. É a medida da não idealidade de uma fase e significa a tendência de fuga de uma substância de uma fase pura para a outra. Esta é definida pela energia livre de Gibbs, tal que:

$$dG_i = R.T.d(\ln f_i) \quad (2.4)$$

Tomando o potencial químico como sendo igual a função molar de Gibbs, tem-se que:

$$dg = d\mu = R.T.d(\ln f) \quad (2.5)$$

Visto que na Equação (2.4) a fugacidade é igual a pressão no estado de gás ideal e sabendo-se que o único estado real que apresenta comportamento ideal é o de pressão nula, tem-se que:

$$\lim_{P \rightarrow 0} \left(\frac{f_i}{P} \right) = 1 \quad (2.6)$$

A razão entre a fugacidade e a pressão é definida como outra propriedade chamada de coeficiente de fugacidade:

$$\phi = \frac{f_i}{P} \quad (2.7)$$

A destilação é um método utilizado para a separação de substâncias de pontos de ebulição diferentes como o etanol e a água. O princípio da operação da coluna de destilação baseia-se na teoria de equilíbrio líquido/vapor. Discussões que abordam o Equilíbrio Líquido-Vapor são encontradas em vários autores como: Kandlikaret al (1999), Smithet al (2000), Annamalai (2002).

2.2.1 PRESSÃO DE VAPOR – EQUAÇÃO DE ANTOINE

A pressão de vapor é a medida da tendência de vaporização de um líquido. Autores como Reidet al (1987) e Kandlikar et al (1999) citam vários métodos para a determinação da pressão de vapor como por exemplo: a Equação de Clausius-Clapeyron, a Equação de Antoine, a

Equação de Wagner, a Equação de Ambrose, a Equação de Riedel. Dentre estas Equações, a Equação de Antoine é a mais utilizada e apresenta resultados satisfatórios para expressar a pressão de vapor.

$$\ln P^{sat} = A - \frac{B}{T + C} \quad (2.8)$$

onde: A, B e C são as constantes de Antoine (dependente da substância)

P^{sat} é a pressão de vapor (mmHg), T é a temperatura (K)

2.2.2 LEI DE RAOULT: SISTEMA IDEAL E NÃO IDEAL

A lei de Raoult se aplica ao equilíbrio líquido-vapor quando o modelo de gás ideal se aplica a fase vapor e o modelo de solução ideal se aplica à fase líquida.

$$y_i P = x_i P_i^{sat} \quad (i = 1, 2, \dots, n) \quad (2.9)$$

onde, y é a concentração da fase vapor, P é a pressão do sistema, x é a concentração da fase líquida, P^{sat} é a pressão de saturação, o subscrito i refere-se ao componente da mistura.

A Equação (2.9) que representa a Lei de Raoult é muito simples e falha em fornecer uma representação realista do comportamento real da maioria dos sistemas. Portanto, para baixas e moderadas pressões, uma Equação mais realista do equilíbrio líquido-vapor é obtida tomando a fase vapor como modelo de gás ideal e a fase líquida corrigida por um modelo de solução real.

$$y_i P = x_i \gamma_i P_i^{sat} \quad (i = 1, 2, \dots, n) \quad (2.10)$$

onde, γ_i é o coeficiente de atividade do componente na fase líquida.

Existem vários modelos de correção da fase líquida:

- Modelos moleculares - modelos onde os parâmetros ajustáveis e as interações acontecem entre as moléculas das espécies na mistura: Flory-Huggins, Wilson, NRTL, UNIQUAC.
- Modelos de contribuição de grupos – modelos onde as interações e os parâmetros se referem aos grupos funcionais com os quais as moléculas são construídas: ASOG, UNIFAC (Anexo B)

Autores como McCabe et al (1991), Kister (1992), Ludwig (1997) e Sinnott (2005) também discutem sobre a lei de Raoult.

2.2.3 VOLATILIDADE RELATIVA

A volatilidade pode ser definida como a medida da facilidade que uma substância possui para passar do estado líquido para o estado de vapor. Quando essa medida é tomada com relação a um referencial tem-se a volatilidade relativa.

Para uma mistura binária AB a volatilidade relativa é definida como sendo a relação entre a concentração de A no estado vapor (y_A) e a concentração de A no estado líquido (x_A) dividida pela relação entre a concentração de B no estado vapor (y_B) com a concentração de B no estado líquido (x_B).

$$\alpha_{AB} = \frac{y_A/x_A}{y_B/x_B} = \frac{y_A/x_A}{(1-y_A)/(1-x_A)} \quad (2.11)$$

onde, α_{AB} é a volatilidade relativa do componente A em relação ao componente B para a mistura binária.

Reordenando a Equação (2.11):

$$y_A = \frac{\alpha_{AB} \cdot x_A}{1 + (\alpha_{AB} - 1) \cdot x_A} \quad (2.12)$$

O valor de α_{AB} pode ser determinado aplicando-se a Lei de Raoult para o caso ideal (Equação 2.9) e não ideal (Equação 2.10) sobre o conceito de volatilidade relativa (Equação 2.11):

Para o caso ideal:

$$\alpha_{AB} = \frac{P_A^{Sat}}{P_B^{Sat}} \quad (2.13)$$

onde, P_A^{Sat} é a pressão de saturação do componente A e P_B^{Sat} é a pressão de saturação do componente B.

Para o caso real:

$$\alpha_{AB} = \frac{\gamma_A \cdot P_A^{Sat}}{\gamma_B \cdot P_B^{Sat}} \quad (2.14)$$

onde, γ_A é o coeficiente de atividade do componente A líquido e γ_B é o coeficiente de atividade do componente B líquido.

2.2.4 PROPRIEDADE PARCIAL MOLAR

A Equação que define a propriedade parcial molar da espécie i na solução é:

$$\bar{M}_i = \left[\frac{\partial(nM)}{\partial n_i} \right]_{T,P,n^j} \quad (2.15)$$

onde, \bar{M}_i pode representar a energia interna parcial molar \bar{U}_i , a entalpia parcial molar \bar{H}_i , a energia de Gibbs parcial molar \bar{G}_i , etc.

A propriedade parcial molar representa a taxa de variação da propriedade total (nM) devida à adição; a T , P e n_j constantes; de uma quantidade diferencial da espécie i a uma quantidade finita de solução.

Existe a possibilidade de se deduzir as Equações de propriedades parciais a partir de uma Equação para a propriedade da solução como função da composição através da aplicação direta da Equação (2.15). Porém, para sistemas binários, um procedimento alternativo foi adotado por Kandlikaret al (1999) e Smith et al (2000).

$$M = x_1 \cdot \bar{M}_1 + x_2 \cdot \bar{M}_2 \quad (2.16)$$

Diferenciando a Equação (2.16), tem-se:

$$\partial M = x_1 \cdot \partial \bar{M}_1 + \bar{M}_1 \cdot \partial x_1 + x_2 \cdot \partial \bar{M}_2 + \bar{M}_2 \cdot \partial x_2 \quad (2.17)$$

Quando M for conhecida como uma função de x , a T e P constantes, pode-se escrever:

$$x_1 \cdot \partial \bar{M}_1 + x_2 \cdot \partial \bar{M}_2 = 0 \quad (2.18)$$

Tomando $x_1 + x_2 = 1$, donde $\partial x_1 = -\partial x_2$ e eliminando ∂x_2 da Equação (2.15), tem-se:

$$\partial M = \bar{M}_1 \cdot \partial x_1 - \bar{M}_2 \cdot \partial x_1 \therefore \frac{\partial M}{\partial x_1} = \bar{M}_1 - \bar{M}_2 \quad (2.19)$$

Substituindo a Equação (2.16) na Equação(2.19) para explicitar em \bar{M}_1 :

$$\bar{M}_1 = M + x_2 \cdot \frac{\partial M}{\partial x_1} \quad (2.20)$$

Da mesma forma é possível explicitar a Equação para \bar{M}_2 :

$$\bar{M}_2 = M - x_1 \cdot \frac{\partial M}{\partial x_1} \quad (2.21)$$

2.2.5 CALOR LATENTE DE VAPORIZAÇÃO

O calor latente de vaporização ou entalpia de vaporização de substâncias puras pode ser encontrado em bancos de dados experimentais ou determinados por alguns métodos a exemplo do método de Haggemacher citados por Sinnott (2005) e da Equação de Watson citada por Smith et al (2000).

O método de Haggemacher é derivado da Equação de Antoine para pressão de vapor.

$$\lambda_i = \frac{8,32 \cdot B \cdot T^2 \cdot \Delta z}{(T + C)^2} \quad (2.22)$$

$$\Delta z = \left[1 - \frac{P_r}{T_r^3} \right]^{0,5} \quad (2.23)$$

onde, λ_i é o calor latente, T é a temperatura (K), B e C são constantes de Antoine,

$$\Delta z = z_{\text{gás}} - z_{\text{líquido}} \quad (z \text{ é a constante de compressibilidade})$$

Se o valor experimental do calor latente na temperatura de bolha é conhecido, é possível a aplicação da Equação de Watson para estimar o calor latente em outras temperaturas (Smith et al, 2000).

$$\lambda_i = \lambda_{i,B} \cdot \left[\frac{1 - T_{r2}}{1 - T_{r1}} \right]^{0,38} \quad (2.24)$$

$$T_{r1} = \frac{T_{\text{Bolha}}}{T_C} \quad (2.25)$$

$$T_{r2} = \frac{T}{T_C} \quad (2.26)$$

onde, λ_i é o calor latente na temperatura desejada; $\lambda_{i,B}$ é o calor latente na temperatura de bolha, T_{r1} é a temperatura reduzida para a temperatura de bolha (T_{Bolha}); T_{r2} é a temperatura reduzida para a temperatura desejada; T_C é a temperatura crítica (K)

O cálculo do calor latente de vaporização para misturas é dado por:

$$\lambda_m = \sum x_i \cdot \lambda_i \quad (2.27)$$

onde, m é o subscrito referente a mistura; λ_i é o calor latente dos componentes; x_i é a fração molar dos componentes.

2.3 VISCOSIDADE

Para um fluido newtoniano a força de cisalhamento é proporcional ao gradiente de velocidade vezes uma constante de proporcionalidade.

$$\tau_v = \eta \frac{du}{dy} \quad (2.28)$$

onde η é a constante de proporcionalidade chamada de viscosidade (MCCABE et al, 1991; GEANKOPLIS, 1998).

A viscosidade é uma propriedade física do fluido que caracteriza a resistência a escoamento. As unidades de viscosidade no sistema CGS é expressa em [g/cm.s], chamado de poise (P). No SI é expressa em N.s/m² = Pa.s. A razão entre a viscosidade e a densidade de um fluido resulta na viscosidade cinmática, expressa em m²/s ou cm²/s. Para líquidos, a viscosidade decresce rapidamente com o aumento da temperatura, enquanto que para os gases a viscosidade aumenta com o aumento da temperatura a pressões baixas. Quanto a influência da pressão, o aumento da pressão sempre aumenta a viscosidade mas esta influência é muito pequena para os líquidos (WHITE, 1991; VISWANATH et al, 2007).

2.4 COLUNA DE DESTILAÇÃO

Mujtaba (2004) comenta que para realizar os cálculos para o projeto de uma coluna de destilação em batelada é possível a utilização de modelos matemáticos de colunas de destilação contínua, seguindo algumas considerações. Esse autor assume que uma coluna de destilação em batelada passa a operar de forma equivalente a uma coluna de destilação contínua a partir de um determinado intervalo de tempo Δt do processo de destilação. O intervalo de tempo Δt pode ser considerado igual ao tempo que a mistura gasta para atingir o ponto de bolha. A Figura 2.1 ilustra de forma esquemática essa proposta.

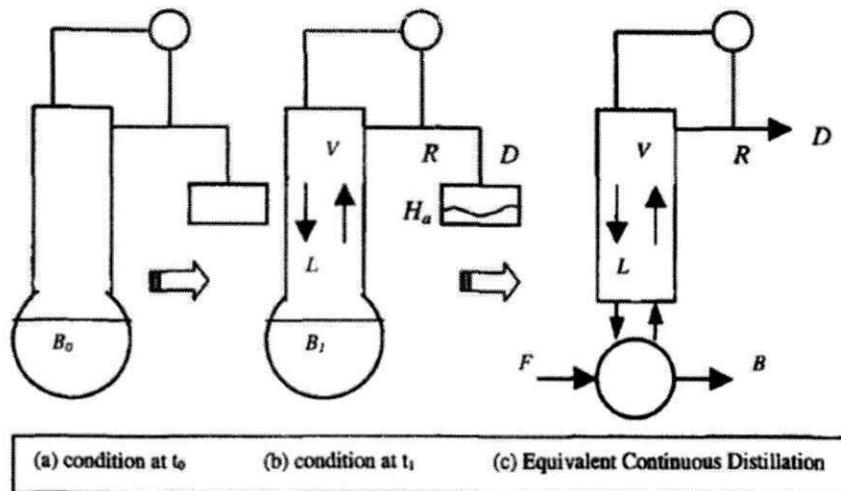


Figura 2.1: Destilação em batelada como uma destilação contínua – suposição feita por Mujtaba (2004)

2.4.1 MÉTODO DE MCCABE-THIELE

Segundo Geankoplis (1998), a destilação fracionada com refluxo é um processo onde ocorre uma série de vaporizações instantâneas, de maneira que os produtos gasosos e líquidos de cada estágio fluem em contracorrente. Neste tipo de destilação, as fases líquida e de vapor estão em equilíbrio em cada estágio. O líquido quando atinge um determinado estágio, entra em equilíbrio com a fase vapor e flui para o estágio inferior com uma concentração do componente mais volátil enquanto que o vapor flui no sentido do topo da coluna aumentando sua concentração no componente mais volátil a cada estágio.

O método de McCabe-Thiele é um método matemático (gráfico) simplificado para determinação do número de estágios teóricos necessários para promover a separação de uma mistura. Algumas considerações são aplicadas no desenvolvimento deste método.

- O método é utilizado para sistemas binários;
- A fase vapor é considerada ideal;
- A fase líquida deve ser corrigida para um modelo real;
- O escoamento no interior da coluna de destilação é considerado equimolar.

O método de McCabe-Thiele usa o balanço material dividindo a coluna em três partes (esgotamento, alimentação e retificação) para determinar as linhas de operação. Na Figura 2.2 está ilustrado a coluna de destilação fracionada com as divisões propostas por este método.

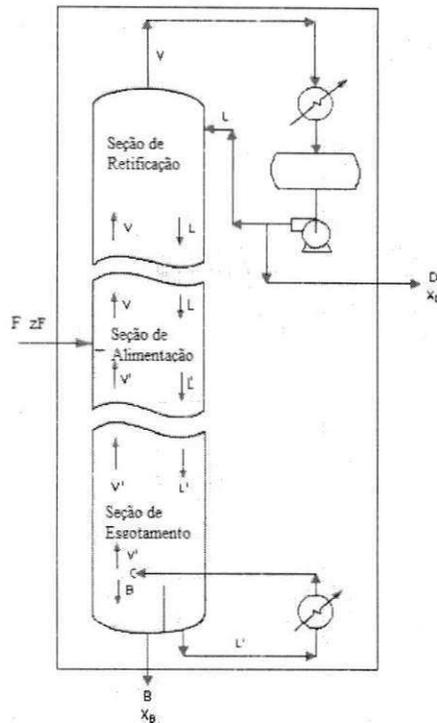


Figura 2.2: esquema para coluna de destilação proposto por McCabe-Thiele

No método proposto por McCabe-Thiele a solução entra em uma posição intermediária da coluna, o produto destilado rico no componente mais volátil é coletado na parte superior e o produto líquido com baixa concentração no componente mais volátil é extraído na parte inferior.

Um balanço de massa geral da coluna de destilação ilustrada na Figura 2.2 mostra que:

$$F = D + B \quad (2.29)$$

O balanço total com relação ao componente mais volátil é representado por:

$$z_F \cdot F = x_D \cdot D + x_B \cdot B \quad (2.30)$$

- Seção de retificação

A parte superior da coluna de destilação é chamada de seção de retificação, também conhecida como seção de enriquecimento, isto se deve ao fato de que a solução de alimentação aumentar a concentração do componente mais volátil nesta seção. A Figura 2.3 ilustra a seção de retificação da coluna de destilação.

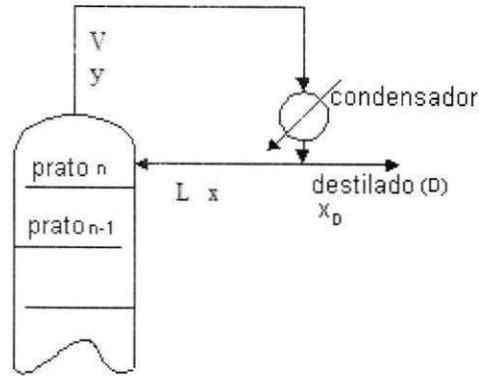


Figura 2.3: Seção de Retificação da coluna de destilação

Um balanço de massa total nesta seção é dado por:

$$V = L + D \quad (2.31)$$

Aplicando o balanço de massa para o componente mais volátil, tem-se:

$$y \cdot V = x \cdot L + x_D \cdot D \quad (2.32)$$

Explicitando a Equação (2.32) para y determina-se a reta de retificação em termos de fluxo de líquido (L), vapor (V) e destilado (D).

$$y = \frac{L}{V} \cdot x + \frac{D}{V} \cdot x_D \quad (2.33)$$

Quando o condensador é total, as composições y , x e x_D são iguais.

A taxa de refluxo é definida como sendo a razão entre o fluxo de líquido que retorna ao topo da coluna após o condensador e o fluxo de destilado. A Equação que expressa a taxa de refluxo é dada por:

$$R = \frac{L}{D} \quad (2.34)$$

Rearranjando a Equação (2.31) e aplicando a definição de taxa de refluxo como ilustrado na Equação (2.34), tem-se:

$$\frac{V}{L} = 1 + \frac{D}{L} = 1 + \frac{1}{R} \quad \text{onde,} \quad \frac{L}{V} = \frac{R}{R+1} \quad (2.35)$$

$$1 = \frac{L}{V} + \frac{D}{V} = \frac{R}{R+1} + \frac{D}{V} \quad \text{onde,} \quad \frac{D}{V} = \frac{1}{R+1}$$

Aplicando as considerações feitas na Equação (2.35), pode-se expressar a reta de retificação em termos de taxa de refluxo rearranjando a Equação (2.33).

$$y = \frac{R}{R+1} \cdot x + \frac{1}{R+1} \cdot x_D \quad (2.36)$$

- Seção de Esgotamento

A Figura 2.4 ilustra a seção de esgotamento da coluna de destilação. Esta seção fica abaixo do estágio de alimentação e é também conhecida como seção de empobrecimento pois a solução nela contida possui uma concentração do componente mais volátil que a solução de alimentação.

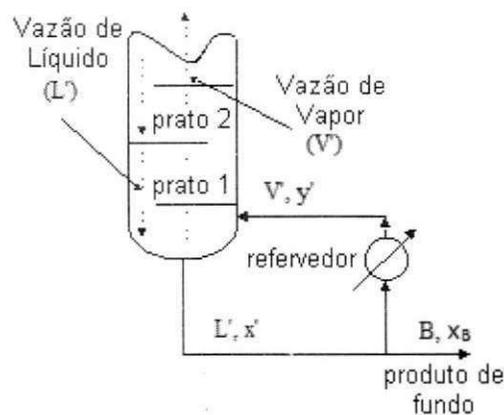


Figura 2.4: Seção de Esgotamento da coluna de destilação

Aplicando o balanço de massa total nesta seção, tem-se:

$$V' = L' - B \quad (2.37)$$

O balanço de massa com relação ao componente mais volátil é dado por:

$$y'.V' = x'.L' - x_B.B \quad (2.38)$$

Rearranjando a Equação (2.38) de forma a explicitar y' encontra-se a reta de esgotamento, tal que:

$$y' = \frac{L'}{V'} \cdot x' + \frac{B}{V'} \cdot x_B \quad (2.39)$$

• Fator q

O fator q pode ser definido, segundo Geankoplis (1998), como a relação entre o calor necessário para vaporizar 1 mol da alimentação nas condições de entrada e o calor latente molar de vaporização da alimentação. Em termos de entalpia, tem-se que:

$$q = \frac{H_V - h_F}{H_V - h_L} \quad (2.40)$$

onde, H_V é a entalpia desde a alimentação até o ponto de orvalho; h_L é a entalpia da alimentação até o ponto de bolha e h_F é a entalpia da alimentação nas condições de entrada.

O calculo das entalpias é dado pelas seguintes Equações:

$$h_F = \int_{T_{ref}}^{T_F} C_{pL} dT \quad (2.41)$$

$$h_L = \int_{T_{ref}}^{T_{Bolha}} C_{pL} dT \quad (2.42)$$

$$H_V = \lambda + \int_{T_{ref}}^{T_{Orvalho}} C_{pV} dT \quad (2.43)$$

onde, C_{pV} é a capacidade calorífica do vapor, C_{pL} é a capacidade calorífica do líquido, T_F é a temperatura da alimentação, T_{Bolha} é a temperatura de bolha da mistura, T_{ref} é a temperatura de referência, $T_{Orvalho}$ é a temperatura de orvalho da mistura e λ é o calor latente de vaporização da mistura na temperatura de referência tal que:

$$\lambda = \sum y_i C_P^L (T_{Bi} - T_{ref}) + \sum y_i \lambda_i^{T_B} - \sum y_i C_P^V (T_{Bi} - T_{ref}) \quad (2.44)$$

Outra definição do fator q é dada por McCabe et al (1999), onde eles definem este fator como sendo a quantidade em moles de líquido que flui na direção da seção de esgotamento

como consequência a introdução de cada mol na alimentação. Seus limites numéricos para as diferentes condições de alimentação.

- Alimentação como líquido frio, $q > 1$;
- Alimentação no ponto de bolha (líquido saturado), $q = 1$
- Alimentação parcialmente como vapor, $0 < q < 1$;
- Alimentação no ponto de orvalho (vapor saturado), $q = 0$;
- Alimentação como vapor superaquecido, $q < 0$.

Ainda segundo McCabe et al (1999), o valor de q para uma alimentação como líquido frio pode ser obtido por:

$$q = 1 + \frac{Cp_L \cdot (T_B - T_F)}{\lambda} \quad (2.45)$$

Para isto, considera-se a temperatura de referência (T_{ref}) como sendo a temperatura de ebulição (T_{Bolha}) da solução.

Assim,

$$H_V - h_L = \lambda \rightarrow \text{calor latente} \quad (2.46)$$

$$H_V - h_F = (H_V - h_L) + (h_L - h_F) \quad (2.47)$$

$$h_L - h_F = \int_{T_{ref}}^{T_{Bolha}} Cp_L dT - \int_{T_{ref}}^{T_F} Cp_L dT = Cp_L [(T_{Bolha} - T_{ref}) - (T_F - T_{ref})] \quad (2.48)$$

$$h_L - h_F = Cp_L (T_{Bolha} - T_F)$$

Portanto, aplicando estas considerações na Equação (2.40) encontra-se a Equação (2.45) citada por McCabe et al (1999).

- Seção de alimentação

A Figura 2.5 ilustra o estágio de alimentação. É neste estágio que ocorre a entrada da solução e sua distribuição para as seções de retificação e esgotamento.

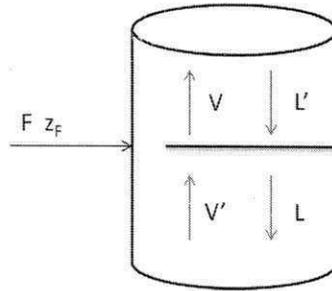


Figura 2.5: Estágio de alimentação da coluna de destilação

Considerando o fator q como definido por McCabe et al (1999), o fluxo de líquido e vapor no estágio de alimentação pode ser expresso por:

$$L' = L + q \cdot F \rightarrow L' - L = q \cdot F \quad (2.49)$$

$$V = V' + (1 - q) \cdot F \rightarrow V - V' = (1 - q) \cdot F \quad (2.50)$$

Os balanços de massa para o componente mais volátil das seções de retificação e esgotamento são dados pela Equações (2.32) e (2.38), respectivamente.

$$y \cdot V = x \cdot L + x_D \cdot D \quad (2.32)$$

$$y' \cdot V' = x' \cdot L' - x_B \cdot B \quad (2.38)$$

Subtraindo a Equação do balanço por componente da seção de retificação pela Equação do balanço por componente da seção de esgotamento, tem-se:

$$(V - V') \cdot y = (L - L') \cdot x - (x_D \cdot D + x_B \cdot B) \quad (2.51)$$

Substituindo as Equações (2.29), (2.49) e (2.50) em (2.51), encontra-se a Equação da reta de alimentação em função do fator q :

$$y = \frac{q}{q - 1} \cdot x - \frac{z_F}{q - 1} \quad (2.52)$$

- Refluxo ótimo

O refluxo de operação de uma coluna de destilação deve estar compreendido entre o refluxo mínimo e o refluxo total. Deve-se selecionar um valor no qual para separação desejada consiga um custo mínimo.

Aumentando o refluxo reduz o número de estágios necessários e, portanto, o custo de capital, mas aumenta as exigências energéticas e os custos operacionais. A razão de refluxo ótima será aquela que dá o menor custo operacional. Não existem regras com seleção da taxa de refluxo, mas para muitos sistemas observa-se que o refluxo ótimo está entre 1,2 a 1,5 vezes a taxa de refluxo mínimo. A Figura 2.6 exemplifica estes fatos.

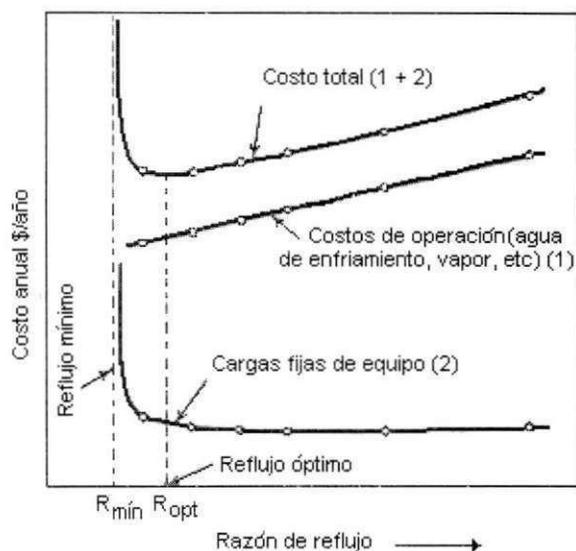


Figura 2.6: Razão de refluxo ótima

Fonte: <http://www.plantasquimicas.com/Optimizacion/op20.htm> -
 acessado em 08/09/11

2.4.2 COLUNAS DE RECHEIO

As colunas de destilação são equipamentos verticais contínuos que possuem vários estágios de separação, garantindo um melhor grau de pureza do destilado. Essas colunas podem ser constituídas internamente de pratos ou de recheio.

As colunas de pratos são chamadas de "colunas com contatos em estágios" e as de recheio "colunas com contato contínuo" devido ao tipo de contato líquido-vapor que acontece nessas duas diferentes colunas. Algumas vantagens entre colunas de recheio frente às de pratos são as seguintes:

- O recheio provê contato líquido-vapor mais eficiente do que os pratos;
- A eficiência da separação é maior para mesma altura de coluna;
- Colunas de recheio são mais baixas do que as de pratos.

Em compensação as perdas de carga nas colunas de recheio são maiores do que as observadas em colunas de pratos.

Autores como Kister (1992) e Ludwig (1997) afirmam que colunas de pequeno porte possuem um melhor desempenho quando seu interior é de recheio ao invés de uma coluna de pratos, devido as limitações mecânicas dos pratos em pequenas colunas. Portanto, para uma coluna de pequeno porte, após a realização dos cálculos para encontrar o número de estágios é preciso converter esse valor para encontrar a altura do recheio.

O HETP é definido como a altura do recheio ou empacotamento necessária para obter a alteração da composição com um contato teórico. Ou seja, refere-se a altura equivalente a um estágio teórico. (SINNOTT, 2005; KISTER, 1992; EPALANGA, 2005; MCCABE et al, 1991; LEI et al 2005; LUDWIG, 1997)

A Equação 2.3 mostra a relação entre a HETP, a altura do recheio e o número de estágios teóricos.

$$HETP = \frac{\text{Altura do Recheio}}{\text{Número de Estágios Teóricos}} \quad (2.53)$$

A HETP varia de acordo com o tipo de recheio e diâmetro da coluna e quando seu valor é baixo indica uma pequena coluna e um recheio mais eficiente. Ludwig (1997) e Sinnott (2005) comentam sobre o valor do HETP com relação ao tamanho do recheio ou com relação ao diâmetro da coluna. Ludwig (1997) diz que para colunas com diâmetro inferior a 60,96 cm usa-se o HETP igual ao diâmetro da coluna e Sinnott (2005) relaciona o tamanho do recheio com o valor do HETP, conforme ilustrado na Tabela 2.1.

Tabela 2.1: relação entre HETP e o tamanho do recheio.

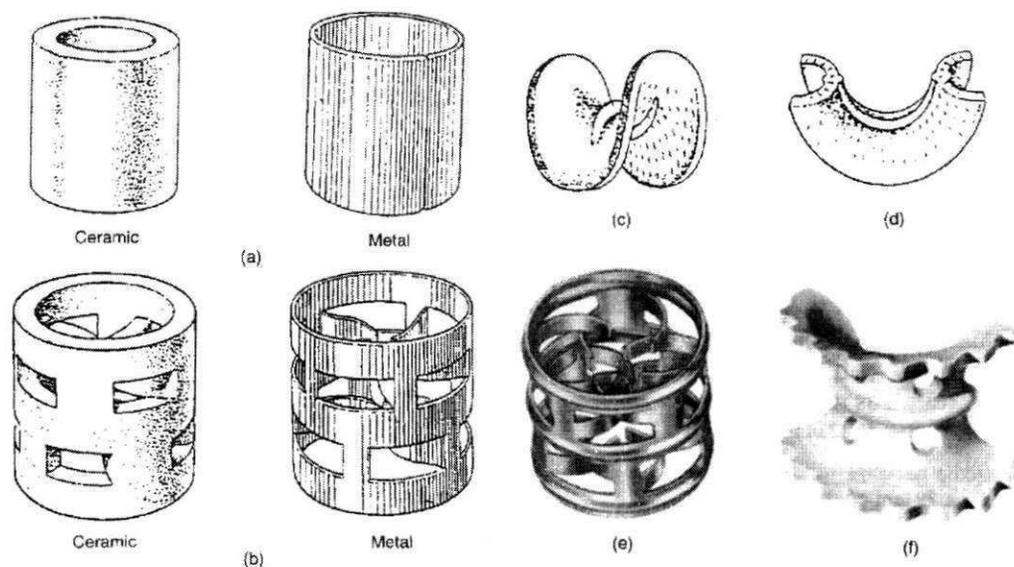
Tamanho (mm)	HETP (m)
25	0,4 - 0,5
38	0,6 - 0,75
50	0,75 - 1,0

Fonte: Sinnott 2005

Ludwig (1997) sugere uma correção de 16% sobre o valor do HETP para colunas que possuem entre 15 e 25 estágios teóricos.

Quanto ao recheio, são vários os tipos encontrados, mas todos eles procuram propiciar uma máxima área superficial para transferência de massa e são reportados por McCabe et al (1991), Kister (1992), Ludwig (1997), Geankoplis (1998), Lei et al (2005), Sinnott (2005).

A Figura 2.7 ilustra alguns tipos de recheio.



Figura

2.6: tipos de recheios – (a) Rachinrings (b) Pallrings (c) Berlsaddleceramic (d) Intaloxsaddleceramic (e) Metal Hypac (f) Ceramic, superIntalox. **Fonte:** Sinnott (2005)

3. MATERIAIS E MÉTODOS

Este capítulo está dividido em duas seções principais: a primeira onde é apresentada uma modelagem matemática para a construção da coluna de destilação e a segunda onde é apresentado os materiais e metodologias empregadas na construção da coluna de destilação projetada.

3.1 MODELAGEM MATEMÁTICA

A cachaça de cabeça foi a matéria-prima para o desenvolvimento do projeto de construção da coluna para produção de álcool etílico combustível. A mesma é considerada uma fração residual da etapa de destilação para a produção de Cachaça e possui uma graduação alcóolica de 60% (v/v). Neste trabalho os cálculos para a modelagem da coluna de destilação de recheio foram feitos tendo por base um concentração alcóolica da alimentação de 20 % (v/v), por isso se fez necessária a diluição da cachaça de cabeça para esta concentração.

3.1.1 DILUIÇÃO DA CACHAÇA DE CABEÇA:

A Tabela 3.1 mostra algumas propriedades da cachaça de cabeça bem como da solução que foi obtida após a diluição da mesma.

Tabela 3.1: teor alcóolico e densidade da cachaça de cabeça e da solução obtida com a diluição da mesma.

Propriedades	Cachaça de Cabeça	Solução Diluída
Teor Alcóolico % (v/v)	60	20
(25°C) °INPM	56,18	19,6
Densidade (g/cm ³)	0,9076	0,9741

Para levar um álcool de concentração conhecida a uma concentração mais baixa, diluindo-o com água destilada, levou-se em consideração que os pesos dos álcoois manipulados estarão entre si como o inverso de seus títulos ponderais, dado pela seguinte Equação:

$$V = P \frac{b}{a} \quad (3.1)$$

onde, P é o peso que se deve tomar do álcool a diluir (concentrado); V é o peso que se deseja obter do álcool diluído; b é o título ponderal (°INPM) do álcool a diluir; a é o título ponderal (°INPM) do álcool diluído que se deseja obter.

Portanto, a proporção de água destilada foi obtida pela diferença (P-x).

3.1.2 COLUNA DE DESTILAÇÃO EM BATELADA E A PROPOSTA DE MUJTABA (2004).

Visando construir a coluna de destilação foi inicialmente proposto um modelo matemático para a definição de algumas de suas características como altura, diâmetro, de pratos ou recheada, entre outros. Um esquema geral do modelo da coluna de destilação construída para este trabalho está ilustrado na Figura 3.1.

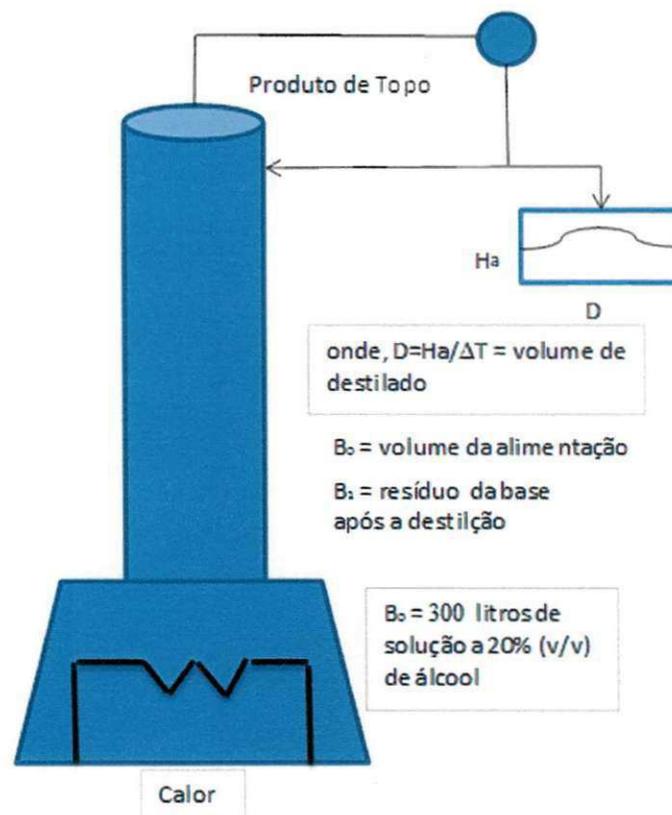


Figura 3.1: Visão geral da coluna destilação em batelada para produção de álcool a partir da cachaça de cabeça.

Ao se aplicar o balanço de massa sobre a coluna de destilação ilustrada na Figura 3.1 para este tipo de coluna é dado pela Equação 3.2:

$$B_0 = B_1 + H_a \quad (3.2)$$

Conforme mencionado no Capítulo 3, Mujtaba (2004) diz que a partir de um determinado tempo Δt a destilação em batelada passa a se comportar como uma destilação em

processo contínuo e conhecendo-se este intervalo de tempo, pode-se projetar a coluna utilizando-se os mesmos procedimentos que para uma coluna de destilação contínua.

Tomando-se a Equação 3.2 e dividindo-a pelo intervalo Δt (tempo em que a solução alcoólica leva para entrar em ebulição) esta Equação resulta em:

$$F = B + D \quad (3.3)$$

onde, $F = B_0 / \Delta t$, $B = B_1 / \Delta t$ e $D = H_a / \Delta t$

O Balanço por componente é dado por

$$z_F F = x_B B + x_D D \quad (3.4)$$

onde z_F , x_B e x_D correspondem respectivamente as frações ou composições molares do fluxo de alimentação, da base e do topo.

Observa-se que as Equações (3.3) e (3.4) obtidas a partir das considerações de Mujtaba (2004) sobre uma coluna de destilação em batelada são iguais as Equações do balanço total para uma coluna de destilação contínua mostradas na seção 2.4.1, Equações (2.29) e (2.30).

Foi adotado para o presente trabalho que o intervalo de tempo Δt seria o tempo em que a solução alcoólica leva para entrar em ebulição, pois a partir deste instante é estabelecido um equilíbrio no sistema semelhante à uma coluna de destilação contínua. O intervalo de tempo adotado foi de 2 horas, o que permitiu obter um fluxo de alimentação de 150 litros/h com base no volume da solução de alimentação (B_0) no tempo t_0 de 300 L, a partir da Equação $F = \frac{B_0}{\Delta T}$.

Ao se aplicar esta metodologia pode-se representar a coluna de destilação em batelada (Figura 3.1) como uma coluna de destilação contínua ilustrada na Figura 3.2, configuração esta que foi utilizada como base para os cálculos do presente trabalho.

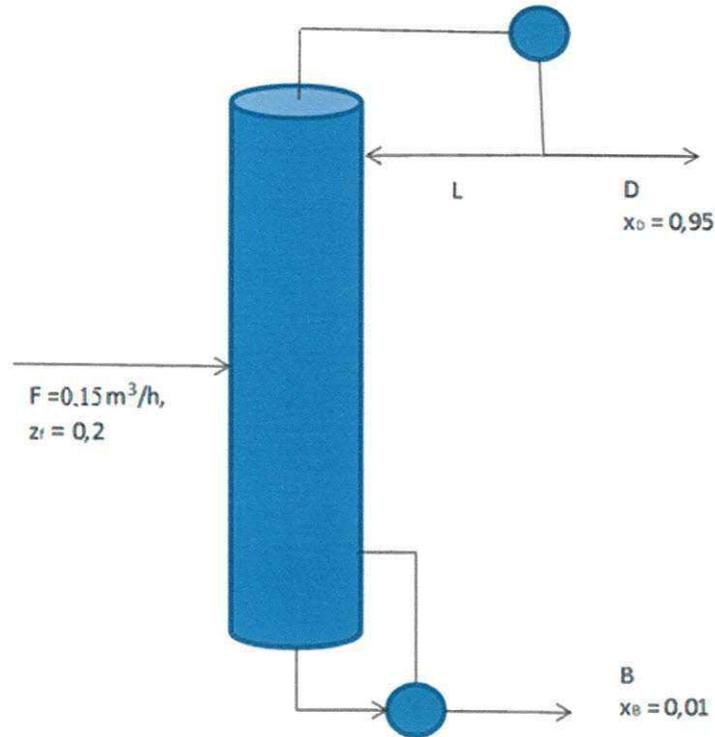


Figura 3.2: Ilustração da coluna de destilação contínuo

3.1.3 CONVERSÃO DA FRAÇÃO VOLUMÉTRICA EM FRAÇÃO MOLAR

Para a realização dos cálculos foi necessário a transformação da concentração de % (v/v) para uma base molar, utilizando-se a seguinte Equação:

$$x = \frac{\frac{\rho_1}{M_1} \cdot \frac{\% (v/v)}{100}}{\frac{\rho_1}{M_1} \cdot \frac{\% (v/v)}{100} + \frac{\rho_2}{M_2} \cdot \frac{(100 - \% (v/v))}{100}} \quad (3.5)$$

onde, ρ_i é a massa específica e M_i é o peso molecular do componente i .

Na Tabela 3.2 estão representados os valores dos dados necessários para a conversão da % (v/v) em concentração molar utilizando a Equação 3.5.

Tabela 3.2: dados do etanol e da água.

Substância	Peso específico (g/cm ³)	Peso Molecular (g/mol)
(1) Etanol	0,78	46
(2) Água	1	18

3.1.4 CURVAS DE EQUILÍBRIO

Após a realização do balanço de massa na coluna em estudo construiu-se, para a solução de Etanol/Água, o diagrama de equilíbrio de temperatura versus composição molar a pressão de 760 mmHg (Figura 3.3) e a curva de equilíbrio líquido/vapor (Figura 3.4) tomando o vapor como sendo uma fase ideal e o líquido como uma fase real corrigida através do método UNIFAC. Estas curvas foram construídas com auxílio do programa computacional ELV – II (Anexo C).

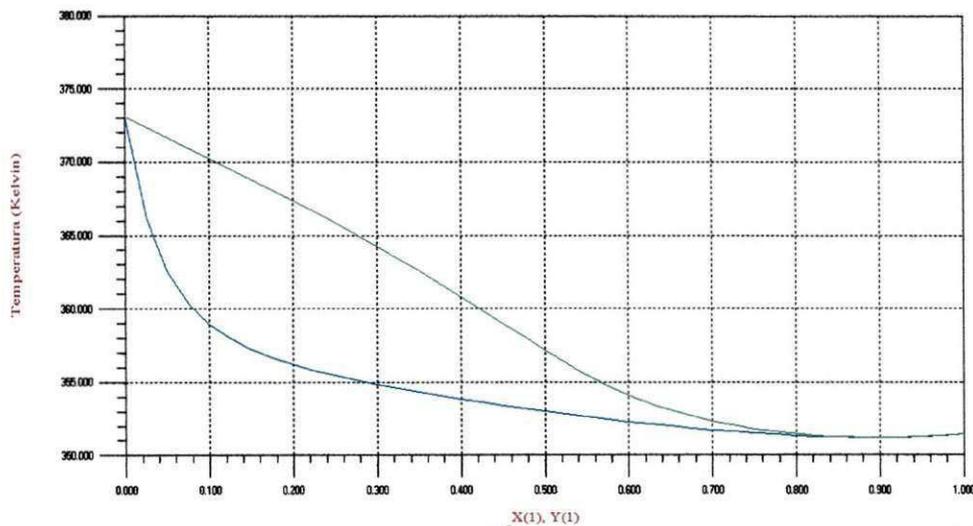


Figura 3.3: diagrama de equilíbrio Etanol/Água de temperatura versus composição molar

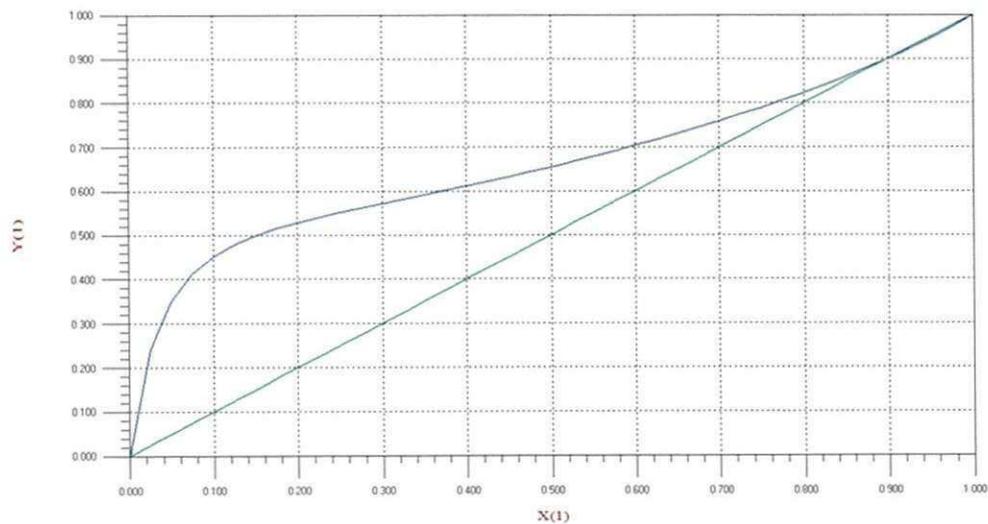


Figura 3.4: curva de equilíbrio Etanol/Água.

3.1.5 CÁLCULO DO FATOR Q.

O cálculo do valor de q foi realizado a partir da Equação (2.40).

$$q = \frac{H_V - h_f}{H_V - h_L} \quad (2.40)$$

Os valores das entalpias de vapor (H_V) do líquido (h_L) e da alimentação (h_F) foram determinados usando as Equações (2.41), (2.42) e (2.43) aplicando a estas o conceito de propriedade parcial molar da mistura (Equação 2.16). Assim:

$$h_F = \sum x_i \int_{T_{ref}}^{T_F} C_{p_i}^L dT \quad (3.6)$$

$$h_L = \sum x_i \int_{T_{ref}}^{T_{Bolha}} C_{p_i}^L dT \quad (3.7)$$

$$H_V = \sum y_i \lambda^{T_{ref}}_i + \sum y_i \int_{T_{ref}}^{T_{Orvalho}} C_{p_i}^V dT \quad (3.8)$$

Onde, y_i é a fração molar do vapor do componente i , x_i é a fração molar do líquido do componente i , T_F é a temperatura de alimentação (K), T_{ref} é a temperatura de referência (K), T_{Bolha} é a temperatura de bolha da solução de alimentação (K), $T_{Orvalho}$ é a temperatura de orvalho da solução de alimentação, $C_{p_i}^L$ é a capacidade calorífica do líquido para o componente i , $C_{p_i}^V$ é a capacidade calorífica do vapor para o componente i , $\lambda_i^{T_{ref}}$ é o calor latente de vaporização a temperatura de referência para o componente i .

Para o cálculo da $\int Cp dT$, utilizou-se a Equação (3.9) proposta por Smith et al (2000).

$$\frac{Cp}{R} = A + BT + CT^2 + DT^{-2} \quad (3.9)$$

Então,

$$\int Cp dT = R \left(AT + B \frac{T^2}{2} + C \frac{T^3}{3} + \frac{D}{T} \right) \quad (3.10)$$

onde A , B , C e D são constantes utilizadas na determinação da capacidade calorífica (Cp) e estão ilustradas na Tabela 3.3.

Tabela 3.3: Constantes da água e do etanol para o cálculo de C_p e constante dos gases R

	Etanol		Água	
	C_{pL}	C_{pV}	C_{pL}	C_{pV}
A	33,866	3,518	8,712	3,47
B	-0,1726	0,020001	0,00125	0,00145
C	0,00034917	$-6,002 \cdot 10^{-6}$	$-1,8 \cdot 10^{-7}$	0
D	0	0	0	12100
R	8,314 J/mol.K			

Fonte: Smith et al (2000)

Para a correção dos calores latentes do etanol e da água para a temperatura de referência (T_{ref}) utilizou-se a Equação de Watson (Equação 2.24) conhecendo-se os valores do calor latente da vaporização para o etanol e para a água a temperatura normal.

Segundo Reid et al (1987):

$$\lambda_{Etanol}^{351,5K} = 38770 \text{ J/mol} T_{C_{Etanol}} = 516,2 \text{ K}$$

$$\lambda_{Água}^{373,15K} = 40683 \text{ J/mol} T_{C_{Água}} = 647,3 \text{ K}$$

$$\lambda_i = \lambda_{i,B} \cdot \left[\frac{1 - T_{r2}}{1 - T_{r1}} \right]^{0,38} \quad (2.24)$$

3.1.6 DETERMINAÇÃO DO NÚMERO DE ESTÁGIOS

A determinação do número de estágios teóricos da coluna de destilação foi feito com base no método gráfico de McCabe-Thiele seguindo-se o seguinte procedimento para tal:

- Traçou-se a curva de equilíbrio etanol/água (Figura 3.4), considerando a fase vapor como ideal e a fase líquida corrigida pelo método UNIFAC;
- Marcou-se sobre a diagonal principal as concentrações da alimentação (z_f), do destilado (x_D) e do resíduo (x_w);
- Traçou-se a reta de alimentação determinada pela Equação (2.23);
- Determinou-se o refluxo mínimo pela interseção da reta de retificação com a curva de equilíbrio;
- Determinou-se o refluxo (R) a partir do valor do refluxo mínimo;

- vi. Traçou-se a reta de retificação para o valor refluxo (R) determinado;
- vii. Traçou-se a reta de esgotamento da composição molar do resíduo (x_w) até a interseção entre as retas de retificação e alimentação;
- viii. Traçou-se uma reta horizontal partindo de x_D até a curva de equilíbrio para a determinação do estágio 1;
- ix. Traçou-se uma reta vertical a partir do ponto na curva de equilíbrio do estágio 1 até a reta de retificação.
- x. Seguiu-se os procedimentos viii e ix até a interseção entre as retas de alimentação, retificação e esgotamento, onde, a partir deste ponto traça-se para determinação estágio a partir da reta de esgotamento até atingir ou ultrapassar o valor de x_B ;
- xi. O número de estágios teóricos é determinado pelo número de andares desenhados entre as retas de operação e a curva de equilíbrio. Estessão enumerados de cima para baixo.

3.1.7 DETERMINAÇÃO DA ALTURA DO RECHEIO

Considerando que a coluna projetada possui um diâmetro igual a 10 cm, optou-se, baseado em fundamentações teóricas, pela construção de uma coluna de recheio ao invés de uma coluna de pratos, pois Autores como Kister (1992) e Ludwig (1997) afirmam que colunas de pequeno porte possuem um melhor desempenho quando seu interior é de recheio ao invés de uma coluna de pratos, devido às limitações mecânicas dos pratos em pequenas colunas.

Neste ponto, é necessário determinar-se a altura do recheio levando em consideração a definição do HETP (altura equivalente de um prato teórico) como definido pela Equação (2.52).

$$HETP = \frac{\text{Altura do Recheio}}{\text{Número de Estágios Teóricos}} \quad (2.52)$$

Neste trabalho, a coluna estudada é considerada como sendo de pequeno porte. Para a determinação do valor do HETP seguiu-se a proposta sugerida por Ludwig (1997) que para colunas com diâmetro inferior a 60,96 cm, o valor do HETP é igual ao diâmetro da coluna.

3.1.8 DETERMINAÇÃO DA VISCOSIDADE

Para a determinação da viscosidade de líquidos puros utilizou-se a Equação empírica sugerida por Viswanathet al (2007).

$$\log\eta = A + \frac{B}{C - T} \quad (3.11)$$

onde, η é a viscosidade dada em N.s/m²; T é a temperatura em Kelvin, A, B e C são constantes características de cada substância.

Tabela 3.4: valores das constantes para o etanol e a água

	A	B	C
Etanol	-2,52	-799	-15,9
Água	-4,5318	-220,57	149,39

Para o cálculo da viscosidade de gases puros em μP utilizou-se o método de Chung et al (2001).

$$\eta = 40,785 + \frac{F_C \cdot (PM \cdot T^{\frac{1}{2}})}{V_C^{\frac{1}{2}} \cdot \Omega_V} \quad (3.12)$$

onde, η é a viscosidade em μP , T é a temperatura em Kelvin, V_c é o volume crítico (cm³/mol), PM é o peso molecular em g/mol.

$$F_C = 1 - 0,2756 \cdot w + 0,059035 \cdot \mu_r^4 + K \quad (3.13)$$

onde, w é o fator acêntrico, $k_{\text{etanol}} = 0,175$ e $k_{\text{água}} = 0,076$

$$\mu_r = 131,3 \cdot \frac{\mu}{(V_C \cdot T_C)^{\frac{1}{2}}} \quad (3.14)$$

onde, T_c é a temperatura crítica (K)

O parâmetro Ω_V que surge na Equação (3.12) é definido por:

$$\Omega_V = [A' \cdot (T^*)^{-B'}] + C' \cdot [\exp(-D' \cdot T^*)] + E' \cdot [\exp(-F' \cdot T^*)] \quad (3.15)$$

onde, A', B', C', D', E' e F' são constantes e são representadas na Tabela 3.5, T* corresponde a correção da temperatura reduzida (T_r) como mostra a Equação (3.16).

Tabela 3.5: Valores das constantes usadas na Equação (3.15)

	A'	B'	C'	D'	E'	F'
Valores	1,16145	0,14874	0,52487	0,77320	2,16178	2,43787

$$T^* = 1,2593 \cdot T_r \quad (3.16)$$

onde, T_r é definida por:

$$T_r = \frac{T}{T_C} \quad (3.17)$$

A viscosidade de misturas líquidas foi calculada utilizando o método proposto por Teja e Rice (1981).

$$\ln(\eta_m \cdot \varepsilon_m) = x_i \cdot \ln(\eta \cdot \varepsilon)_i + x_j \cdot \ln(\eta \cdot \varepsilon)_j \quad (3.18)$$

onde, η_m é a viscosidade da mistura, o subscrito m representa a propriedade da mistura; x a fração molar dos componentes, representados pelos subscritos i e j ; ε é um parâmetro de unidade inversa da viscosidade.

$$\varepsilon = \frac{V_C^{\frac{2}{3}}}{(T_C \cdot PM)^{\frac{1}{2}}} \quad (3.19)$$

onde, T_C a temperatura crítica (K); V_C o volume crítico (cm^3/mol); PM o peso molecular (g/mol).

O parâmetro ε_m apresentado na Equação (3.18) é definido por:

$$\varepsilon_m = \frac{V_{Cm}^{\frac{2}{3}}}{(T_{Cm} \cdot M_m)^{\frac{1}{2}}} \quad (3.20)$$

onde, T_{Cm} , V_{Cm} e PM_m correspondem, respectivamente, a temperatura crítica (K), o volume crítico (cm^3/mol) e o peso molecular (g/mol) da mistura líquida que se deseja calcular a viscosidade, definida pelas seguintes Equações:

$$PM_m = \sum_i x_i \cdot PM_i \quad (3.21)$$

$$V_{Cm} = \sum_i \sum_j x_i \cdot x_j \cdot V_{Cij} \quad (3.22)$$

onde, o parâmetro V_{Cij} que aparece na Equação (3.22) é definido por:

$$V_{Cij} = \frac{\left(V_{Ci}^{\frac{1}{3}} + V_{Cj}^{\frac{1}{3}}\right)^3}{8} \quad (3.23)$$

$$T_{Cm} = \frac{\sum_i \sum_j x_i \cdot x_j \cdot T_{Cij} \cdot V_{Cij}}{V_{Cm}} \quad (3.24)$$

onde, o produto $T_{Cij} \cdot V_{Cij}$ é definido por:

$$T_{Cij} \cdot V_{Cij} = \psi_{ij} \cdot (T_{Ci} \cdot T_{Cj} \cdot V_{Ci} \cdot V_{Cj})^{\frac{1}{2}} \quad (3.25)$$

sendo, ψ_{ij} um parâmetro de integração fixado em 1,37 e o subscrito m o indicativo da mistura..

A viscosidade de misturas gasosas (η_m) foi calculada pelo método de Reichenberg citado em Reid et al (1987), Poling et al (2001) e Soares (2010), dado por:

$$\eta_m = K_i \cdot (1 + H_{ij}^2 \cdot K_j^2) + K_j \cdot (1 + 2 \cdot H_{ij} \cdot K_i + H_{ij}^2 \cdot K_i^2) \quad (3.26)$$

onde, y a fração molar dos componentes, representadas pelos subscritos i e j ; H , K , C , U e F funções que englobam o peso molecular (M), o momento dipolo reduzido (μ_r), a viscosidade (η) e a temperatura reduzida (T_r); m é o indicativo da mistura

$$H_{ij} = \left[\frac{M_i \cdot M_j}{32 \cdot (M_i + M_j)^3} \right]^{\frac{1}{2}} \cdot (C_i + C_j)^2 \cdot \frac{[1 + 0,36 \cdot T_{rij} \cdot (T_{rij} - 1)]^{\frac{1}{6}} \cdot F_{Rij}}{T_{rij}^{\frac{1}{2}}} \quad (3.27)$$

$$C_i = \frac{M_i^{\frac{1}{4}}}{(\eta_i \cdot U_i)^{\frac{1}{2}}} \quad (3.28)$$

$$U_i = \frac{[1 + 0,36 \cdot T_{ri} \cdot (T_{ri} - 1)]^{\frac{1}{6}} \cdot F_{Ri}}{T_{ri}^{\frac{1}{2}}} \quad (3.29)$$

$$T_{rij} = \frac{T}{(T_{Ci} \cdot T_{Cj})^{\frac{1}{2}}} \quad (3.30)$$

$$F_{Ri} = \frac{T_{ri}^{3,5} + (10 \cdot \mu_{ri})^7}{T_{ri}^{3,5} \cdot [1 + (10 \cdot \mu_{ri})^7]} \quad (3.31)$$

$$F_{Rij} = \frac{T_{rij}^{3,5} + (10 \cdot \mu_{rij})^7}{T_{rij}^{3,5} \cdot [1 + (10 \cdot \mu_{rij})^7]} \quad (3.32)$$

$$\mu_{rij} = (\mu_{ri} \cdot \mu_{rj})^{\frac{1}{2}} \quad (3.33)$$

$$\mu_{ri} = 52,46 \cdot \frac{\mu_i^2 \cdot P_{Ci}}{T_{Ci}^2} \quad (3.34)$$

$$k_i = \frac{y_i \cdot \eta_i}{y_i + \eta_i \cdot \left\{ y_j \cdot H_{ij} \cdot \left[3 + \left(2 \cdot \frac{M_j}{M_i} \right) \right] \right\}} \quad (3.35)$$

3.1.9 DETERMINAÇÃO DA QUEDA DE PRESSÃO

Quando um fluido está passando por um leito de partículas a uma certa velocidade a queda de pressão (perda de carga) do fluido através do leito é descrita pela Equação de Ergun, a qual pode ser aplicada a um leito fixo de regime laminar ($Re < 10$).

$$\frac{\Delta P}{L} \cdot \frac{\phi_s}{\rho} \cdot \frac{D_p}{V^2} \cdot \frac{\phi^3}{(1 - \phi)} = \frac{150 \cdot (1 - \phi)}{\phi_s \cdot D_p \cdot v \cdot \left(\frac{\rho}{\eta} \right)} + 1,75 \quad (3.36)$$

onde, ϕ_s é a esfericidade da partícula; D_p é a diâmetro da partícula; η é a viscosidade do fluido; ρ é a densidade do fluido; ε é a porosidade do leito; L é a altura do leito; ΔP é a queda de pressão do fluido através do leito; v é a velocidade superficial média.

3.2 EXPERIMENTAL

A confecção da coluna de destilação foi realizada no Engenho Triunfo, em Areia – PB. Para tal, utilizou-se de chapas de cobre para a confecção do refeedor e um tubo de inox com diâmetro de 10 cm para a confecção da coluna. Na Figura 3.5 está ilustrada uma fotografia destes equipamentos.



Figura 3.5: Refervedor construído em cobre e coluna de recheio em inox

O refervedor foi construído em cobre e com um volume útil entre 300 e 330 L.

Nas Figuras 3.6 e 3.7 são representadas as fotografias da coluna de destilação e condensadores, respectivamente, para formar o sistemas que foi usado no processo de produção de álcool a partir da fração de cabeça.



Figura 3.6: Coluna de destilação

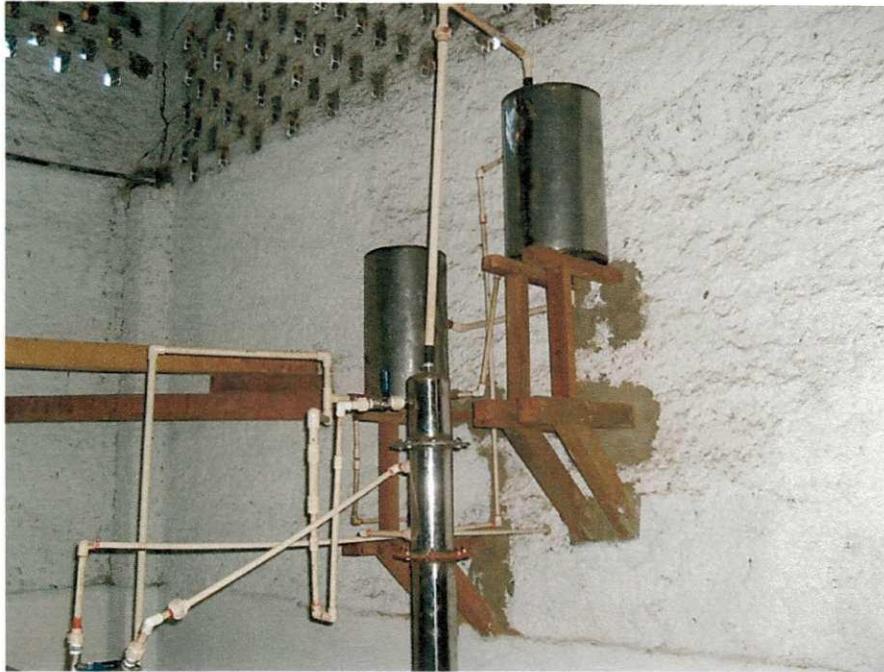


Figura 3.7: Topo da coluna de destilação e condensador.

3.2.1 CARACTERIZAÇÃO DO RECHEIO

Para a determinação da porosidade da coluna recheada com esferas de vidro foi medido o volume da coluna sem o recheio e com o recheio. A coluna vazia foi preenchida com água e pesada; realizou-se o mesmo procedimento com a coluna recheada. Feita estas medidas, calculou-se a razão de vazios para determinar a porosidade do leito de acordo com a Equação (3.37).

$$\phi = \frac{Peso_1}{Peso_2} \quad (3.37)$$

onde, ϕ corresponde à porosidade; $Peso_1$ corresponde ao peso da água na coluna recheada; $Peso_2$ é o peso da água na coluna sem recheio.

Para a determinação do diâmetro médio das esferas de vidro usadas no recheio da coluna seguiu-se o seguinte procedimento: retirou-se uma amostragem aleatória das esferas dentro da coluna e mediu-se o diâmetro de cada uma delas com auxílio de um paquímetro digital ilustrado na Figura 3.8.



Figura 3.8: paquímetro usado na determinação do diâmetro das esferas de vidro utilizadas no recheio.

Calculou-se a média e o desvio padrão de acordo com as Equações (3.38) e (3.39).

$$\text{média} = \frac{\text{Soma do diâmetro das amostras}}{\text{número de amostras}} \quad (3.38)$$

$$s = \sqrt{\sum \frac{2(x_i - \bar{x})}{n - 1}} \quad (3.39)$$

3.2.2 INSTRUMENTAÇÃO

As leituras de temperatura foram feitas por um termômetro equipado com 10 (dez) termopares tipo J (Ferro/Constantan) em posições radiais e axiais ao longo da coluna de recheio, sendo 9 termopares no recheio da coluna e 1 termopar no topo da coluna, distribuídos de acordo com a representação na Figura 3.9.

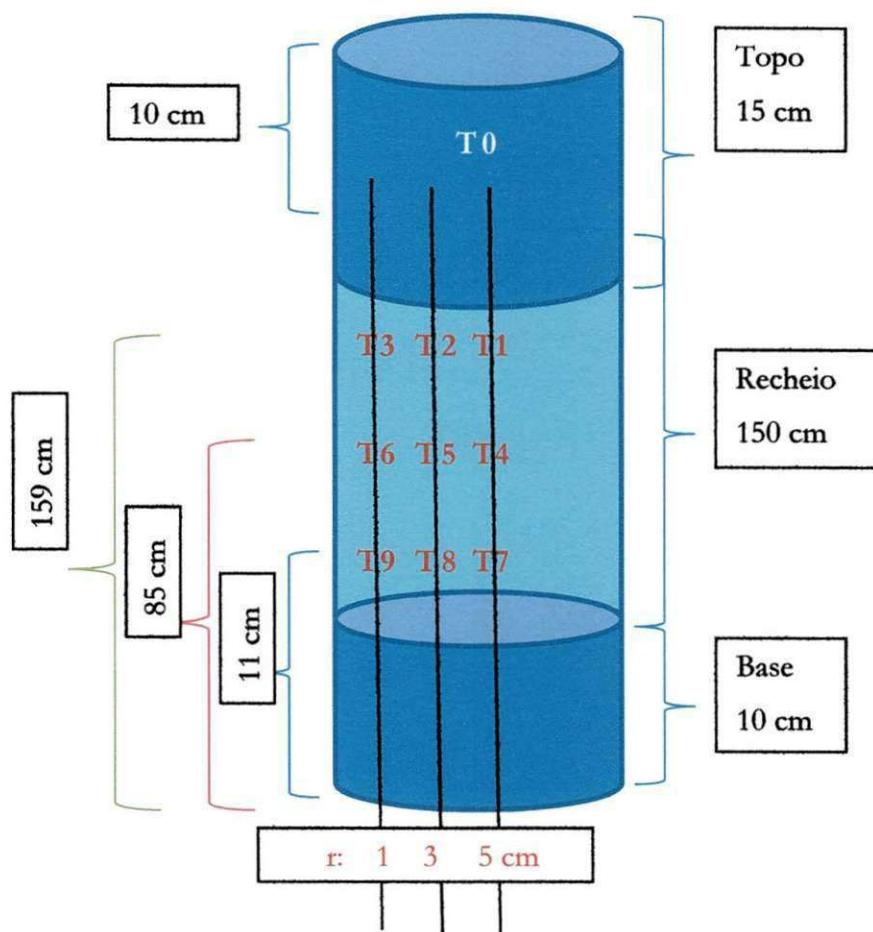


Figura 3.9: Ilustração das posições dos termopares na coluna de destilação recheada.

Os termopares foram dispostos ao longo da coluna de destilação de maneira que possibilitou a retirada de dados em pontos axiais e radiais como mostra a Tabela 4.3.

Da Tabela 3.6, observa-se que:

- Os pontos T0, T1, T4, T7 estão no centro da coluna ($r=5$ cm);
- Os pontos T2, T5, T8 estão a uma distância de 3 cm da parede do tubo ($r=3$ cm);
- Os pontos T3, T6, T9 estão a uma distância de 1 cm da parede do tubo ($r=1$ cm).
- O ponto T0 está no topo da coluna de destilação ($h=170$ cm);
- Os pontos T1, T2, T3 estão a 159 cm da base da coluna ($h=159$ cm);
- Os pontos T4, T5, T6 estão a 85 cm da base da coluna ($h=85$ cm);
- Os pontos T7, T8, T9 estão a 11 cm da base da coluna ($h=11$ cm).

Tabela 3.6: posição dos termopares na coluna de destilação

Termopar	Posição Axial (altura na coluna de recheio desde o refervedor em)	Posição Radial (distância da parede do tubo)
	(cm)	(cm)
T0	170	5
T1	159	5
T2	159	3
T3	159	1
T4	85	5
T5	85	3
T6	85	1
T7	11	5
T8	11	3
T9	11	1

A determinação da perda de carga foi medida com auxílio de um micro manômetro diferencial digital modelo MPD-79 da INSTRUTHERM. As leituras de foram feitas ao longo de toda a destilação medindo-se a diferença de pressão da seção recheada da coluna de destilação.

3.2.3 CONCENTRAÇÃO ALCOÓLICA

A determinação da concentração alcoólica aparente da solução de alimentação e das amostras retiradas durante o processo de destilação foram determinadas com auxílio de um alcoômetro centesimal ou Gay-Lussac semelhante ao apresentado na Figura 3.10.

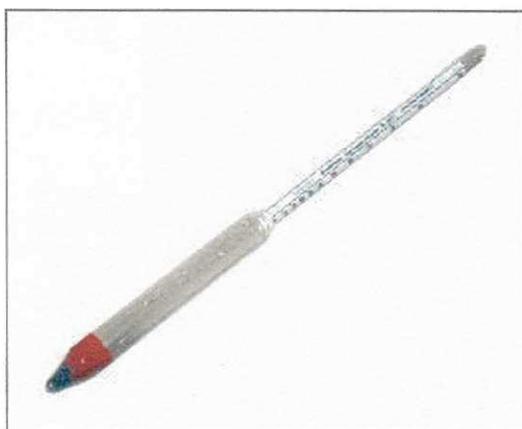


Figura 3.10: Alcoômetro Gay-Lussac

Durante a determinação do teor alcoólico aparente mediu-se a temperatura das amostras, assim foi possível a determinação da concentração alcoólica real, pois o alcoômetro é calibrado para a temperatura de 20 °C(Anexo D).

4. RESULTADOS E DISCUSSÕES

4.1 DILUIÇÃO DA CACHAÇA DE CABEÇA

A diluição da cachaça de cabeça foi realizada aplicando-se a Equação 3.1 para se obter uma solução alcoólica com um volume de 300 litros a 20% (v/v).

$$(300 \times 0,9744) = P \times \frac{56,18}{19,6} \Rightarrow P = 101,98 \text{Kg}$$

Então,

$$V - P = (300 \times 0,9744) - 101,98 = 190,34 \text{Kg}$$

Assim, foram necessários 190,34 Kg de água adicionados 101,98 Kg de cachaça de cabeça para a obtenção de um volume de 300 litros de solução alcoólica a 20% (v/v).

4.2 COLUNA DE DESTILAÇÃO

O balanço de massa global e em relação ao componente mais volátil é dado através das Equações (2.29) e (2.30) mostradas na seção 2.4.1:

$$\begin{cases} F = B + D \\ z_f F = B_{x_B} + D_{x_D} \end{cases}$$

Utilizando-se os dados de fluxo de alimentação (F), concentração da alimentação (z_f), e as concentrações do destilado (x_D) e do resíduo (x_B) ilustrados na Figura 3.2 determinou-se os valores de B e D, expostos na Tabela 4.1.

Os valores das concentrações alcoólicas da alimentação, do destilado e do resíduo foram transformadas de % (v/v) para fração molar (x) de acordo com a Equação (4.5) e seus respectivos valores estão expressos na Tabela 4.1.

Tabela 4.1: Valores de fluxo e concentração das correntes de entrada e saída da coluna de destilação.

	Fluxo (L/h)	Concentração % (v/v)	Concentração molar
Alimentação	150	0,20	0,071
Topo	30,32	0,95	0,853
Base	119,68	0,01	0,003

Com os dados de fluxo e da concentração molar (Tabela 4.1) utilizou-se o diagrama de equilíbrio Etanol/Água de temperatura versus composição molar (Figura: 3.3) e assim obteve-se os valores das temperaturas nas correntes de saída, bem como o valor da temperatura de bolha (T_B) e orvalho (T_O) da solução nas condições de alimentação. A Figura 4.1 ilustra o procedimento seguido para a retirada destes dados.

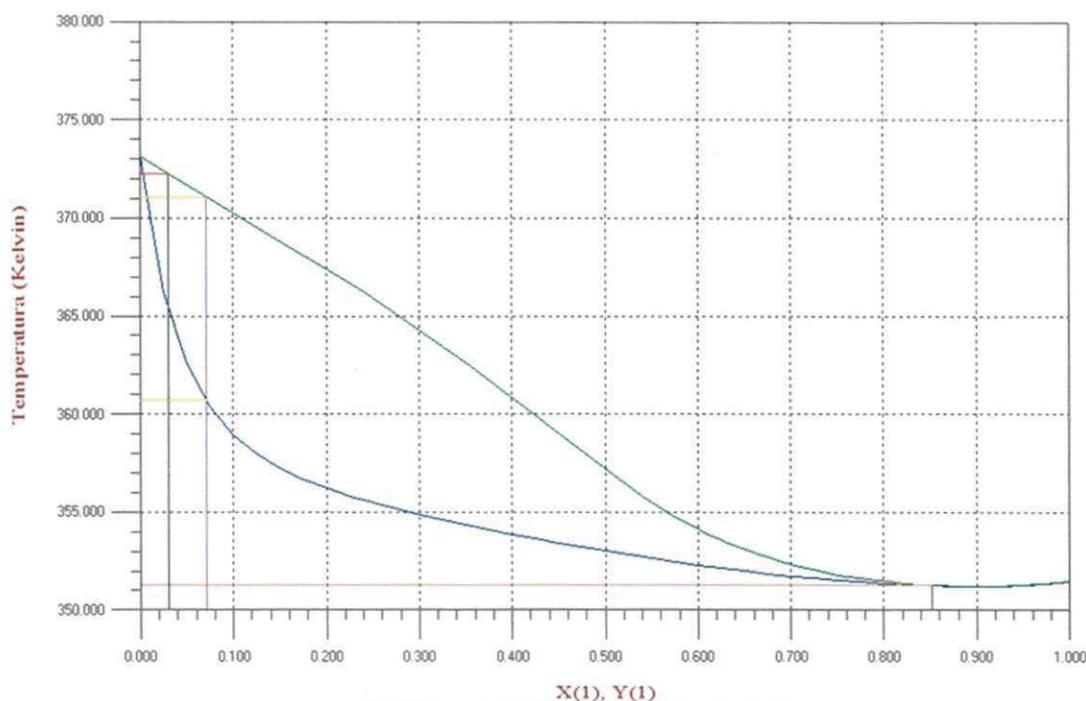


Figura 4.1: diagrama etanol/água de temperatura versus composição molar.

Os resultados referentes às temperaturas das correntes de saída bem como as temperaturas de bolha e orvalho da solução nas condições de alimentação obtidos a partir do diagrama etanol/água de temperatura versus composição molar (Figura 4.1) estão representados na Tabela 4.2.

Tabela 4.2: temperaturas das correntes de entrada e saída, temperatura de bolha e orvalho.

	Concentração molar	Temperatura (K)
Alimentação	0,071	298,15
Topo	0,853	351,3
Base	0,003	372,3
Solução (alimentação)		
	Temperatura de Bolha (K)	Temperatura de Orvalho (K)
	360,80	371,1

4.2.1 CÁLCULO DO FATOR Q

Calculou-se as capacidades caloríficas de líquido e vapor do etanol e da água a partir da Equação(3.10). Os resultados das capacidades caloríferas do etanol e água estão representados na Tabela 4.3.

Tabela 4.3: C_p da água e do etanol calculados.

Componente	C_{pL} (J/mol)	C_{pV} (J/mol)
Etanol	15061,61	2569,7
Água	4558,11	3515,673

A correção do calor latente de vaporização para a temperatura de referência (T_{ref}) foi realizada seguindo a Equação de Watson (Equação 2.24). Os seguintes resultados foram obtidos:

$$\lambda_{Etanol}^{298,15 K} = 29284,20 J/mol$$

$$\lambda_{Água}^{298,15 K} = 31946,35 J/mol$$

Seguindo a definição de propriedades parciais da mistura (Equação 2.16), determinou-se o valor do calor latente para a mistura. Tal que:

$$\lambda_m^{298,15 K} = 29675,54 J/mol$$

Os cálculo das entalpias da alimentação (h_F), do líquido (h_L) e do vapor (H_V) para a mistura foram realizados utilizando-se as Equações (3.6), (3.7) e (3.8) respectivamente. Ao se adotar a temperatura de referência (T_{ref}) igual à temperatura da alimentação, T_F (298,15 K) se tem que a entalpia da alimentação, h_F é nula. Os valores das entalpias de vapor (H_V) e líquido (h_L) estão apresentados na Tabela 4.4.

Tabela 4.4: Entalpias da alimentação (h_F), do líquido (h_L) e do vapor (H_V) para a mistura

h_F (J/mol)	h_L (J/mol)	H_V (J/mol)
0	5303,859	32384,29

Conhecido os valores das entalpias, determinou-se o fator q através da Equação (2.40), tal que:

$$q = 1,196$$

Conhecido o valor do fator q determina-se agora a Equação da reta de alimentação segundo o método de McCabe – Thiele de acordo com a Equação (2.51), de modo que:

$$y = \frac{1,196}{1,196 - 1} \cdot x - \frac{0,071}{1,196 - 1}$$

$$y = 6,1x - 0,36$$

Com a reta de alimentação conhecida, determinou-se agora o número de estágios teóricos da coluna utilizando-se o método gráfico de McCabe-Thiele (Figura 4.2) igual a 14. Sendo 13 estágios e um refeedor, para um refluxo igual a 3 vezes o refluxo mínimo. O refluxo mínimo encontrado foi igual a 1,67.

O refluxo de operação igual a três vezes o refluxo mínimo é bem acima do refluxo ótimo entre 1,2 e 1,5 vezes o refluxo mínimo sugerido na literatura, porém esta escolha foi feita devido à necessidade de uma coluna de menor porte por falta de espaço físico para uma construção maior.

4.2.2 DETERMINAÇÃO DA ALTURA DO RECHEIO

Calculou-se a altura do recheio de acordo com a Equação do HETP, definida pela Equação (2.52).

$$h_{rc} = HETP \cdot N_t$$

onde, h_{rc} corresponde a altura do recheio da coluna e N_t o número de estágio teórico.

Logo, como sugerido por Ludwig (1997), o HETP é igual ao diâmetro da coluna que é de 10 cm, assim:

$$h_{rc} = 10 \times 13 = 130 \text{ cm} = 1,3 \text{ m}$$

Uma sugestão proposta por Ludwig (1997) é que se aplique uma correção de 16% sobre o valor do HETP para colunas que possuem entre 15 e 25 estágios teóricos. Apesar da coluna do projeto em estudo possuir apenas 13 estágios teóricos foi utilizado o fator de correção de 16% sobre o valor do HETP.

Portanto:

$$h_{rc\text{-corrigido}} = h_{rc} + 0,16 \cdot h_{rc}$$

Assim,

$$h_{rc\text{-corrigido}} = 130 + 0,16 \times 130 = 150,8 \text{ cm} = 1,508 \text{ m}$$

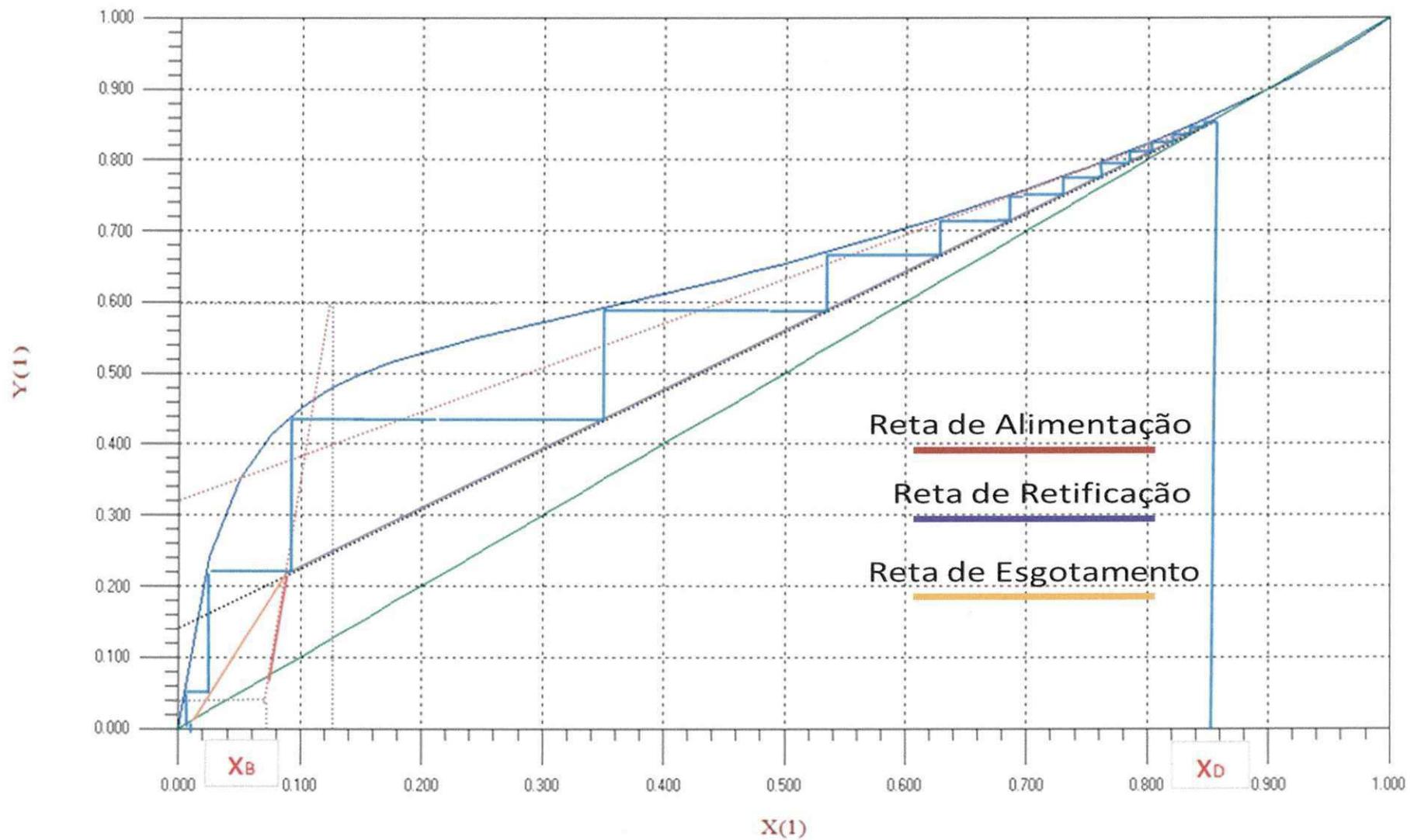


Figura 4.2: Determinação do número de estágios da coluna de destilação segundo o método de McCabe-Thiele

4.3 CARACTERIZAÇÃO DO RECHEIO

Os resultados da determinação do diâmetro das esferas de vidro e da porosidade do leito seguindo a metodologia citada na seção 3.2.1 estão expressos na Tabela 4.5.

Tabela 4.5: diâmetro médio das esferas de vidro e porosidade do leito.

Amostra	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Diâmetro(mm)	19,50	17,02	18,64	18,19	18,80	18,67	18,46	18,61	17,91	18,84
Média (mm)	18,464±0,6574									
Porosidade (%)	42,16721									

4.4 VISCOSIDADE

Os cálculos de viscosidade para o componente líquido puro, o componente gás puro, para a mistura líquida e para a mistura gasosa foram realizados de acordo com a metodologia citada na Seção 3.1.8. Os resultados dos cálculos estão apresentados na Tabela 4.6.

Tabela 4.6: Viscosidade dos componentes puros e das misturas líquidas e gasosas.

Viscosidade (cP)					
Componete Puro (gás a T=360,8 K)		Componete Puro (líquido a T=298,15K)		Mistura Líquida T=298,15 K	Mistura Gasosa T=360,8 K
Etanol	Água	Etanol	Água	Etanol/Água (52%v/v)	Etanol/Água (52% v/v)
1,3.10 ²	8,05.10 ¹	1,057.10 ³	8,93.10 ²	4,582.10 ¹	9,542.10 ¹

4.5 AVALIAÇÃO DA COLUNA DE DESTILAÇÃO RECHEADA

Foram realizados ensaios preliminares da coluna de destilação para avaliar duas concentrações alcoólicas diferentes de alimentação, 18 e 52% (v/v). Os resultados destes ensaios são mostrados nas Figuras 4.3 e 4.4. Os acompanhamentos detalhados destes ensaios encontram-se apresentados no Apêndice A.

Para a concentração de alimentação igual a 18 % (v/v), obteve-se um volume de destilado final de 41,175 litros com 92,0% (v/v) de concentração alcoólica. Neste ensaio, o volume da alimentação foi de 325 litros. Assim, obteve-se uma eficiência da coluna de 64,8% para a obtenção da solução alcoólica a 92,0 % (v/v).

É importante destacar que, como mostrado nos dados da Figura 4.4, observou-se uma concentração alcoólica abaixo das demais amostras analisadas para primeira fração da destilação. Esse fato ocorreu pela existência de líquido de baixa concentração alcoólica dentro do acumulador resultante de uma destilação anterior.

A alimentação com uma concentração alcoólica inicial de 52 % (v/v) mostrou melhor estabilidade durante o processo de destilação e produziu um destilado com 93,3 % (v/v) de etanol, com uma eficiência acima de 70% (Figura 4.4).

A partir da análise dos ensaios preliminares foi decidido que a avaliação do funcionamento da coluna de destilação de recheio seria feita a partir dos dados coletados para as operações utilizando a concentração de alimentação igual a 52 % (v/v) de etanol. Portanto, foram realizadas destilações nesta concentração alcoólica para a avaliação de alguns parâmetros como: evolução da concentração alcoólica, perfil de temperatura, queda de pressão e qualidade do destilado final (produto).

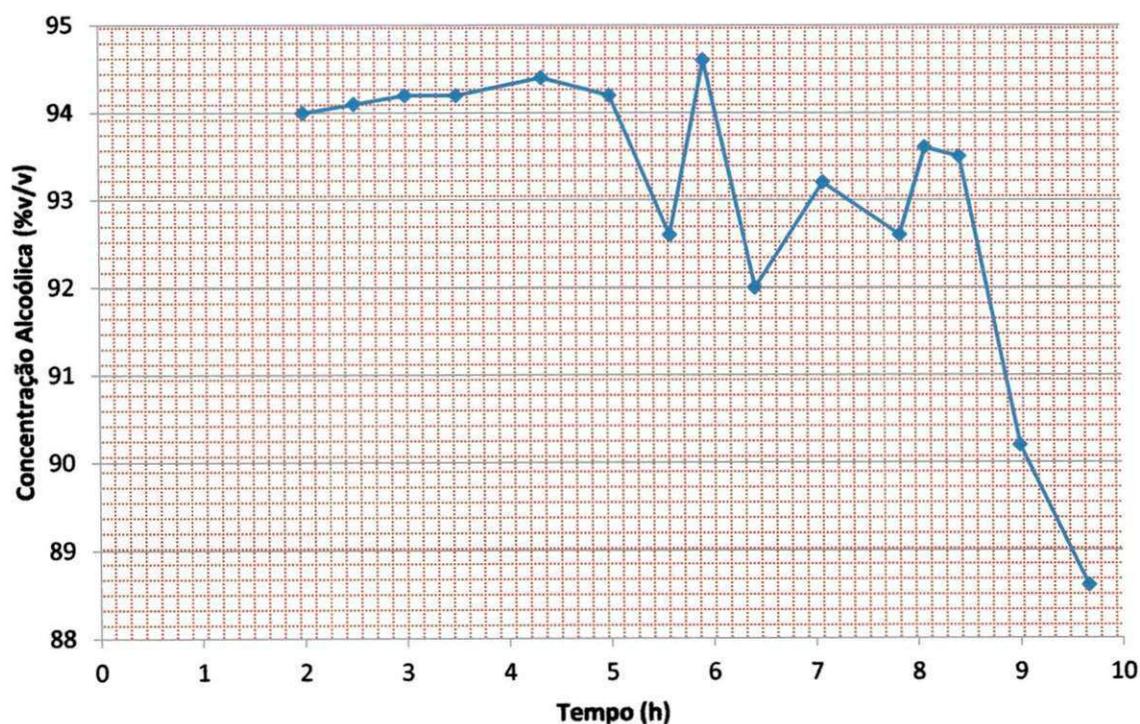


Figura 4.3: acompanhamento da destilação para a concentração da alimentação de 18%

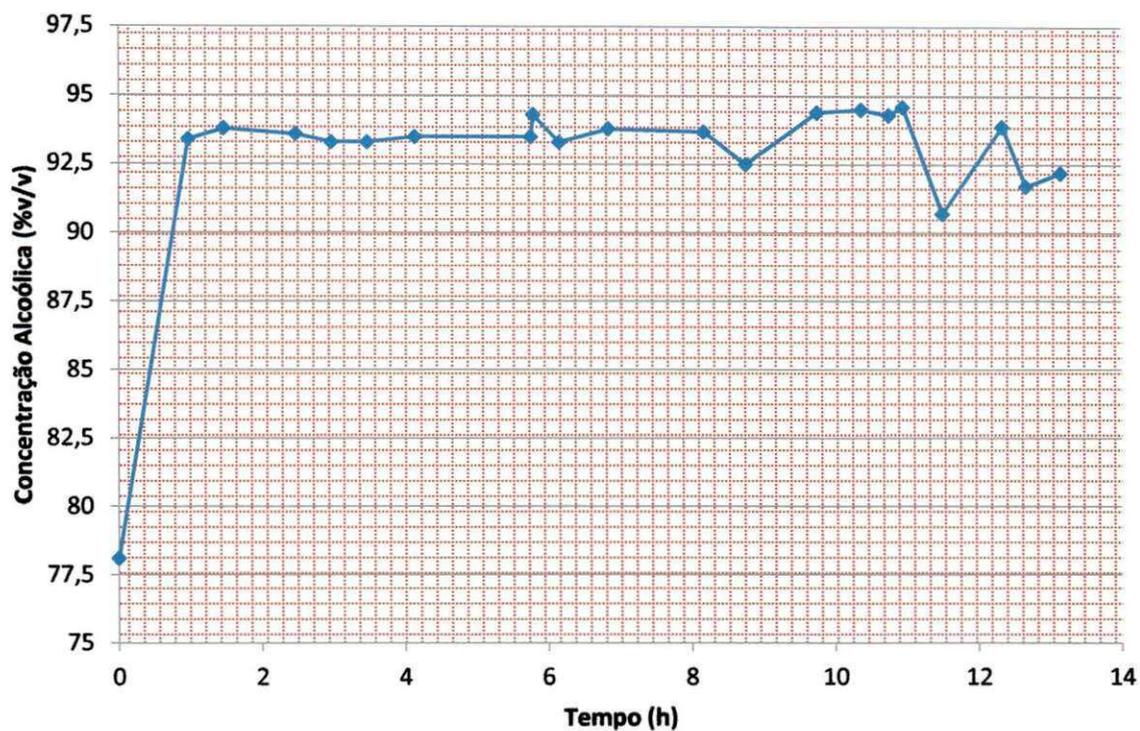


Figura 4.4: acompanhamento da destilação para concentração da alimentação de 52%

4.5.1 EVOLUÇÃO DA CONCENTRAÇÃO ALCOÓLICA NO PROCESSO DE DESTILAÇÃO

As Figuras 4.5, 4.6 e 4.7 representam os dados da concentração alcoólica em função do tempo de destilação para três ensaios na coluna de destilação.

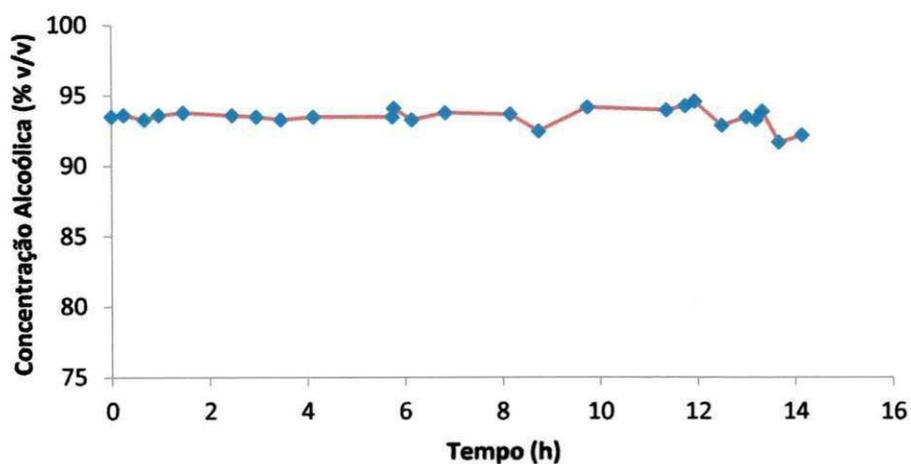


Figura 4.5: evolução da concentração de etanol no destilado com o tempo (Ensaio 1)

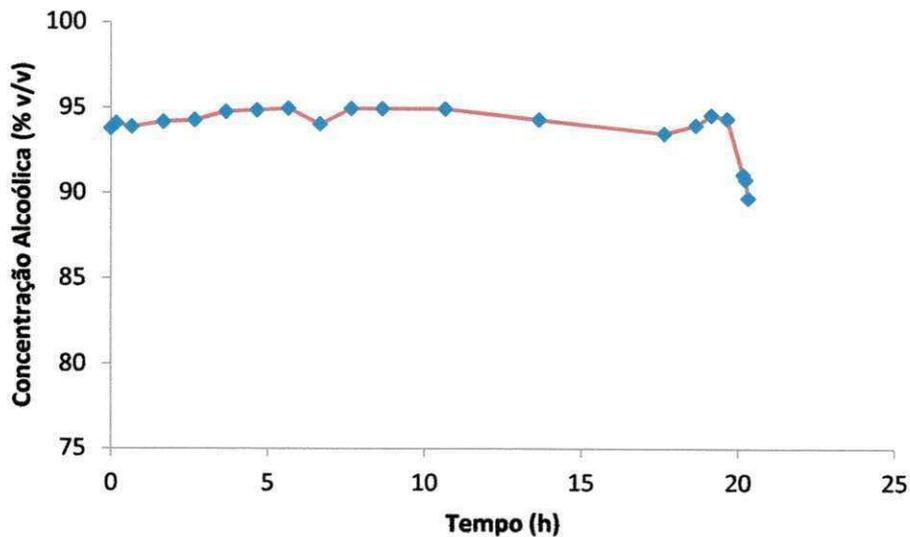


Figura 4.6: evolução da concentração de etanol no destilado com o tempo (Ensaio 2)

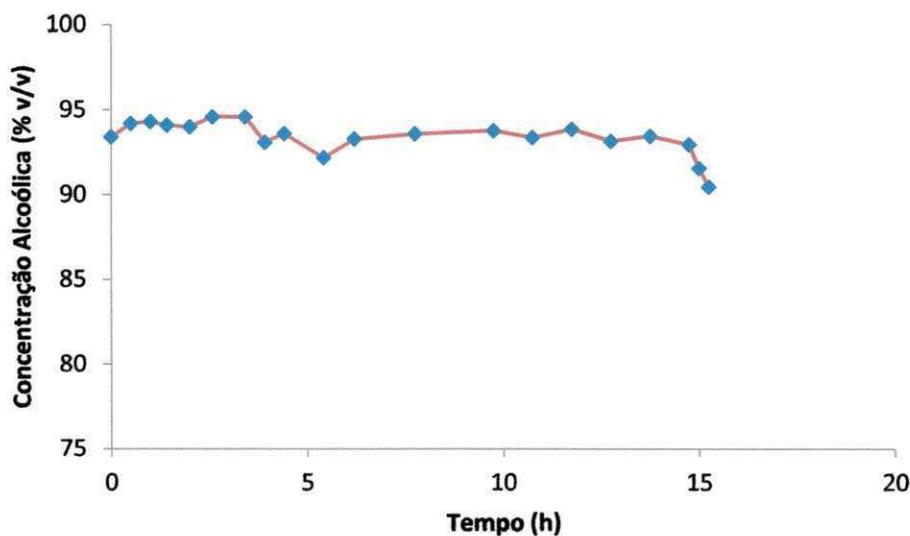


Figura 4.7: evolução da concentração de etanol no destilado com o tempo (Ensaio 3)

Observa-se a partir destes Figuras 4.5, 4.6 e 4.7 que a evolução da concentração alcoólica com o tempo de destilação apresenta um comportamento geral semelhante para todos os ensaios, porém, analisando cada ponto é possível visualizar algumas diferenças de comportamento. Para tal, se atribui o fato de que a alimentação de calor para o refeedor foi realizado de forma manual, dificultando assim, a realização de ensaios nas mesmas condições de operação.

4.5.2 PERFIL DE TEMPERATURA

Foi escolhido um ensaio de destilação (Ensaio 2) para se avaliar o perfil de temperatura no recheio da coluna e, em seguida, foram construídos gráficos que representam os pontos em uma mesma posição axial como forma de observar a variação radial de temperatura numa determinada altura da coluna de destilação, ilustrados nas Figuras 4.8, 4.9 e 4.10, para diferentes posições radiais e axiais, conforme apresentado na Tabela 3.6 e Figura 3.9. As curvas de evolução de temperatura com o tempo para cada termopar separadamente estão apresentadas no Apêndice B.

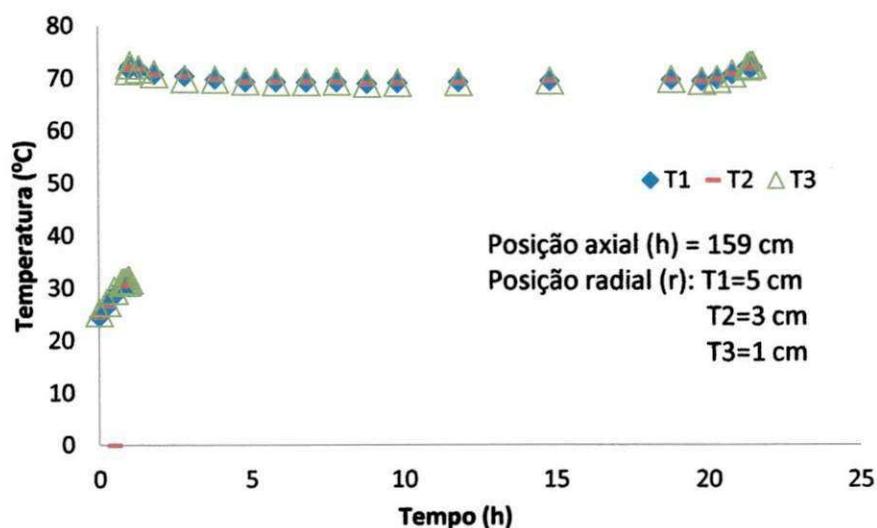


Figura 4.8: evolução da temperatura com o tempo para os pontos T1, T2 e T3 localizados na posição axial h=159 cm.

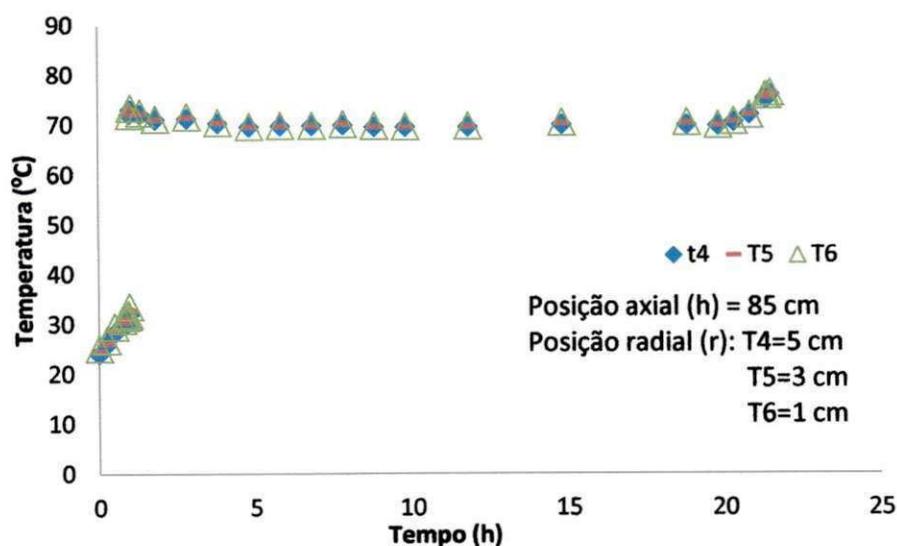


Figura 4.9: evolução da temperatura com o tempo para os pontos T4, T5 e T6 localizados na posição axial h=85 cm.

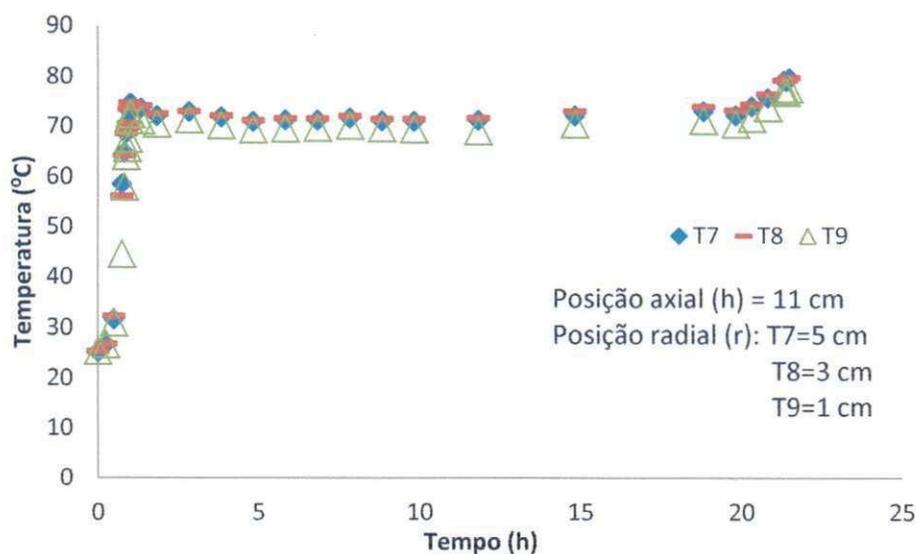


Figura 4.10: evolução da temperatura com o tempo para os pontos T7, T8 e T9 localizados na posição axial h=11 cm.

É possível observar a partir da análise das Figuras 4.8, 4.9, e 4.10 semelhanças na evolução da temperatura nas posições radiais definidas para as diferentes posições axiais da coluna de destilação. Percebe-se que a temperatura permaneceu estável durante quase toda a destilação apresentando uma elevação dos valores na parte final do processo que pode ser atribuído a diminuição da concentração de etanol no vapor.

Nas Figuras 4.11, 4.12 e 4.13 está representada a evolução da temperatura durante a destilação tomando-se a mesma posição radial para três posições axiais (11,85 e 159 cm). Foi observado nestas figuras comportamentos semelhantes indicando uma estabilidade durante a destilação e uma leve elevação da temperatura ao final do processo. Observou-se ainda, uma elevação muito acentuada no início da destilação que pode está atribuído ao fato de que quando a solução alcoólica de alimentação atinge o ponto de bolha os vapores gerados no refeedor fluem rapidamente na direção do topo da coluna.

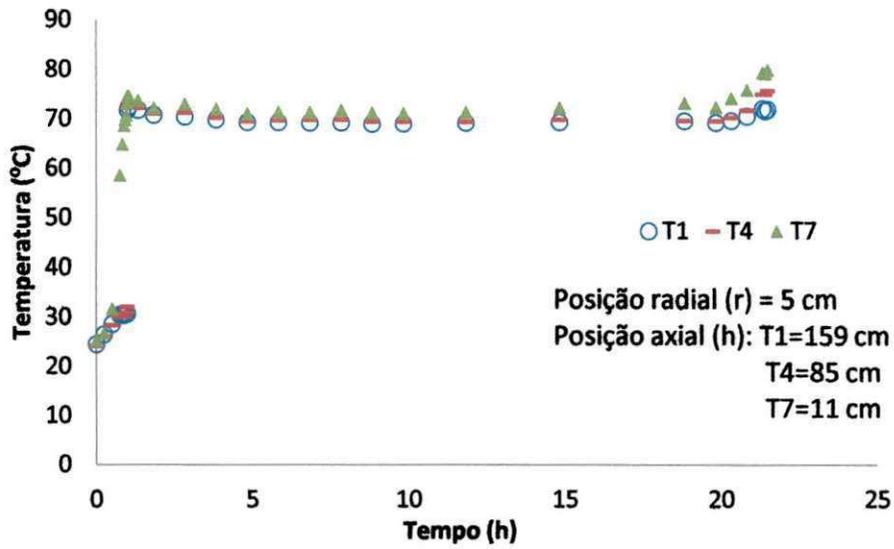


Figura 4.11: evolução da temperatura com o tempo para os pontos T1, T4 e T7 localizados na posição radial $r=5$ cm.

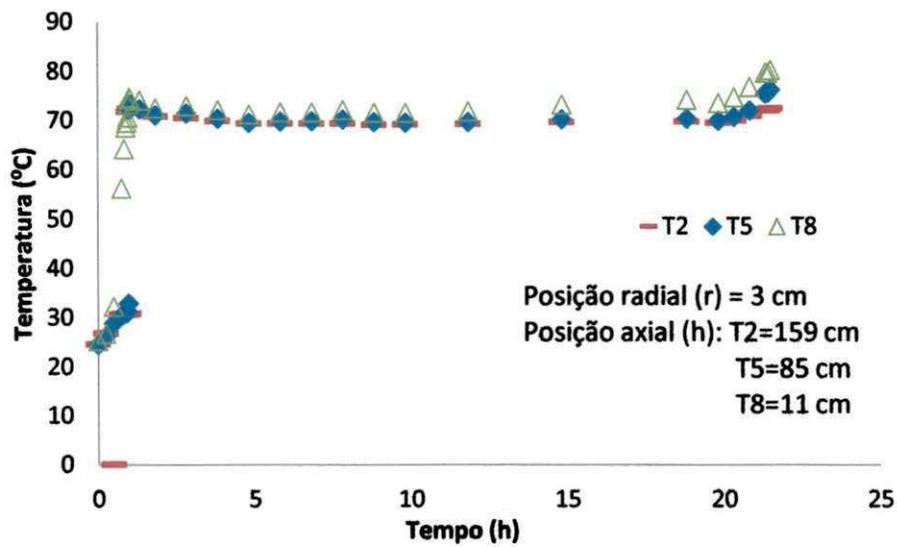


Figura 4.12: evolução da temperatura com o tempo para os pontos T2, T5 e T8 localizados na posição radial $r=3$ cm.

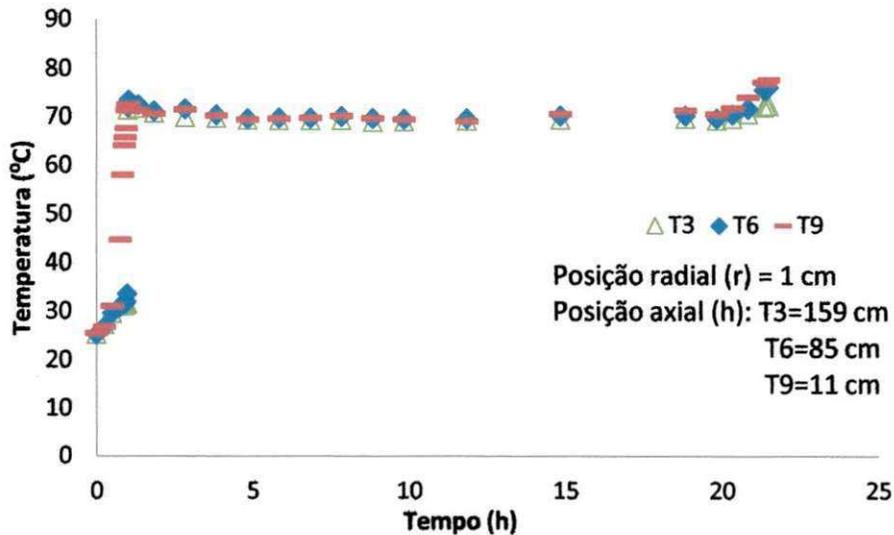


Figura 4.13: evolução da temperatura com o tempo para os pontos T3, T6 e T9 localizados na posição radial $r=1$ cm.

Na Figura 4.14 estão representadas as distribuições radiais de temperatura a três alturas na coluna de destilação (11, 85 e 159 cm). Ao se analisar esta figura atentamente pode se observar que a distribuição radial da temperatura (ou perfil de temperatura) no recheio da coluna de destilação para as posições axiais 85 e 159 cm, respectivamente, no centro e no topo da coluna se mantem praticamente constante. Ao contrário do que se observa na posição axial igual a 11 cm. Aqui se percebe que o comportamento tende a um perfil parabólico, onde o valor da temperatura próximo a parede apresentou um valor menor do que aqueles mais próximos do centro da coluna de destilação. Algumas hipóteses podem ser levantadas visando explicar este tipo de comportamento nas três posições axiais:

- Como a coluna de destilação não é isolada termicamente, existe a possibilidade de troca de calor com o meio externo tornando a posição próxima a parede mais fria;
- Pode estar havendo um escoamento preferencial de líquido próximo as paredes fazendo com que a temperatura na posição radial igual a 1 cm aumente o seu valor entre 11 e 85 cm (posição axial) e se mantenha praticamente igual as posições radiais (3 e 5 cm) até o topo da coluna;
- A troca de calor da coluna com o meio externo pode levar a uma condensação de vapor nas paredes da coluna de destilação acarretando um escoamento preferencial de líquido.

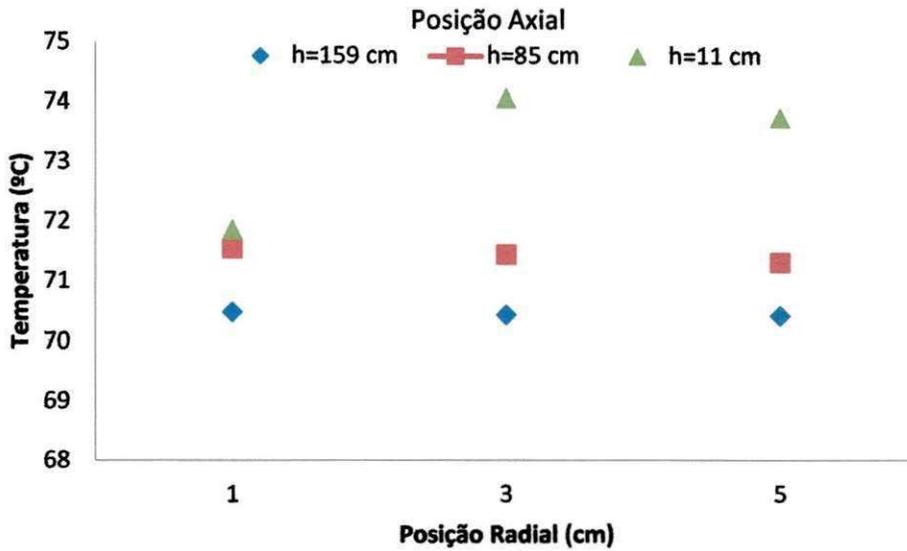


Figura 4.14: Perfil de temperatura radial no recheio da coluna de destilação para três pontos axiais: h=11, 85 e 159 cm

Com o objetivo de se observar o comportamento do perfil de temperatura axial ao longo do recheio na coluna de destilação, foi representada na Figura 4.15 os valores de temperatura nas três posições radiais da seção recheada (1, 3 e 5 cm) nas três posições axiais 11, 85 e 159 cm.

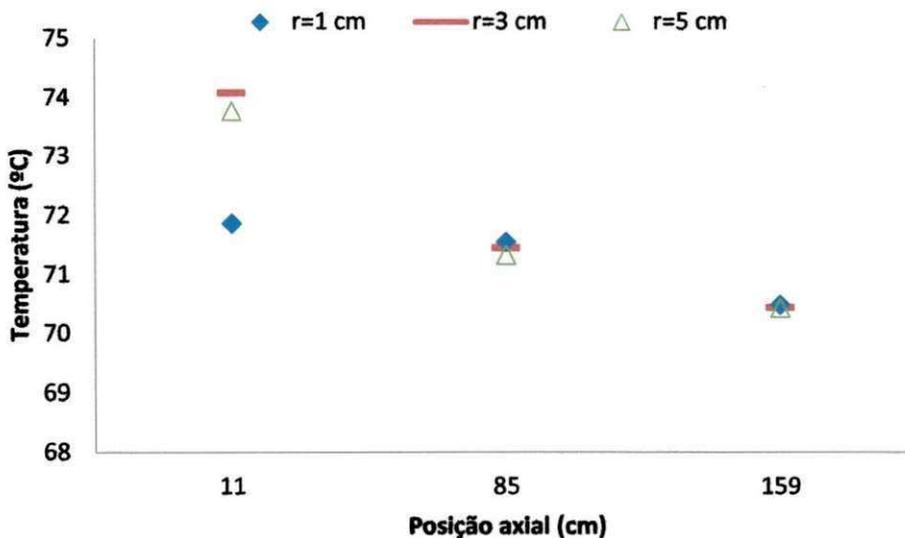


Figura 4.15: perfil de temperatura axial ao longo do recheio da coluna de destilação

Observou-se a partir da Figura 4.15 um perfil de temperatura axial decrescente no recheio da coluna, comportamento já esperado, pois os vapores que chegam ao topo da

coluna de destilação por serem mais ricos em etanol são mais frios que os vapores existentes na base.

Na Figura 4.16 está representado o comportamento da concentração alcoólica e da temperatura no topo da coluna de destilação (T₀), conforme Figura 3.9, com o tempo.

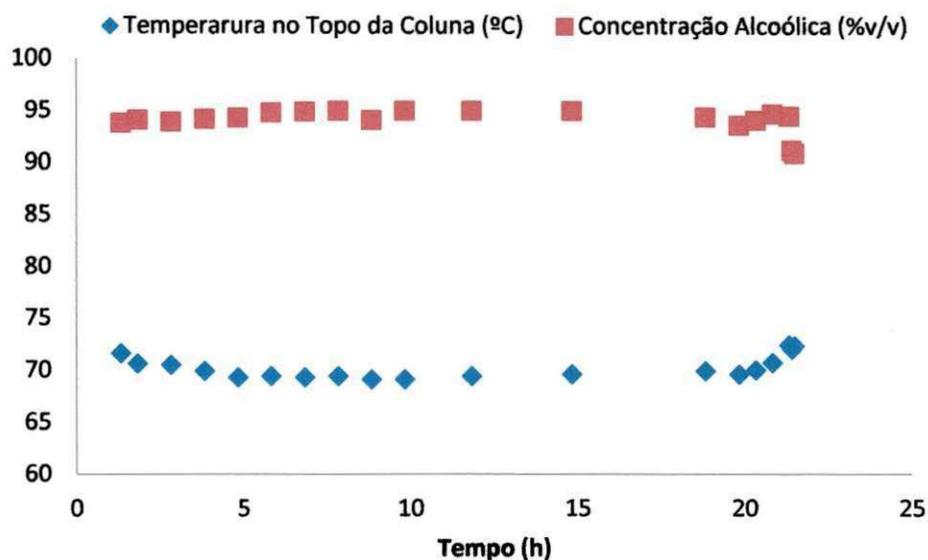


Figura 4.16: variação da concentração de etanol no destilado e da temperatura no topo da coluna ao longo do tempo.

Observou-se, a partir da Figura 4.16, que existe uma relação entre a concentração alcoólica do destilado e a temperatura no topo da coluna. Quando a concentração alcoólica do destilado diminui a temperatura no topo da coluna aumenta. Este fato pode estar relacionado com o fato da destilação em estudo se tratar de um processo em batelada com refluxo mantido fixo do início ao fim do processo, o que conduz a um aumento da temperatura de bolha da solução no refeedor devido à diminuição da concentração alcoólica.

4.5.3 QUEDA DE PRESSÃO

Observou-se uma variação de queda de pressão entre 400 e 1066,5 Pa. Esta oscilação da queda de pressão durante a destilação pode ser justificada pelo fato de que a alimentação de calor para o refeedor foi controlada manualmente, gerando instabilidade no processo.

O cálculo da queda de pressão utilizando a equação de Ergun foi realizado com relação aos dados obtidos para duas formas de operação da coluna de destilação: sem refluxo e com refluxo (3 vezes R_{\min}). Os resultados estão representados na Tabela 4.7.

Tabela 4.7: queda de pressão segundo a Equação de Ergun.

	Sem refluxo	Com refluxo
Queda de Pressão (Pa)	1743,8	581,27

Observa-se a partir destes resultados (Tabela 4.7) que o modelo de Ergun não explica a queda de pressão na operação de uma coluna de destilação recheada com refluxo, pois não prever a interação líquido/vapor ao longo do recheio.

O aumento do refluxo promove uma menor vazão de vapor devido ao aumento da resistência ao fluxo ascendente dentro da coluna recheada. Isto é consequência do derramamento de líquido que passa a fluir em contracorrente com o vapor através dos espaços vazios existentes entre as partículas do recheio aumentando a interação entre as duas fases do processo. Como consequência ocorre o aumento da queda de pressão. Porém, como o modelo de Ergun no cálculo da queda de pressão em leito fixo, não prever a presença do líquido, pode se dizer que uma diminuição da vazão de vapor na coluna é interpretada como sendo uma redução na queda de pressão.

4.5.4 QUALIDADE DO DESTILADO

A qualidade do destilado produzido pela coluna de destilação de recheio foi medida com relação à concentração alcoólica. Esta foi realizada com auxílio de um alcoômetro para determinação da concentração aparente e a concentração real foi determinada para a temperatura de 20°C (temperatura de calibração do alcoômetro). O resultado dos ensaios experimentais de destilação mostrou que a concentração obtida para o destilado foi em média igual a 94 % (v/v), bem próximo ao sugerido na modelagem da coluna de destilação de recheio que tem como proposta a obtenção de um destilado com concentração alcoólica de 95 % (v/v). A Tabela 4.8 mostra a caracterização o etanol combustível produzido neste trabalho em confronto com as especificações exigidas pela ANP (Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis).

Tabela 4.8:Características do Produto Final

	Especificações ANP	Produto Final
Concentração Alcoólica (%v/v)	95,1 -96,0	94,0
Teor de Álcool mín. (%v/v)	94,5	-
Condutividade Elétrica, máx. (μ S/m)	350	170
Acidez em Ácido Acético, máx. (mg/L)	30	19,1
pH	6,0 – 8,0	6,87
Cobre	-	0

5. CONSIDERAÇÕES FINAIS

O aproveitamento de resíduos gera uma renda extra para as indústrias e, principalmente, minimiza os possíveis danos causados ao meio ambiente.

A produção de álcool combustível a partir da cachaça de cabeça tem como objetivos agregar valor a um subproduto da produção de cachaça e fornecer um combustível com baixo custo de produção para suprir necessidades da empresa.

O presente trabalho propôs a elaboração de um sistema viável para a obtenção de álcool combustível produzido a partir da cachaça de cabeça.

6. CONCLUSÕES

Os ensaios preliminares da coluna de destilação se mostraram satisfatórios nos seguintes aspectos:

- A eficiência da coluna foi de 64,8% para a alimentação de 18% (v/v), chegando a mais de 70% para a concentração alcoólica da alimentação de 52% (v/v);
- Observou-se que a temperatura na seção recheada se manteve praticamente constante, com exceção nos instantes iniciais do processo;
- A distribuição radial de temperatura se mantém praticamente constante em quase toda a coluna de destilação, com exceção nas proximidades da base que apresentou um comportamento que se assemelha a um perfil parabólico;
- Foi observada uma relação entre o comportamento da concentração alcoólica do destilado e da temperatura no topo da coluna durante o processo de destilação
- Obteve-se um destilado com concentração alcoólica de 94% (v/v) o que se aproxima ao valor estimado pela modelagem que foi de 95% (v/v);

Alguns pontos negativos também foram observados:

- Alto consumo energético, porém está explicado devido a um erro na construção da fornalha;
- Baixa produtividade para a concentração alcoólica da alimentação de 18%, que pode ser resolvido utilizando-se uma solução de concentração alcoólica maior na alimentação.

7. SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

Baseado no trabalho desenvolvido sugere-se as seguintes atividades

- Modelagem da coluna de destilação de recheio em batelada utilizando um método diferente do método de McCabe-Thiele para determinação do número de estágios teóricos e posterior comparação com os resultados obtidos neste estudo.
- Estudar o comportamento da queda de pressão dentro da coluna de destilação de recheio como o objetivo de avaliar um modelo que melhor o descreva.
- Estudar a possibilidade de utilização de um refluxo variável durante o processo de destilação.
- Promover o isolamento térmico da coluna de destilação como forma de avaliar a troca de calor com o meio externo.
- Construir uma modelagem computacional que descreva o comportamento da coluna de destilação, baseado nos dados experimentais, como forma de obtenção da otimização do equipamento.

8. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- [1] ANNAMALAI, Kalyan. Advanced thermodynamics engineering / KalyanAnnamalai&Ishwar K. Puri. p. cm. — (CRC series in computational mechanics and applied analysis), CRC PRESS, 2002.
- [2] ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE BEBIDAS. Produção de cachaça 2003. Disponível em: <<http://www.abrabe.org.br/cachaca>>. Acesso em: 29Abril de 2011.
- [3] BOGUSZ JUNIOR, Stanislaw; KETZER, Daiane Cristina Mertins; GUBERT, Raquel; ANDRADES, Lucieli; GOBO, AnagildaBacarin - COMPOSIÇÃO QUÍMICA DA CACHAÇA PRODUZIDA NA REGIÃO NOROESTE DO RIO GRANDE DO SUL, BRASIL - Ciênc. Tecnol. Aliment., Campinas, 26(4): 793-798, out.-dez. 2006
- [4] CÂMARA, Marcelo – Cachaça: prazer brasileiro – Rio de Janeiro: Mauad, 2004
- [5] CARDOSO, M. G. ; CAMPOS, G. A. ; SILVA, R. A. ; SANTOS, C. D. ; PINTO, A. P. S. ; SILVA, C. F. . Cachaça: Qualidade e Produção. Lavras - MG: PROEX - UFLA, 1999 (Boletim Técnico).
- [6] CARDOSO, M. G. Produção de aguardente de cana-de-açúcar. In: Lavras; Editora UFLA, 2001. 264p.
- [7] CHAVES, José Benício Paes – Cachaça: Produção Artesanal de Qualidade – Viçosa, MG; CPT, Manual 2ª Edição. 2002.
- [8] ELISEU CRISPIM, Jack – Manual da Produção de Aguardente de Qualidade – Guaíba: Agropecuária, 2000.

- [9] EPALANGA, Kátia Mariana Siliveli. Otimização De Uma Coluna De Destilação “V-104 Stabilizer” De Produção De Lpg - Gás Liquefeito De Petróleo Campo Petrolífero Do Malongo/Cabinda/Angola. Dissertação apresentada ao Curso de Pós Graduação em Engenharia Química da Universidade Federal de Santa Catarina como parte dos requisitos à obtenção grau de Mestre em Engenharia Química. Florianópolis, Novembro de 2005.
- [10] GEANKOPLIS, C. J. - Procesos De Transporte Y Operaciones Unitarias – Tercera Edición, CECSA, 1998.
- [11] KANDLIKAR, Satish; SHOJI, Masahiro; DHIR, Vijay K. Handbook of phase change: boiling and condensation. ed. Taylor & Francis. 1999.
- [12] KISTER, Henry Z. - Distillation Design - McGraw-Hill, 1992.
- [13] LEI, Zhigang; CHEN, Biaohua; DING, Zhongwei - SPECIAL DISTILLATION PROCESSES – First edition, Elsevier, 2005.
- [14] LIMA, A. C.; SOARES, R. B.; MENDES, M. F. Estudo de uma coluna de destilação recheada para a produção de álcool anidro. VIII CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA QUÍMICA - INICIAÇÃO CIENTÍFICA. Uberlândia, 2009.
- [15] LUDWIG, Ernest E. - Applied process design for chemical and petrochemical – 3rd ed. GPP, 1997.
- [16] MAIA, Amazile Biagioni Ribeiro de Abreu – Tecnologia da cachaça de Alambique – Belo Horizonte: SEBRAE/MG; SINDBEBIDAS, 2005.
- [17] MARRA, Brenner Magnabosco – Avaliação de parâmetros operacionais e remoção de congêneres secundários tóxicos para a melhoria da qualidade da cachaça de alambique – Tese (doutorado) – Universidade de Brasília, 2008

- [18] MCCABE, Warren L.; SMITH, Julian C.; HARRIOTT, Peter - OPERACIONES UNITARIAS EN INGENIERIA QUIMICA - McGraw-Hill, Cuartaedición, 1991.
- [19] MESQUITA, Vera Lúcia Menelau de. – Do Açúcar, à "Divina" Cachaça no Engenho Monjope em Pernambuco. 01/07/2005 - 1v. 159p. Mestrado. UNIVERSIDADE FEDERAL DE PERNAMBUCO – ARQUEOLOGIA.
- [20] MICHEL JUNIOR, Raul José dos Santos - OBTENÇÃO DO ÁLCOOL ETÍLICO HIDRATADO, COM GRADUAÇÃO ALCOÓLICA PARA USO AUTOMOTIVO: VALIDAÇÃO DE UM PROCESSO EM BATELADA – Dissertação apresentada ao Curso de Pós-Graduação em Engenharia de Processos, como requisito parcial para obtenção do grau de Mestre em Engenharia de Processos – Santa Maria –RS, 2010.
- [21] MOGETTI, Ana Paula - A Cultura Política Colonial Seicentista Através da Revolta da Cachaça no Rio de Janeiro(1660-1661) – 1v. 149p. Mestrado. Universidade do Estado do Rio de Janeiro – HISTÓRIA, 2001
- [22] MUJTABA, I. M. - BATCH DISTILLATION: Design and Operation - Series on Chemical Engineering - Vol. 3, Imperial College Press, 2004.
- [23] PEREIRA, Norma Eliane; CARDOSO, Maria das Graças; AZEVEDO, Sebastião Márcio de; MORAIS, Augusto Ramalho de; FERNANDES, Welington; AGUIAR, Priscila Mendes . - COMPOSTOS SECUNDÁRIOS EM CACHAÇAS PRODUZIDAS NO ESTADO DE MINAS GERAIS - Ciênc. agrotec., Lavras. V.27, n.5, p.1068-1075, set./out., 2003
- [24] POLING, Bruce E.; PRAUSNITZ, Jonh M.; O'CONNEL, Jonh P. – The Properties of Gases and Liquids – 5ª ed, McGraw-HILL, 2001.
- [25] REID, R. C.; PRAUSNITZ, J. M., POLING, B. E. The properties of gases & liquids. 4ed, McGraw-Hill, New York, 1987

- [26] SINNOTT, R. K. - Chemical Engineering Design - Chemical Engineering, Volume 6, Fourth edition, Elsevier. Coulson & Richardson's (orgs), 2005.
- [27] SMITH JM, VAN NESS HC, ABBOTT MB. Introdução à Termodinâmica da Engenharia Química, McGraw-Hill, 5th ed, 2000.
- [28] SOARES, Renan Barroso – Estudo da Destilação Extrativa Salina em Coluna Recheada para Produção de Etanol - Dissertação (Mestrado em Engenharia Química, Processos de Separação e Termodinâmica Aplicada). Instituto de Tecnologia, Departamento de Engenharia Química, Universidade Federal Rural do Rio de Janeiro, Seropédica, RJ, 2010.
- [29] SORATTO, Alexandre Nixon; ECKSCHMIDT, Alex; VARVAKIS, Gregorio; HORII, Jorge – PRODUÇÃO DE CACHAÇA: UMA ANÁLISE DO PROCESSO DE CERTIFICAÇÃO – In: XXVII ENEGEP, 2007, Foz do Iguaçu, Paraná – Brasil.
- [30] TEJA, A. S.; RICE, P. - Generalized Corresponding States Method for the Viscosities of Liquid Mixtures - Ind. Eng. Chem.Fundam. - 20, 77; 1981
- [31] VENÂNCIO, Renato Pinto et al. – Álcool e Drogas na História do Brasil – São Paulo: Alameda; Belo Horizonte: Editora PUCMinas, 2005.
- [32] VISWANATH, D.S., GHOSH, T.K., PRASAD, D.H.L., DUTT, N.V.K., RANI, K.Y –Viscosity of Liquids: Theory, Estimation, Experiment, and Data - Softcover reprint of hardcover 1st ed. 2007, 2007, XIV, 662 p
- [33] WHITE, Frank M. – Viscous fluid flow – 2ªed, McGraw-Hill – USA, 1991

9. APÊNDICES

A. Acompanhamento da Destilação

Tabela A 1: Graduação alcóolica da alimentação igual a 52 %(v/v)

Hora	(%v/v) Aparente	Temperatura (°C)	(%v/v) Real	Obs.
08:30	80	25,4	78,1	Erro – líquido no acumulador
08:45	-	-	-	Parada para consertar o fogareiro
09:10	-	-	-	Reinício
09:28	95	27,8	93,4	
09:58	96,2	31,5	93,8	
10:58	96,5	33,6	93,6	
11:28	96	32,6	93,3	
11:58	96,6	35,3	93,3	
12:58	96,6	34,5	93,5	
14:15	96	32,1	93,5	
14:17	97	32,8	94,3	
14:30	96	32,7	93,3	
15:20	96,5	32,8	93,8	
16:20	95,8	30	93,7	
17:15	95	31,8	92,5	
18:15	96	27,8	94,4	
18:52	96	27,2	94,5	Refluxo interno reduzido para $\frac{3}{4}$ do inicial
19:15	96	28	94,3	
19:27	95,8	26,2	94,6	
20:00	93	30	90,7	
20:30	-	-	-	Refluxo interno reduzido para $\frac{1}{2}$ do inicial
20:42	-	-	-	Refluxo interno fechado
20:50	95,8	29,2	93,9	Refluxo interno para $\frac{1}{4}$ do inicial

21:10	93,8	29,2	91,7	
21:39	94,3	29,6	92,2	FIM

Tabela A 2: Graduação alcóolica da alimentação igual a 18 %(v/v)

Hora	(%v/v) Aparente	Tem (°C)	(%v/v) Real	Obs.
15:10	-	-	-	Início
17:10	95	25	94,0	
17:40	96	29	94,1	
18:10	96	28,5	94,2	
18:40	95,5	26,5	94,2	
19:10	-	-	-	Refluxo interno reduzido para $\frac{3}{4}$ do inicial
19:30	96,2	28,5	94,4	
19:35	-	-	-	Refluxo interno reduzido par $\frac{1}{2}$ do inicial
20:10	95,8	27,5	94,2	
20:45	93,8	25,5	92,6	
20:57	-	-	-	Refluxo interno reduzido para $\frac{1}{4}$ do inicial
21:05	95,8	26	94,6	
21:35	93,8	28	92,0	
22:15	94,8	27,5	93,2	
23:00	94	26,5	92,6	
23:15	95,2	27,5	93,6	
23:35	95,2	28	93,5	
0:10	92	27,5	90,2	
0:50	90	25,5	88,6	Fim da Destilação

B. Curva de temperatura versus tempo em cada posição do termopar predefinida

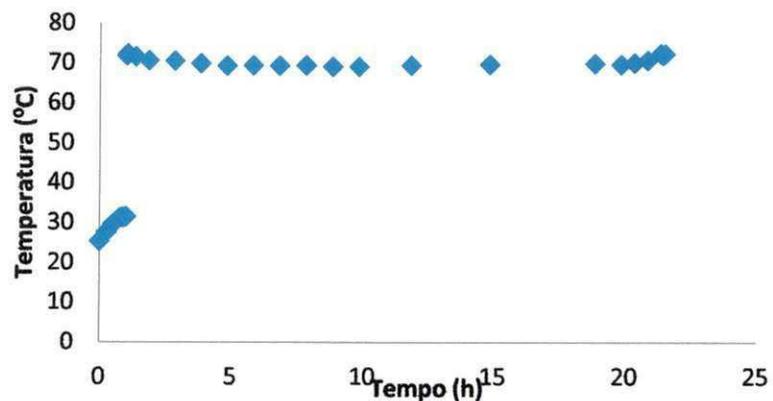


Figura A.1: Evolução da temperatura com o tempo na posição T0.

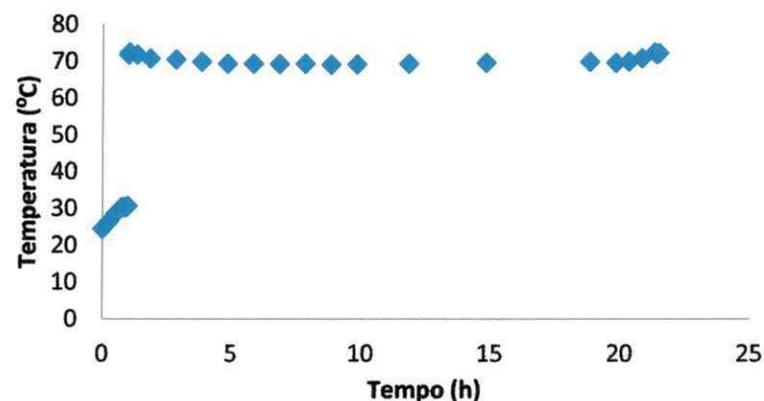


Figura A.2: Evolução da temperatura com o tempo na posição T1.

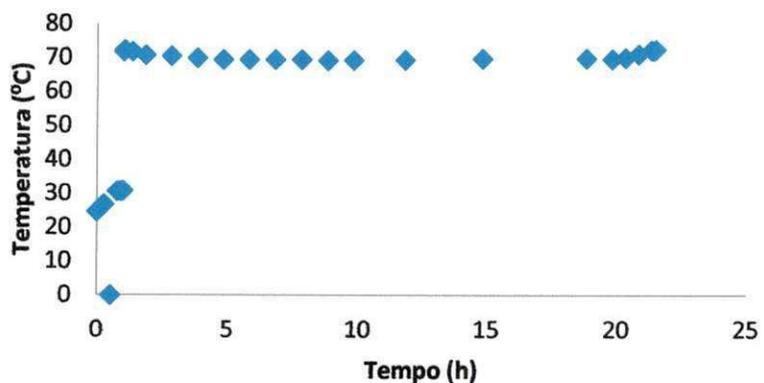


Figura A.3: Evolução da temperatura com o tempo na posição T2.

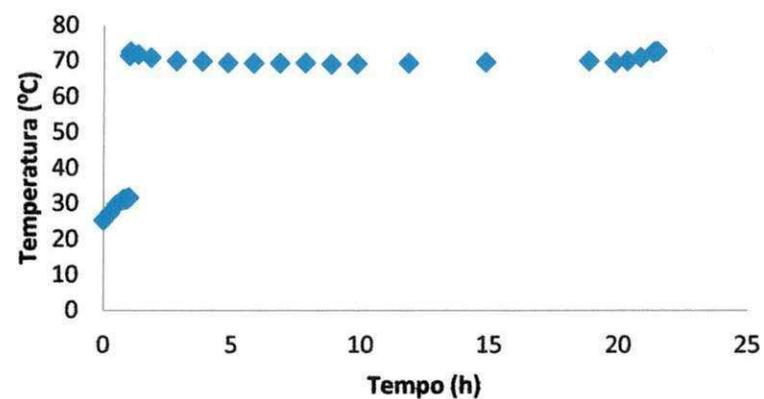


Figura A.4: Evolução da temperatura com o tempo na posição T3.

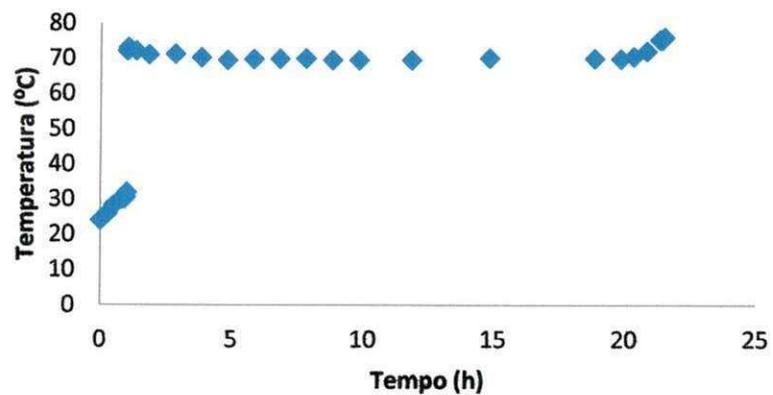


Figura A.5: Evolução da temperatura com o tempo na posição T4.

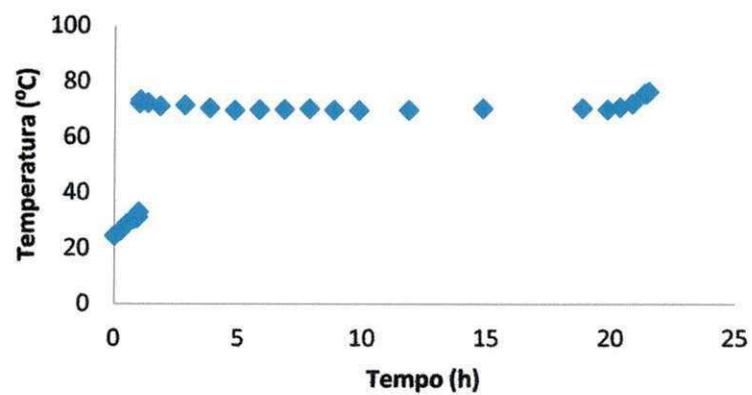


Figura A.6: Evolução da temperatura com o tempo na posição T5.

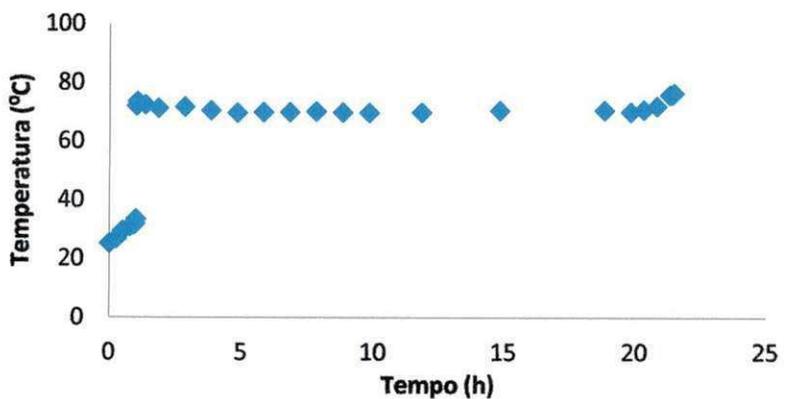


Figura A.7: Evolução da temperatura com o tempo na posição T6.

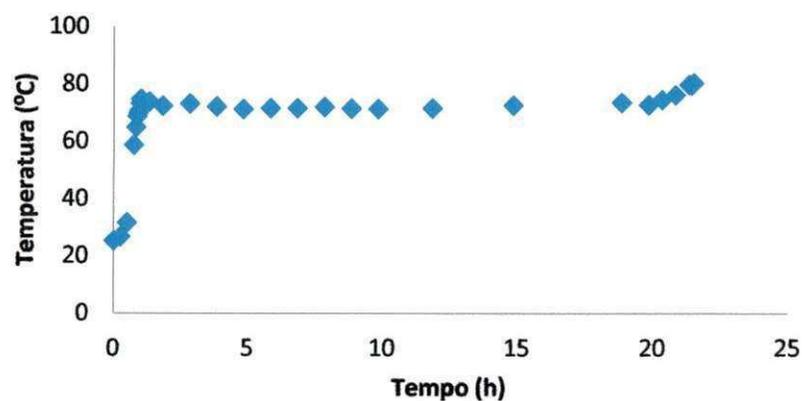


Figura A.8: Evolução da temperatura com o tempo na posição T7.

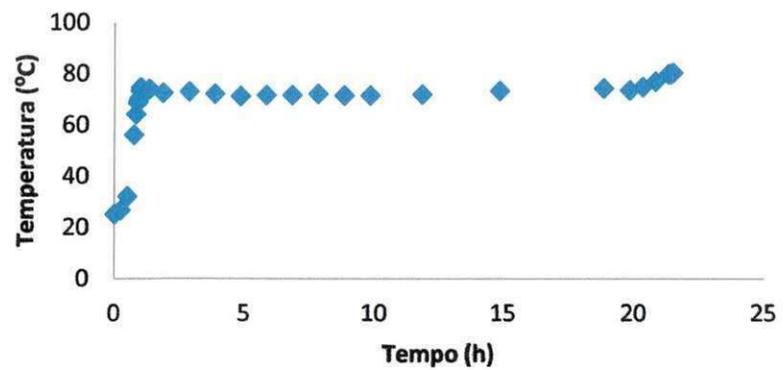


Figura A.9: Evolução da temperatura com o tempo na posição T8.

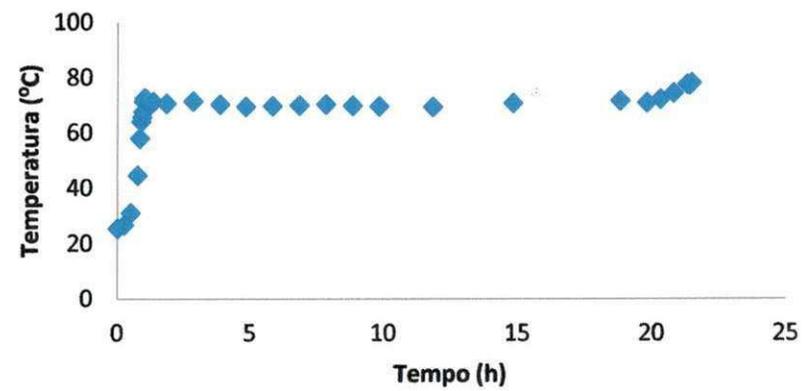


Figura A.10: Evolução da temperatura com o tempo na posição T9.

10. ANEXOS

A. Especificações do EAC e EHC

CARACTERÍSTICA	UNIDADE	LIMITE		MÉTODO	
		EAC	EHC	NBR	ASTM
Aspecto	-	Límpido e Isento de Impurezas (LII)		Visual	
Cor	-	(2)	(3)	Visual	
Acidez total, máx.(em miligramas de ácido acético)	mg/L	30		9866	-
Condutividade elétrica, máx.	µS/m	350		10547	-
Massa específica a 20°C (4) (5) (6)	kg/m ³	791,5máx.	807,6 a 811,0	5992 e 15639	D4052
Teor alcoólico (5) (6) (7) (8)	% volume	99,6mín.	95,1 a 96,0	5992 e 15639	-
	% massa	99,3mín.	92,5 a 93,8		
Potencial hidrogeniônico (pH)	-	-	6,0 a 8,0	10891	-
Teor de etanol, mín. (9)	% volume	98,0	94,5	-	D5501
Teor de água, máx. (9) (10)	% volume	0,4	4,9	15531 15888	E203
Teor de metanol, máx. (11)	% volume		1	Cromatografia	
Resíduo por evaporação, máx. (12) (13)	mg/100 mL	5		8644	-
Goma Lavada (12) (13)	mg/100 mL	5		-	D381
Teor de hidrocarbonetos, máx. (12)	% volume	3		13993	-
Teor de cloreto, máx. (12) (14)	mg/kg	1		10894	D7328 D7319
Teor de sulfato, máx. (14) (15)	mg/kg	4		10894	D7328 D7319
Teor de ferro, máx. (14) (15)	mg/kg	5		11331	-
Teor de sódio, máx. (14) (15)	mg/kg	2		10422	-
Teor de cobre, máx. (15) (16)	mg/kg	0,07	-	11331	-

Fonte: ANP

B. Modelo UNIFAC (adaptação de notas de aula Prof. Dr. Nagel Alves Costa).

A ideia básica do método UNIFAC (UniversalFunctionalActivityCoefficient) é combinar o conceito da solução por grupos para a parte residual com o modelo UNIQUAC para a parte combinatorial. O modelo, também representa o coeficiente de atividade como a soma de uma parte combinatorial e uma residual:

$$\ln \gamma_i = \ln \gamma_i^{com} + \ln \gamma_i^{res} \quad (B.1)$$

➤ A parte combinatorial é dada por UNIQUAC:

$$\ln \gamma_i^{com} = \ln \frac{\Phi_i}{x_i} + \frac{z}{2} q_i \ln \frac{\theta_i}{\Phi_i} + \ell_i - \frac{\Phi_i}{x_i} \sum_j x_j \ell_j \quad (B.2)$$

$$\Phi_i = \frac{r_i x_i}{\sum_j r_j x_j} \quad (B.3)$$

$$\theta_i = \frac{q_i x_i}{\sum_j q_j x_j} \quad (B.4)$$

$$\ell_i = \frac{z}{2} (r_i - q_i) - r_i + 1 \quad (B.5)$$

onde os parâmetros r_i e q_i são calculados como a soma dos parâmetros de área e volume dos grupos:

$$r_i = \sum_k v_k^{(i)} R_k \quad (B.6)$$

$$q_i = \sum_k v_k^{(i)} Q_k \quad (B.7)$$

São calculados a partir da área superficial e volume dos grupos de Van der Waals:

$$R_k = \frac{V_{wk}}{15.17} \quad (\text{B.8})$$

$$Q_k = \frac{A_{wk}}{2.5 \times 10^9} \quad (\text{B.9})$$

➤ A parte residual é dada pelo conceito de solução por grupos:

$$\ln \gamma_i^{res} = \sum_k^{grupos} v_k^{(i)} [\ln \Gamma_k - \ln \Gamma_k^{(i)}] \quad (\text{B.10})$$

Com os coeficientes de atividade residuais dados por:

$$\ln \Gamma_k = Q_k \left[1 - \ln \left(\sum_m \Theta_m \Psi_{mk} \right) - \sum_m \frac{\Theta_m \Psi_{km}}{\sum_n \Theta_n \Psi_{nm}} \right] \quad (\text{B.11})$$

Onde Θ_m é a fração de área do grupo m, calculada por:

$$\Theta_m = \frac{Q_m X_m}{\sum_n Q_n X_n} \quad (\text{B.12})$$

Com X_m sendo a fração molar do grupo m na mistura:

$$X_m = \frac{\sum_i^{M'} v_m^i x_i}{\sum_i^{M'} \sum_j^{N'} v_j^i x_i} \quad (\text{B.13})$$

E onde Ψ_{mn} são os parâmetros de interação energética entre os grupos m e n, dados por:

$$\Psi_{mn} = \exp \left[- \frac{U_{mn} - U_{nn}}{RT} \right] = \exp \left(- \frac{a_{mn}}{T} \right) \quad (\text{B.14})$$

onde U_{mn} é uma medida da energia de interação entre os grupos m e n.

O modelo UNIFAC, a pesar de ser muito utilizado em diversas aplicações, apresenta algumas limitações no seu uso, limitações estas de alguma maneira inerentes ao modelo, e que têm provocado diversas modificações. Algumas destas limitações são:

- UNIFAC é incapaz de distinguir entre alguns tipos de isômeros.
- A abordagem γ - ϕ limita o uso de UNIFAC a aplicações por baixo da faixa 10-15 atm de pressão.
- O intervalo de temperatura está limitado dentro da faixa aproximada 275-425 K.
- Gases não condensáveis e componentes supercríticos não estão incluídos.
- Efeitos de proximidade não são levados em conta.
- Os parâmetros do equilíbrio líquido-líquido são diferentes daqueles do equilíbrio líquido-vapor.
- Polímeros não estão incluídos.
- Eletrólitos não estão incluídos.

C. Programa Computacional ELV - II.

O programa ELV – II, desenvolvido pelo Professor Nagel Alves Costa da Unidade Acadêmica de Engenharia Química da Universidade Federal de Campina Grande (Paraíba, Brasil), possui como características:

- Sistemabinário
- Fase vapor: gás ideal ou corrigida por Virial
- Fase líquida: corrigida – Método UNIFAC
- Linguagem: Fortran – 90.

As Figuras abaixo mostram algumas interfaces geradas por este programa

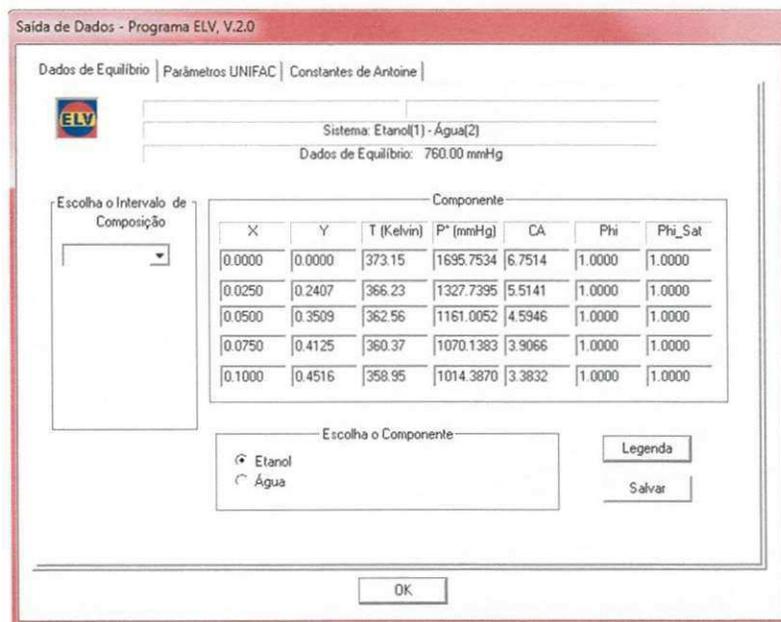


Figura C.1: dados do equilíbrio Etanol/Água gerados pelo programa ELV – II.

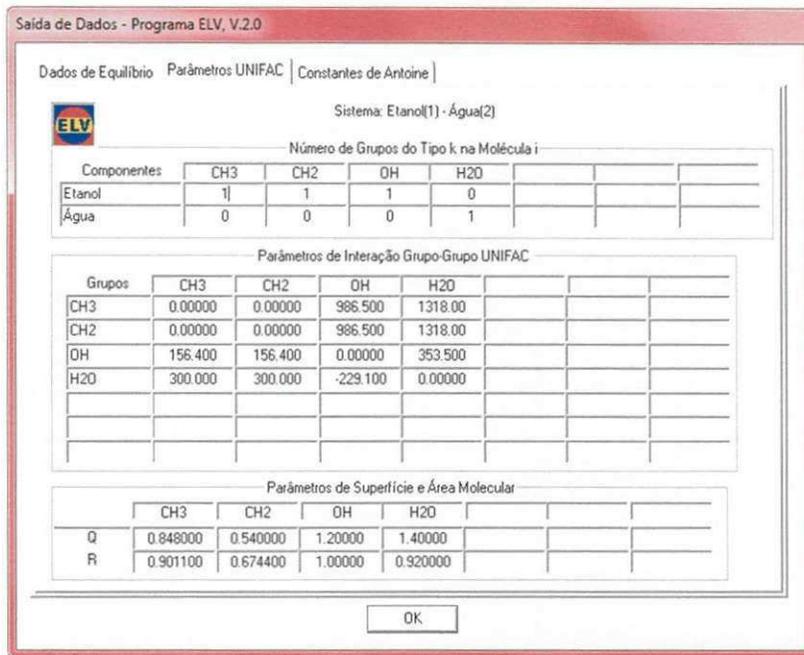


Figura C.2: parâmetros UNIFAC para o sistema Etanol/Água.

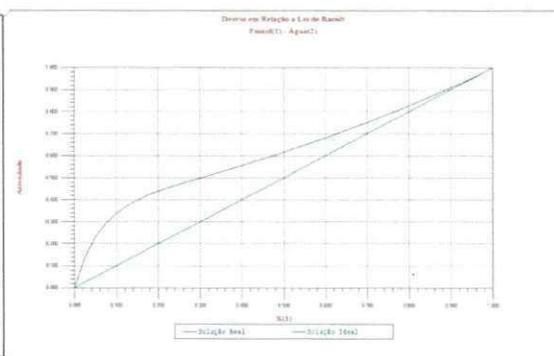
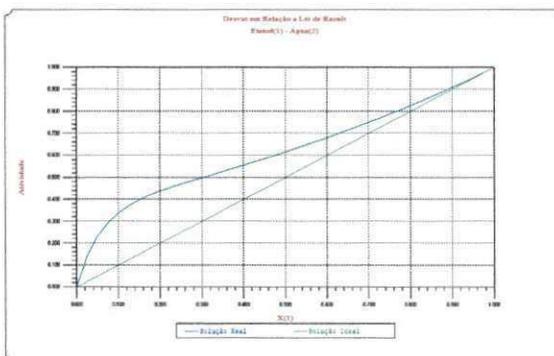


Figura C.3: temperatura versus composição

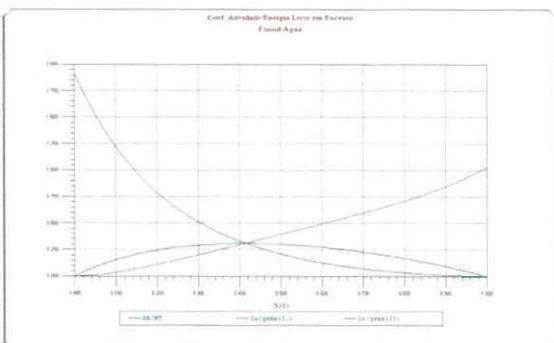
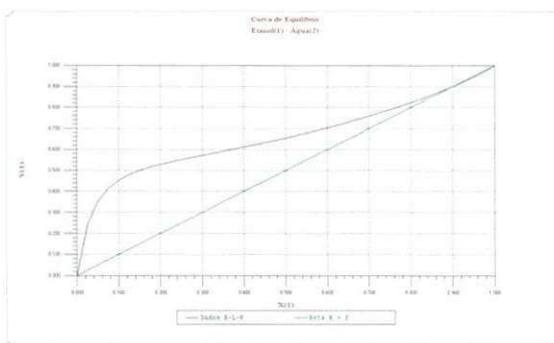


Figura C.5: equilíbrio líquido/vapor

Figura C.6: Coef. Atividade/Energia Livre em Excesso

D. Correção da Concentração Alcoólica com a Temperatura

Correction Table for an Alcoholometer Calibrated at 20°C

page 1 of 4 - Correction table for an alcoholometer calibrated at 20°C (under column corresponding to mixture temperature, find measured value of ethanol concentration in %abv and read the actual concentration in the left column of the same row)

Actual C (%abv)T (°C)	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25
0																					0.0	0.2	0.3	0.5	0.7	0.8
1																					1.0	1.2	1.4	1.5	1.7	1.9
2	0.7	0.7	0.7	0.7	0.7	0.7	0.7	0.8	0.8	0.8	0.9	1.0	1.1	1.2	1.3	1.4	1.5	1.6	1.7	1.9	2.0	2.2	2.4	2.5	2.7	2.9
3	1.6	1.6	1.6	1.6	1.6	1.6	1.6	1.7	1.7	1.8	1.8	1.9	2.0	2.1	2.2	2.3	2.5	2.6	2.7	2.9	3.0	3.2	3.4	3.6	3.8	3.9
4	2.5	2.5	2.5	2.5	2.5	2.5	2.6	2.6	2.7	2.7	2.8	2.9	3.0	3.1	3.2	3.3	3.5	3.6	3.7	3.9	4.0	4.2	4.4	4.6	4.8	5.0
5	3.5	3.5	3.5	3.5	3.5	3.4	3.5	3.6	3.6	3.7	3.7	3.9	4.0	4.1	4.2	4.3	4.5	4.6	4.7	4.9	5.0	5.2	5.4	5.6	5.8	6.0
6	4.4	4.4	4.4	4.4	4.4	4.4	4.4	4.5	4.6	4.6	4.7	4.8	5.0	5.1	5.2	5.3	5.5	5.6	5.7	5.9	6.0	6.2	6.4	6.6	6.8	7.0
7	5.2	5.2	5.2	5.2	5.2	5.3	5.3	5.4	5.5	5.5	5.6	5.8	5.9	6.0	6.2	6.3	6.4	6.6	6.7	6.9	7.0	7.2	7.4	7.6	7.8	8.0
8	6.1	6.1	6.1	6.1	6.1	6.1	6.2	6.3	6.4	6.4	6.5	6.7	6.8	6.9	7.1	7.2	7.4	7.5	7.7	7.8	8.0	8.2	8.4	8.6	8.9	9.1
9	6.9	6.9	6.9	6.9	6.9	6.9	7.0	7.1	7.2	7.3	7.4	7.6	7.7	7.9	8.0	8.1	8.3	8.5	8.7	8.8	9.0	9.2	9.5	9.7	9.9	10.1
10	7.7	7.7	7.7	7.7	7.8	7.8	7.9	8.0	8.1	8.2	8.3	8.5	8.6	8.8	8.9	9.1	9.2	9.4	9.6	9.8	10.0	10.2	10.5	10.7	10.9	11.2
11	8.5	8.5	8.6	8.6	8.6	8.6	8.8	8.9	9.0	9.1	9.2	9.4	9.5	9.7	9.8	10.0	10.2	10.4	10.6	10.8	11.0	11.2	11.5	11.7	12.0	12.2
12	9.3	9.4	9.4	9.4	9.5	9.5	9.6	9.7	9.9	10.0	10.1	10.3	10.5	10.6	10.8	10.9	11.1	11.3	11.6	11.8	12.0	12.3	12.5	12.8	13.0	13.3
13	10.1	10.2	10.2	10.2	10.3	10.3	10.5	10.6	10.8	10.9	11.0	11.2	11.4	11.5	11.7	11.8	12.1	12.3	12.5	12.8	13.0	13.3	13.5	13.8	14.1	14.3
14	10.9	10.9	11.0	11.1	11.1	11.2	11.3	11.5	11.6	11.8	11.9	12.1	12.3	12.4	12.6	12.8	13.0	13.3	13.5	13.8	14.0	14.3	14.6	14.8	15.1	15.4
15	11.6	11.7	11.8	11.9	11.9	12.0	12.2	12.3	12.5	12.7	12.8	13.0	13.2	13.4	13.6	13.7	14.0	14.2	14.5	14.7	15.0	15.3	15.6	15.9	16.2	16.5
16	12.4	12.5	12.6	12.7	12.8	12.9	13.0	13.2	13.4	13.5	13.7	13.9	14.1	14.3	14.5	14.7	14.9	15.2	15.5	15.7	16.0	16.3	16.6	16.9	17.2	17.5
17	13.2	13.3	13.4	13.5	13.6	13.7	13.9	14.1	14.3	14.4	14.6	14.8	15.0	15.2	15.4	15.6	15.9	16.2	16.5	16.7	17.0	17.3	17.6	18.0	18.3	18.6
18	13.9	14.1	14.2	14.3	14.4	14.6	14.8	14.9	15.1	15.3	15.5	15.7	15.9	16.1	16.4	16.6	16.9	17.2	17.4	17.7	18.0	18.3	18.7	19.0	19.3	19.7
19	14.7	14.8	15.0	15.1	15.3	15.4	15.6	15.8	15.9	16.2	16.4	16.6	16.8	17.1	17.3	17.5	17.8	18.1	18.4	18.7	19.0	19.3	19.7	20.0	20.4	20.7
20	15.4	15.5	15.7	15.9	16.0	16.2	16.4	16.6	16.8	17.0	17.3	17.5	17.7	18.0	18.2	18.5	18.8	19.1	19.4	19.7	20.0	20.3	20.7	21.0	21.4	21.7
21	16.1	16.2	16.4	16.6	16.8	17.0	17.2	17.4	17.7	17.9	18.1	18.4	18.6	18.9	19.1	19.4	19.7	20.0	20.4	20.7	21.0	21.4	21.7	22.1	22.4	22.8
22	16.7	17.0	17.2	17.4	17.6	17.8	18.0	18.3	18.5	18.8	19.0	19.3	19.5	19.8	20.1	20.3	20.7	21.0	21.3	21.7	22.0	22.4	22.7	23.1	23.4	23.8
23	17.4	17.7	17.9	18.1	18.3	18.6	18.8	19.1	19.4	19.6	19.9	20.2	20.4	20.7	21.0	21.3	21.6	22.0	22.3	22.7	23.0	23.4	23.7	24.1	24.5	24.8
24	18.2	18.4	18.6	18.9	19.1	19.4	19.7	19.9	20.2	20.5	20.8	21.1	21.4	21.6	21.9	22.2	22.6	22.9	23.3	23.6	24.0	24.4	24.7	25.1	25.5	25.8
25	18.9	19.1	19.4	19.7	19.9	20.2	20.5	20.8	21.1	21.4	21.6	22.0	22.3	22.6	22.9	23.2	23.6	23.9	24.3	24.6	25.0	25.4	25.8	26.1	26.5	26.9
26	19.6	19.9	20.2	20.4	20.7	21.0	21.3	21.6	21.9	22.2	22.5	22.8	23.2	23.5	23.8	24.2	24.5	24.9	25.3	25.6	26.0	26.4	26.8	27.2	27.6	28.0
27	20.3	20.6	20.9	21.2	21.5	21.8	22.2	22.5	22.8	23.1	23.4	23.7	24.1	24.4	24.8	25.1	25.5	25.9	26.3	26.6	27.0	27.4	27.8	28.2	28.6	29.1
28	21.1	21.4	21.7	22.0	22.4	22.7	23.0	23.3	23.6	24.0	24.3	24.7	25.0	25.4	25.8	26.1	26.5	26.9	27.3	27.6	28.0	28.4	28.9	29.3	29.7	30.1
29	21.8	22.2	22.5	22.9	23.2	23.5	23.9	24.2	24.5	24.8	25.2	25.6	25.9	26.3	26.7	27.1	27.5	27.9	28.2	28.6	29.0	29.4	29.9	30.3	30.8	31.2
30	22.6	23.0	23.3	23.7	24.0	24.4	24.7	25.1	25.4	25.7	26.1	26.5	26.9	27.3	27.7	28.1	28.5	28.9	29.2	29.6	30.0	30.5	30.9	31.4	31.8	32.3
31	23.4	23.7	24.1	24.5	24.8	25.2	25.6	25.9	26.3	26.6	27.0	27.4	27.8	28.2	28.6	29.0	29.4	29.8	30.2	30.6	31.0	31.5	31.9	32.4	32.8	33.3
32	24.1	24.5	24.9	25.3	25.6	26.0	26.4	26.8	27.1	27.5	27.9	28.3	28.7	29.2	29.6	30.0	30.4	30.8	31.2	31.6	32.0	32.5	32.9	33.4	33.8	34.3
33	24.9	25.3	25.7	26.1	26.5	26.9	27.2	27.6	28.0	28.4	28.8	29.2	29.7	30.1	30.5	31.0	31.4	31.8	32.2	32.6	33.0	33.5	33.9	34.4	34.8	35.3
34	25.7	26.1	26.5	26.9	27.3	27.7	28.1	28.5	28.9	29.3	29.7	30.2	30.6	31.0	31.5	31.9	32.3	32.8	33.2	33.6	34.0	34.5	34.9	35.4	35.8	36.3
35	26.5	26.9	27.3	27.7	28.1	28.5	29.0	29.4	29.8	30.2	30.6	31.1	31.5	32.0	32.4	32.9	33.3	33.7	34.2	34.6	35.0	35.5	35.9	36.4	36.8	37.3
36	27.3	27.7	28.1	28.6	29.0	29.4	29.8	30.3	30.7	31.1	31.6	32.0	32.5	32.9	33.4	33.8	34.3	34.7	35.1	35.6	36.0	36.5	36.9	37.4	37.8	38.3
37	28.2	28.6	29.1	29.5	29.9	30.3	30.8	31.2	31.7	32.1	32.6	33.0	33.5	33.9	34.4	34.8	35.3	35.7	36.1	36.6	37.0	37.5	37.9	38.4	38.8	39.3
38	29.1	29.6	30.0	30.4	30.9	31.3	31.7	32.2	32.7	33.1	33.5	34.0	34.5	34.9	35.4	35.8	36.3	36.7	37.1	37.6	38.0	38.5	38.9	39.3	39.8	40.2
39	30.1	30.5	31.0	31.4	31.8	32.3	32.7	33.2	33.6	34.1	34.5	35.0	35.5	35.9	36.4	36.8	37.3	37.7	38.1	38.6	39.0	39.4	39.9	40.3	40.8	41.2
40	31.1	31.5	31.9	32.4	32.8	33.2	33.7	34.2	34.6	35.1	35.5	36.0	36.5	36.9	37.4	37.8	38.3	38.7	39.1	39.6	40.0	40.4	40.9	41.3	41.7	42.2
41	32.0	32.5	32.9	33.4	33.8	34.2	34.7	35.2	35.6	36.1	36.6	37.0	37.5	37.9	38.4	38.8	39.3	39.7	40.1	40.6	41.0	41.4	41.9	42.3	42.7	43.1
42	33.0	33.5	33.9	34.4	34.8	35.2	35.7	36.2	36.6	37.1	37.6	38.0	38.5	38.9	39.4	39.8	40.3	40.7	41.1	41.6	42.0	42.4	42.9	43.3	43.7	44.1
43	34.0	34.4	34.9	35.3	35.8	36.2	36.7	37.2	37.6	38.1	38.5	39.0	39.5	39.9	40.4	40.8	41.3	41.7	42.1	42.6	43.0	43.4	43.8	44.3	44.7	45.1
44	35.0	35.5	35.9	36.4	36.8	37.2	37.7	38.2	38.6	39.1	39.5	40.0	40.5	40.9	41.4	41.8	42.3	42.7	43.1	43.6	44.0	44.4	44.8	45.2	45.7	46.1
45	36.0	36.5	36.9	37.4	37.8	38.2	38.7	39.2	39.6	40.1	40.5	41.0	41.5	41.9	42.4	42.8	43.3	43.7	44.1	44.6	45.0	45.4	45.8	46.2	46.6	47.0
46	37.0	37.5	37.9	38.4	38.8	39.3	39.7	40.2	40.6	41.1	41.5	42.0	42.5	42.9	43.4	43.8	44.3	44.7	45.1	45.6	46.0	46.4	46.8	47.2	47.6	48.0
47	38.1	38.5	39.0	39.4	39.8	40.3	40.7	41.2	41.6	42.1	42.5	43.0	43.5	43.9	44.4	44.8	45.3	45.7	46.1	46.6	47.0	47.4	47.8	48.2	48.6	49.0
48	39.2	39.6	40.1	40.5	41.0	41.4	41.8	42.3	42.7	43.2	43.6	44.0	44.5	45.0	45.4	45.8	46.3	46.7	47.2	47.6	48.0	48.4	48.8	49.2	49.6	50.0
49	40.3	40.8	41.2	41.7	42.1	42.5	43.0	43.4	43.8	44.3	44.7	45.1	45.6	46.0	46.5	46.9	47.3	47.7	48.2	48.6	49.0	49.4	49.8	50.2	50.6	50.9
50	41.5	41.9	42.4	42.8	43.2	43.7	44.1	44.5	44.9	45.4	4															

MTC RUMOR ABC

page 2 of 4 - Correction table for an alcoholometer calibrated at 20°C (under column corresponding to mixture temperature, find measured value of ethanol concentration in %abv and read the actual concentration in the left column of the same row)

Actual C (%abv) T (°C)	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25
51	42.6	43.1	43.5	44.0	44.4	44.8	45.2	45.6	46.1	46.5	46.9	47.3	47.7	48.1	48.6	49.0	49.4	49.8	50.2	50.6	51.0	51.4	51.8	52.2	52.5	52.9
52	43.8	44.2	44.7	45.1	45.5	45.9	46.4	46.8	47.2	47.6	48.0	48.4	48.8	49.2	49.6	50.0	50.4	50.8	51.2	51.6	52.0	52.4	52.8	53.1	53.5	53.9
53	44.9	45.4	45.8	46.2	46.6	47.1	47.5	47.9	48.3	48.6	49.0	49.4	49.9	50.3	50.7	51.1	51.5	51.9	52.2	52.6	53.0	53.4	53.8	54.1	54.5	54.9
54	46.1	46.5	46.9	47.3	47.7	48.1	48.5	48.9	49.3	49.7	50.1	50.5	50.9	51.3	51.7	52.1	52.5	52.9	53.2	53.6	54.0	54.4	54.7	55.1	55.5	55.8
55	47.2	47.6	48.0	48.4	48.8	49.2	49.6	50.0	50.4	50.8	51.1	51.5	51.9	52.3	52.7	53.1	53.5	53.9	54.2	54.6	55.0	55.4	55.7	56.1	56.4	56.8
56	48.3	48.7	49.1	49.5	49.9	50.3	50.7	51.1	51.4	51.8	52.2	52.6	53.0	53.3	53.7	54.1	54.5	54.9	55.3	55.6	56.0	56.4	56.7	57.1	57.4	57.8
57	49.4	49.8	50.2	50.6	51.0	51.4	51.8	52.1	52.5	52.8	53.2	53.6	54.0	54.4	54.7	55.1	55.5	55.9	56.3	56.6	57.0	57.4	57.7	58.1	58.4	58.7
58	50.5	50.9	51.3	51.7	52.1	52.5	52.8	53.2	53.5	53.9	54.2	54.6	55.0	55.4	55.8	56.1	56.5	56.9	57.3	57.6	58.0	58.3	58.7	59.0	59.4	59.7
59	51.7	52.1	52.4	52.8	53.2	53.6	53.9	54.3	54.6	55.0	55.3	55.7	56.1	56.4	56.8	57.2	57.5	57.9	58.3	58.6	59.0	59.3	59.7	60.0	60.4	60.7
60	52.8	53.2	53.6	53.9	54.3	54.7	55.0	55.4	55.7	56.1	56.4	56.8	57.1	57.5	57.9	58.2	58.6	58.9	59.3	59.6	60.0	60.3	60.7	61.0	61.4	61.7
61	53.9	54.3	54.7	55.1	55.4	55.8	56.1	56.5	56.8	57.1	57.4	57.8	58.2	58.5	58.9	59.3	59.6	60.0	60.3	60.7	61.0	61.3	61.7	62.0	62.4	62.7
62	55.1	55.4	55.8	56.2	56.5	56.9	57.2	57.5	57.9	58.2	58.5	58.9	59.2	59.6	59.9	60.3	60.6	61.0	61.3	61.7	62.0	62.3	62.7	63.0	63.4	63.7
63	56.2	56.5	56.9	57.2	57.6	57.9	58.3	58.6	58.9	59.2	59.5	59.9	60.3	60.6	61.0	61.3	61.7	62.0	62.3	62.7	63.0	63.3	63.7	64.0	64.3	64.7
64	57.2	57.6	57.9	58.3	58.6	59.0	59.3	59.6	59.9	60.3	60.6	60.9	61.3	61.6	62.0	62.3	62.7	63.0	63.3	63.7	64.0	64.3	64.7	65.0	65.3	65.7
65	58.2	58.6	58.9	59.3	59.6	60.0	60.3	60.6	61.0	61.3	61.6	62.0	62.3	62.7	63.0	63.3	63.7	64.0	64.3	64.7	65.0	65.3	65.7	66.0	66.3	66.7
66	59.3	59.6	60.0	60.3	60.7	61.0	61.3	61.7	62.0	62.3	62.6	63.0	63.3	63.7	64.0	64.3	64.7	65.0	65.3	65.7	66.0	66.3	66.7	67.0	67.4	67.7
67	60.3	60.6	61.0	61.3	61.7	62.0	62.3	62.7	63.0	63.3	63.7	64.0	64.3	64.7	65.0	65.3	65.7	66.0	66.3	66.7	67.0	67.3	67.7	68.0	68.4	68.7
68	61.3	61.6	62.0	62.3	62.7	63.0	63.3	63.7	64.0	64.3	64.7	65.0	65.3	65.7	66.0	66.3	66.7	67.0	67.3	67.7	68.0	68.3	68.7	69.0	69.4	69.7
69	62.3	62.7	63.0	63.3	63.7	64.0	64.4	64.7	65.0	65.4	65.7	66.0	66.4	66.7	67.0	67.4	67.7	68.0	68.3	68.7	69.0	69.3	69.7	70.0	70.4	70.7
70	63.3	63.7	64.0	64.4	64.7	65.0	65.4	65.7	66.0	66.4	66.7	67.0	67.4	67.7	68.0	68.4	68.7	69.0	69.3	69.7	70.0	70.3	70.7	71.0	71.4	71.7
71	64.3	64.7	65.0	65.4	65.7	66.0	66.4	66.7	67.0	67.4	67.7	68.0	68.4	68.7	69.0	69.4	69.7	70.0	70.3	70.7	71.0	71.3	71.7	72.0	72.4	72.7
72	65.4	65.7	66.0	66.4	66.7	67.0	67.4	67.7	68.0	68.4	68.7	69.0	69.4	69.7	70.0	70.4	70.7	71.0	71.3	71.7	72.0	72.3	72.7	73.0	73.4	73.7
73	66.4	66.7	67.0	67.4	67.7	68.0	68.4	68.7	69.0	69.4	69.7	70.0	70.3	70.7	71.0	71.3	71.7	72.0	72.3	72.7	73.0	73.3	73.7	74.0	74.4	74.7
74	67.3	67.7	68.0	68.4	68.7	69.0	69.4	69.7	70.0	70.3	70.7	71.0	71.3	71.7	72.0	72.3	72.7	73.0	73.3	73.7	74.0	74.3	74.7	75.0	75.4	75.7
75	68.3	68.7	69.0	69.4	69.7	70.0	70.4	70.7	71.0	71.3	71.7	72.0	72.3	72.7	73.0	73.3	73.7	74.0	74.3	74.7	75.0	75.4	75.7	76.0	76.4	76.7
76	69.3	69.7	70.0	70.4	70.7	71.0	71.4	71.7	72.0	72.3	72.7	73.0	73.3	73.7	74.0	74.3	74.7	75.0	75.3	75.7	76.0	76.4	76.7	77.1	77.4	77.7
77	70.3	70.7	71.0	71.4	71.7	72.0	72.4	72.7	73.0	73.3	73.7	74.0	74.3	74.7	75.0	75.3	75.7	76.0	76.3	76.7	77.0	77.4	77.7	78.1	78.4	78.7
78	71.3	71.7	72.0	72.3	72.7	73.0	73.3	73.7	74.0	74.3	74.6	75.0	75.3	75.7	76.0	76.3	76.7	77.0	77.3	77.7	78.0	78.3	78.7	79.0	79.4	79.7
79	72.3	72.7	73.0	73.3	73.7	74.0	74.3	74.7	75.0	75.3	75.6	76.0	76.3	76.7	77.0	77.3	77.7	78.0	78.3	78.7	79.0	79.3	79.7	80.0	80.4	80.7
80	73.3	73.7	74.0	74.3	74.7	75.0	75.4	75.7	76.0	76.3	76.6	77.0	77.3	77.7	78.0	78.3	78.7	79.0	79.3	79.7	80.0	80.3	80.7	81.0	81.3	81.7
81	74.3	74.7	75.0	75.4	75.7	76.0	76.4	76.7	77.0	77.3	77.6	78.0	78.3	78.7	79.0	79.3	79.7	80.0	80.3	80.7	81.0	81.3	81.7	82.0	82.3	82.6
82	75.4	75.7	76.1	76.4	76.7	77.1	77.4	77.7	78.0	78.3	78.7	79.0	79.3	79.7	80.0	80.3	80.7	81.0	81.3	81.7	82.0	82.3	82.7	83.0	83.3	83.6
83	76.4	76.8	77.1	77.4	77.8	78.1	78.4	78.8	79.1	79.4	79.7	80.0	80.4	80.7	81.0	81.4	81.7	82.0	82.4	82.7	83.0	83.4	83.7	84.0	84.3	84.6
84	77.5	77.8	78.2	78.5	78.8	79.2	79.5	79.8	80.1	80.4	80.7	81.1	81.4	81.7	82.1	82.4	82.7	83.0	83.4	83.7	84.0	84.4	84.7	85.0	85.3	85.6
85	78.6	78.9	79.3	79.6	79.9	80.2	80.6	80.9	81.2	81.5	81.8	82.1	82.4	82.8	83.1	83.4	83.7	84.1	84.4	84.7	85.0	85.3	85.6	85.9	86.2	86.5
86	79.7	80.0	80.4	80.7	81.0	81.4	81.7	82.0	82.3	82.6	82.8	83.2	83.5	83.8	84.1	84.5	84.8	85.1	85.4	85.7	86.0	86.3	86.6	86.9	87.1	87.4
87	80.9	81.2	81.5	81.8	82.2	82.5	82.8	83.1	83.4	83.7	83.9	84.3	84.6	84.9	85.2	85.5	85.8	86.1	86.4	86.7	87.0	87.3	87.6	87.8	88.1	88.4
88	82.1	82.4	82.7	83.0	83.3	83.7	83.9	84.2	84.5	84.8	85.1	85.4	85.7	86.0	86.3	86.6	86.9	87.2	87.4	87.7	88.0	88.3	88.5	88.8	89.1	89.3
89	83.3	83.6	83.9	84.2	84.5	84.8	85.1	85.4	85.6	85.9	86.2	86.5	86.8	87.1	87.4	87.6	87.9	88.2	88.5	88.7	89.0	89.3	89.5	89.8	90.0	90.3
90	84.5	84.8	85.1	85.4	85.7	86.0	86.3	86.5	86.8	87.1	87.3	87.6	87.9	88.2	88.4	88.7	89.0	89.2	89.5	89.8	90.0	90.3	90.5	90.8	91.0	91.2
91	85.7	86.0	86.3	86.6	86.9	87.2	87.4	87.7	88.0	88.2	88.4	88.7	89.0	89.3	89.5	89.8	90.0	90.3	90.5	90.8	91.0	91.2	91.5	91.7	91.9	92.2
92	87.0	87.3	87.6	87.8	88.1	88.4	88.6	88.9	89.1	89.4	89.6	89.8	90.1	90.4	90.6	90.9	91.1	91.3	91.6	91.8	92.0	92.2	92.4	92.7	92.9	93.1
93	88.2	88.5	88.8	89.1	89.3	89.6	89.8	90.0	90.3	90.5	90.7	91.0	91.2	91.4	91.7	91.9	92.1	92.4	92.6	92.8	93.0	93.2	93.4	93.6	93.8	94.1
94	89.5	89.7	90.0	90.2	90.5	90.7	91.0	91.2	91.4	91.6	91.8	92.1	92.3	92.5	92.7	93.0	93.2	93.4	93.6	93.8	94.0	94.2	94.4	94.6	94.8	95.0
95	90.7	90.9	91.2	91.4	91.6	91.9	92.1	92.3	92.5	92.7	92.9	93.1	93.3	93.6	93.8	94.0	94.2	94.4	94.6	94.8	95.0	95.2	95.4	95.6	95.8	96.0
96	91.8	92.1	92.3	92.5	92.7	93.0	93.2	93.4	93.6	93.8	93.9	94.2	94.4	94.6	94.8	95.0	95.2	95.4	95.6	95.8	96.0	96.2	96.4	96.6	96.8	97.0
97	92.9	93.1	93.3	93.6	93.8	94.0	94.2	94.4	94.6	94.8	94.9	95.2	95.4	95.6	95.8	96.0	96.2	96.4	96.6	96.8	97.0	97.2	97.4	97.6	97.9	98.1
98	93.9	94.1	94.3	94.5	94.7	94.9	95.1	95.3	95.5	95.7	95.9	96.1	96.3	96.5	96.7	96.9	97.1	97.3	97.5	97.8	98.0	98.2	98.4	98.7	99.0	99.2
99	94.7	94.9	95.1	95.3	95.5	95.7	95.9	96.1	96.3	96.5	96.7	96.9	97.1	97.3	97.5	97.9	98.0	98.2	98.5	98.7						

page 3 of 4 - Correction table for an alcoholometer calibrated at 20°C (under column corresponding to mixture temperature, find measured value of ethanol concentration in %abv and read the actual concentration in the left column of the same row)

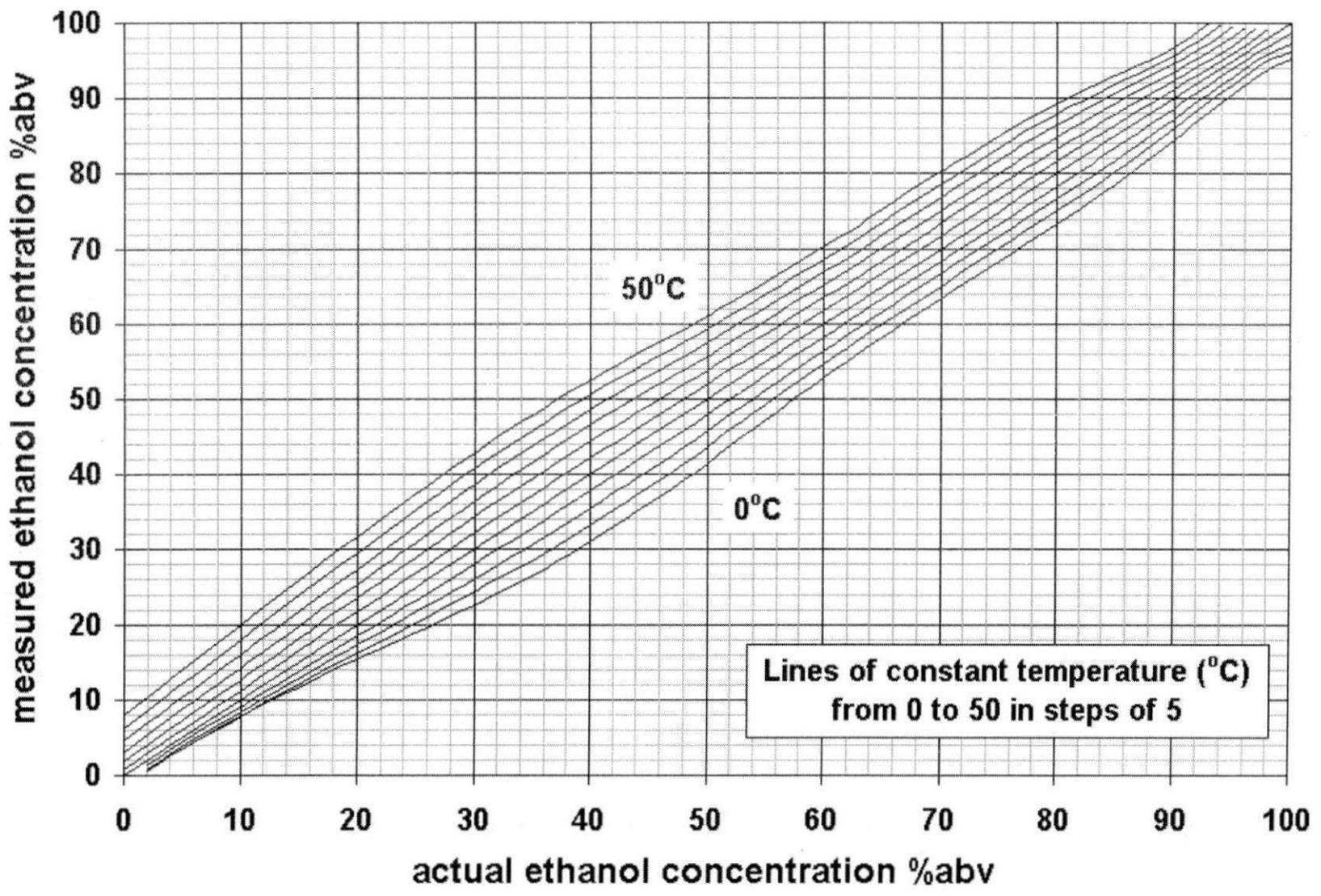
Actual C (%abv)T (°C)	26	27	28	29	30	31	32	33	34	35	36	37	38	39	40	41	42	43	44	45	46	47	48	49	50
0	1.1	1.3	1.5	1.7	1.9	2.1	2.4	2.6	2.8	3.1	3.4	3.7	4.0	4.3	4.6	4.9	5.2	5.6	5.9	6.2	6.5	6.9	7.2	7.6	7.9
1	2.1	2.3	2.5	2.8	3.0	3.2	3.5	3.7	4.0	4.2	4.5	4.8	5.1	5.4	5.7	6.1	6.4	6.8	7.1	7.4	7.8	8.1	8.5	8.8	9.2
2	3.1	3.4	3.6	3.8	4.1	4.3	4.6	4.8	5.1	5.4	5.7	6.0	6.3	6.6	6.9	7.3	7.6	8.0	8.3	8.7	9.0	9.4	9.7	10.1	10.4
3	4.2	4.4	4.7	4.9	5.1	5.4	5.7	5.9	6.2	6.5	6.8	7.1	7.4	7.7	8.0	8.4	8.8	9.1	9.5	9.8	10.2	10.5	10.9	11.3	11.6
4	5.2	5.5	5.7	6.0	6.2	6.5	6.8	7.0	7.3	7.6	7.9	8.2	8.5	8.9	9.2	9.5	9.9	10.3	10.6	11.0	11.3	11.7	12.1	12.4	12.8
5	6.2	6.5	6.7	7.0	7.3	7.5	7.8	8.1	8.4	8.7	9.0	9.3	9.6	10.0	10.3	10.6	11.0	11.4	11.8	12.1	12.5	12.9	13.2	13.6	14.0
6	7.3	7.5	7.8	8.1	8.3	8.6	8.9	9.2	9.5	9.8	10.1	10.4	10.7	11.0	11.4	11.7	12.1	12.5	12.9	13.2	13.6	14.0	14.4	14.7	15.1
7	8.3	8.6	8.8	9.1	9.4	9.7	10.0	10.3	10.6	10.9	11.2	11.5	11.9	12.2	12.5	12.9	13.3	13.7	14.0	14.4	14.8	15.2	15.6	15.9	16.3
8	9.4	9.6	9.9	10.2	10.5	10.8	11.1	11.4	11.7	12.0	12.3	12.7	13.0	13.3	13.7	14.1	14.5	14.9	15.2	15.6	16.0	16.4	16.8	17.2	17.6
9	10.4	10.7	11.0	11.3	11.5	11.8	12.2	12.5	12.8	13.1	13.4	13.8	14.1	14.5	14.8	15.2	15.6	16.0	16.4	16.8	17.2	17.6	18.0	18.4	18.8
10	11.5	11.8	12.0	12.3	12.6	12.9	13.2	13.5	13.9	14.2	14.5	14.9	15.3	15.6	16.0	16.4	16.8	17.2	17.6	18.0	18.4	18.8	19.2	19.6	20.0
11	12.5	12.8	13.1	13.4	13.7	14.0	14.3	14.6	14.9	15.3	15.6	16.0	16.4	16.8	17.1	17.5	18.0	18.4	18.8	19.2	19.6	20.0	20.4	20.8	21.2
12	13.6	13.9	14.1	14.4	14.7	15.0	15.4	15.7	16.0	16.3	16.7	17.1	17.5	17.9	18.3	18.7	19.1	19.5	19.9	20.3	20.7	21.2	21.6	22.0	22.4
13	14.6	14.9	15.2	15.5	15.8	16.2	16.5	16.8	17.1	17.5	17.9	18.2	18.6	19.0	19.4	19.8	20.2	20.7	21.1	21.5	21.9	22.3	22.7	23.2	23.6
14	15.7	16.0	16.3	16.6	17.0	17.3	17.6	18.0	18.3	18.6	19.0	19.4	19.8	20.2	20.6	21.0	21.4	21.8	22.3	22.7	23.1	23.5	23.9	24.4	24.8
15	16.8	17.1	17.4	17.8	18.1	18.4	18.8	19.1	19.4	19.8	20.1	20.5	20.9	21.3	21.7	22.1	22.6	23.0	23.4	23.9	24.3	24.7	25.1	25.5	26.0
16	17.9	18.2	18.5	18.9	19.2	19.6	19.9	20.2	20.6	20.9	21.3	21.7	22.1	22.4	22.8	23.3	23.7	24.1	24.6	25.0	25.4	25.9	26.3	26.7	27.1
17	18.9	19.3	19.6	20.0	20.3	20.7	21.0	21.4	21.7	22.0	22.4	22.8	23.2	23.6	24.0	24.4	24.8	25.3	25.7	26.2	26.6	27.0	27.4	27.9	28.3
18	20.0	20.4	20.7	21.1	21.4	21.8	22.1	22.5	22.8	23.2	23.5	23.9	24.3	24.7	25.1	25.5	26.0	26.4	26.9	27.3	27.7	28.2	28.6	29.0	29.4
19	21.1	21.4	21.8	22.2	22.5	22.9	23.2	23.6	23.9	24.3	24.7	25.1	25.4	25.8	26.2	26.7	27.1	27.6	28.0	28.4	28.9	29.3	29.7	30.2	30.6
20	22.1	22.5	22.9	23.2	23.6	24.0	24.3	24.7	25.0	25.4	25.8	26.2	26.6	27.0	27.3	27.8	28.2	28.7	29.1	29.6	30.0	30.4	30.8	31.3	31.7
21	23.1	23.5	23.9	24.3	24.7	25.1	25.4	25.8	26.2	26.5	26.9	27.3	27.7	28.1	28.5	29.0	29.4	29.9	30.3	30.8	31.2	31.6	32.1	32.5	32.9
22	24.2	24.6	25.0	25.4	25.7	26.1	26.5	26.9	27.3	27.7	28.1	28.5	28.9	29.3	29.7	30.1	30.6	31.0	31.5	31.9	32.3	32.8	33.2	33.6	34.0
23	25.2	25.6	26.0	26.4	26.8	27.2	27.6	28.0	28.4	28.8	29.2	29.6	30.0	30.4	30.8	31.2	31.7	32.1	32.6	33.0	33.5	33.9	34.3	34.7	35.2
24	26.2	26.6	27.0	27.5	27.8	28.3	28.7	29.1	29.5	29.9	30.3	30.7	31.1	31.5	31.9	32.4	32.8	33.3	33.7	34.1	34.6	35.0	35.4	35.9	36.3
25	27.3	27.7	28.1	28.5	28.9	29.3	29.8	30.2	30.6	31.0	31.4	31.8	32.2	32.6	33.0	33.5	34.0	34.4	34.8	35.3	35.7	36.1	36.6	37.0	37.4
26	28.4	28.8	29.2	29.6	30.0	30.5	30.9	31.3	31.7	32.1	32.5	32.9	33.4	33.8	34.2	34.7	35.1	35.5	36.0	36.4	36.9	37.3	37.7	38.1	38.5
27	29.5	29.9	30.3	30.7	31.1	31.6	32.0	32.4	32.8	33.2	33.6	34.1	34.5	34.9	35.3	35.8	36.2	36.7	37.1	37.5	38.0	38.4	38.8	39.2	39.6
28	30.6	31.0	31.4	31.8	32.2	32.6	33.1	33.5	33.9	34.3	34.7	35.2	35.6	36.0	36.5	36.9	37.4	37.8	38.2	38.7	39.1	39.5	39.9	40.3	40.7
29	31.6	32.1	32.5	32.9	33.3	33.7	34.1	34.5	34.9	35.3	35.8	36.2	36.7	37.1	37.6	38.0	38.5	38.9	39.3	39.8	40.2	40.6	41.0	41.4	41.8
30	32.7	33.1	33.6	34.0	34.4	34.8	35.2	35.6	36.0	36.4	36.9	37.3	37.8	38.2	38.7	39.1	39.6	40.0	40.4	40.8	41.3	41.7	42.1	42.5	42.9
31	33.7	34.2	34.6	35.0	35.5	35.9	36.3	36.7	37.1	37.5	37.9	38.4	38.8	39.3	39.7	40.2	40.6	41.0	41.5	41.9	42.3	42.7	43.1	43.5	43.9
32	34.7	35.2	35.6	36.0	36.5	36.9	37.3	37.7	38.1	38.5	39.0	39.4	39.9	40.3	40.8	41.2	41.6	42.1	42.5	42.9	43.3	43.7	44.1	44.5	44.9
33	35.7	36.2	36.6	37.1	37.5	37.9	38.3	38.8	39.2	39.6	40.0	40.5	40.9	41.3	41.8	42.2	42.6	43.1	43.5	43.9	44.3	44.7	45.1	45.5	45.9
34	36.7	37.2	37.6	38.1	38.5	38.9	39.4	39.8	40.2	40.6	41.1	41.5	41.9	42.3	42.8	43.2	43.6	44.1	44.5	44.9	45.3	45.7	46.1	46.5	46.9
35	37.7	38.2	38.6	39.1	39.5	39.9	40.4	40.8	41.2	41.6	42.1	42.5	42.9	43.3	43.7	44.2	44.6	45.0	45.5	45.9	46.3	46.7	47.1	47.5	47.9
36	38.7	39.2	39.6	40.1	40.5	40.9	41.4	41.8	42.2	42.7	43.1	43.5	43.9	44.3	44.7	45.2	45.6	46.0	46.4	46.9	47.3	47.7	48.1	48.5	48.9
37	39.7	40.2	40.6	41.0	41.5	41.9	42.4	42.8	43.2	43.7	44.1	44.5	44.9	45.3	45.7	46.1	46.6	47.0	47.4	47.8	48.2	48.6	49.0	49.4	49.8
38	40.7	41.1	41.6	42.0	42.5	42.9	43.3	43.8	44.2	44.6	45.1	45.5	45.9	46.3	46.7	47.1	47.5	47.9	48.3	48.7	49.1	49.5	49.9	50.3	50.7
39	41.7	42.1	42.5	43.0	43.4	43.9	44.3	44.7	45.2	45.6	46.0	46.4	46.8	47.2	47.6	48.0	48.4	48.9	49.3	49.7	50.1	50.4	50.8	51.2	51.6
40	42.6	43.1	43.5	44.0	44.4	44.8	45.3	45.7	46.1	46.6	47.0	47.4	47.8	48.2	48.6	49.0	49.4	49.8	50.2	50.6	51.0	51.4	51.7	52.1	52.5
41	43.6	44.0	44.5	44.9	45.3	45.8	46.2	46.7	47.1	47.5	47.9	48.3	48.7	49.1	49.5	49.9	50.3	50.7	51.1	51.5	51.9	52.3	52.6	53.0	53.4
42	44.6	45.0	45.4	45.9	46.3	46.8	47.2	47.6	48.1	48.5	48.9	49.3	49.7	50.1	50.4	50.8	51.2	51.6	52.0	52.4	52.8	53.2	53.5	53.9	54.3
43	45.5	46.0	46.4	46.8	47.2	47.7	48.1	48.5	49.0	49.4	49.8	50.2	50.5	50.9	51.3	51.7	52.1	52.5	52.9	53.3	53.7	54.1	54.4	54.8	55.1
44	46.5	46.9	47.3	47.8	48.2	48.6	49.0	49.4	49.8	50.2	50.6	51.0	51.4	51.8	52.2	52.5	52.9	53.3	53.7	54.1	54.4	54.8	55.2	55.5	55.9
45	47.4	47.9	48.3	48.7	49.1	49.5	49.9	50.3	50.7	51.1	51.5	51.9	52.3	52.6	53.0	53.4	53.8	54.2	54.5	54.9	55.3	55.6	56.0	56.4	56.7
46	48.4	48.8	49.2	49.6	50.0	50.4	50.8	51.2	51.6	52.0	52.4	52.8	53.1	53.5	53.9	54.3	54.6	55.0	55.4	55.8	56.1	56.5	56.8	57.2	57.5
47	49.4	49.8	50.2	50.6	50.9	51.3	51.7	52.1	52.5	52.9	53.3	53.7	54.0	54.4	54.8	55.1	55.5	55.9	56.2	56.6	57.0	57.3	57.7	58.0	58.4
48	50.4	50.7	51.1	51.5	51.9	52.3	52.7	53.1	53.4	53.8	54.2	54.6	54.9	55.3	55.6	56.0	56.4	56.8	57.1	57.5	57.8	58.2	58.5	58.9	59.2
49	51.3	51.7	52.1	52.5	52.9	53.2	53.6	54.0	54.4	54.7	55.1	55.5	55.8	56.2	56.6	56.9	57.3	57.7	58.0	58.4	58.7	59.1	59.4	59.8	60.1
50	52.3	52.7	53.1	53.5	53.8	54.2	54.6	54.9	55.3	55.7	56.0	56.4	56.8	57.1	57.5	57.8	58.2	58.6	58.9	59.3	59.6	60.0	60.3	60.7	61.0

page 4 of 4 - Correction table for an alcoholometer calibrated at 20°C (under column corresponding to mixture temperature, find measured value of ethanol concentration in %abv and read the actual concentration in the left column of the same row)

Actual C (%abv)T (°C)	26	27	28	29	30	31	32	33	34	35	36	37	38	39	40	41	42	43	44	45	46	47	48	49	50
51	53.3	53.7	54.1	54.4	54.8	55.2	55.5	55.9	56.3	56.6	57.0	57.3	57.7	58.1	58.4	58.8	59.1	59.5	59.8	60.2	60.5	60.9	61.2	61.6	61.9
52	54.3	54.7	55.0	55.4	55.8	56.1	56.5	56.8	57.2	57.5	57.9	58.3	58.6	59.0	59.3	59.7	60.1	60.4	60.8	61.1	61.4	61.8	62.1	62.5	62.8
53	55.3	55.6	56.0	56.4	56.7	57.1	57.4	57.8	58.1	58.5	58.9	59.2	59.6	59.9	60.3	60.6	61.0	61.3	61.7	62.0	62.4	62.7	63.0	63.4	63.7
54	56.2	56.6	57.0	57.3	57.7	58.0	58.4	58.7	59.1	59.4	59.8	60.1	60.5	60.9	61.2	61.6	61.9	62.2	62.6	62.9	63.3	63.6	63.9	64.3	64.6
55	57.2	57.5	57.9	58.3	58.6	59.0	59.3	59.7	60.0	60.4	60.7	61.1	61.4	61.8	62.1	62.5	62.8	63.2	63.5	63.8	64.2	64.5	64.9	65.2	65.5
56	58.1	58.5	58.9	59.2	59.6	60.0	60.3	60.6	61.0	61.3	61.7	62.0	62.4	62.7	63.1	63.4	63.8	64.1	64.4	64.8	65.1	65.5	65.8	66.1	66.5
57	59.1	59.5	59.8	60.2	60.6	60.9	61.3	61.6	62.0	62.3	62.6	63.0	63.3	63.7	64.0	64.4	64.7	65.1	65.4	65.7	66.1	66.4	66.7	67.1	67.4
58	60.1	60.5	60.8	61.2	61.5	61.9	62.2	62.6	62.9	63.3	63.6	64.0	64.3	64.6	65.0	65.3	65.7	66.0	66.3	66.7	67.0	67.4	67.7	68.0	68.4
59	61.1	61.4	61.8	62.1	62.5	62.8	63.2	63.5	63.9	64.2	64.6	64.9	65.2	65.6	65.9	66.3	66.6	66.9	67.3	67.6	68.0	68.3	68.6	69.0	69.3
60	62.1	62.4	62.8	63.1	63.4	63.8	64.1	64.5	64.8	65.2	65.5	65.9	66.2	66.5	66.9	67.2	67.5	67.9	68.2	68.6	68.9	69.2	69.6	69.9	70.3
61	63.0	63.4	63.7	64.1	64.4	64.8	65.1	65.5	65.8	66.2	66.5	66.8	67.2	67.5	67.8	68.2	68.5	68.9	69.2	69.5	69.9	70.2	70.5	70.9	71.2
62	64.0	64.4	64.7	65.0	65.4	65.7	66.1	66.4	66.8	67.1	67.5	67.8	68.1	68.5	68.8	69.1	69.5	69.8	70.2	70.5	70.8	71.2	71.5	71.9	72.2
63	65.0	65.4	65.7	66.0	66.4	66.7	67.1	67.4	67.8	68.1	68.5	68.8	69.1	69.4	69.8	70.1	70.5	70.8	71.1	71.5	71.8	72.2	72.5	72.8	73.2
64	66.0	66.4	66.7	67.0	67.4	67.7	68.1	68.4	68.8	69.1	69.5	69.8	70.1	70.5	70.8	71.1	71.5	71.8	72.2	72.5	72.9	73.2	73.6	73.9	74.2
65	67.0	67.4	67.7	68.0	68.4	68.7	69.1	69.4	69.8	70.1	70.5	70.8	71.1	71.5	71.8	72.2	72.5	72.9	73.2	73.6	73.9	74.3	74.6	75.0	75.3
66	68.0	68.4	68.7	69.0	69.4	69.7	70.1	70.4	70.8	71.1	71.5	71.8	72.2	72.5	72.8	73.2	73.6	73.9	74.3	74.6	75.0	75.3	75.7	76.0	76.4
67	69.0	69.4	69.7	70.1	70.4	70.7	71.1	71.4	71.8	72.1	72.5	72.8	73.2	73.5	73.9	74.2	74.6	75.0	75.3	75.7	76.0	76.4	76.7	77.1	77.4
68	70.0	70.4	70.7	71.1	71.4	71.8	72.1	72.4	72.8	73.1	73.5	73.8	74.2	74.5	74.9	75.3	75.6	76.0	76.3	76.7	77.0	77.4	77.8	78.1	78.4
69	71.0	71.4	71.7	72.1	72.4	72.8	73.1	73.4	73.8	74.1	74.5	74.8	75.2	75.5	75.9	76.2	76.6	77.0	77.3	77.7	78.0	78.4	78.7	79.0	79.4
70	72.1	72.4	72.7	73.1	73.4	73.8	74.1	74.4	74.8	75.1	75.5	75.8	76.2	76.5	76.9	77.2	77.6	77.9	78.3	78.6	79.0	79.3	79.6	80.0	80.3
71	73.1	73.4	73.7	74.1	74.4	74.8	75.1	75.4	75.8	76.1	76.5	76.8	77.2	77.5	77.8	78.2	78.5	78.9	79.2	79.6	79.9	80.2	80.6	80.9	81.3
72	74.1	74.4	74.7	75.1	75.4	75.8	76.1	76.4	76.8	77.1	77.5	77.8	78.1	78.5	78.8	79.2	79.5	79.8	80.2	80.5	80.9	81.2	81.5	81.8	82.2
73	75.1	75.4	75.7	76.1	76.4	76.8	77.1	77.4	77.8	78.1	78.5	78.8	79.1	79.5	79.8	80.2	80.5	80.8	81.2	81.5	81.8	82.2	82.5	82.8	83.1
74	76.1	76.4	76.7	77.1	77.4	77.8	78.1	78.4	78.8	79.1	79.5	79.8	80.2	80.5	80.8	81.2	81.5	81.8	82.2	82.5	82.8	83.2	83.5	83.8	84.1
75	77.1	77.4	77.7	78.1	78.4	78.8	79.1	79.4	79.8	80.1	80.5	80.8	81.2	81.5	81.8	82.2	82.5	82.8	83.2	83.5	83.8	84.1	84.4	84.8	85.1
76	78.1	78.4	78.7	79.1	79.4	79.7	80.1	80.4	80.8	81.1	81.4	81.8	82.1	82.5	82.8	83.1	83.5	83.8	84.1	84.4	84.8	85.1	85.4	85.7	86.0
77	79.1	79.4	79.7	80.1	80.4	80.7	81.1	81.4	81.7	82.1	82.4	82.8	83.1	83.4	83.8	84.1	84.4	84.8	85.1	85.4	85.7	86.0	86.3	86.6	86.9
78	80.1	80.4	80.7	81.0	81.4	81.7	82.0	82.4	82.7	83.0	83.4	83.7	84.0	84.4	84.7	85.0	85.3	85.6	86.0	86.3	86.6	86.9	87.2	87.5	87.7
79	81.0	81.4	81.7	82.0	82.3	82.6	83.0	83.3	83.6	84.0	84.3	84.6	84.9	85.3	85.6	85.9	86.2	86.5	86.8	87.1	87.4	87.7	88.0	88.3	88.5
80	82.0	82.3	82.6	83.0	83.3	83.6	83.9	84.2	84.6	84.9	85.2	85.5	85.8	86.1	86.4	86.7	87.0	87.3	87.6	87.9	88.2	88.5	88.8	89.1	89.3
81	83.0	83.3	83.6	83.9	84.2	84.5	84.9	85.2	85.5	85.8	86.1	86.4	86.7	87.0	87.3	87.6	87.9	88.2	88.5	88.8	89.0	89.3	89.6	89.8	90.1
82	83.9	84.2	84.5	84.8	85.1	85.5	85.8	86.1	86.4	86.7	87.0	87.3	87.6	87.9	88.2	88.4	88.7	89.0	89.3	89.5	89.8	90.1	90.3	90.6	90.8
83	84.9	85.2	85.5	85.8	86.1	86.4	86.7	87.0	87.3	87.6	87.9	88.1	88.4	88.7	89.0	89.2	89.5	89.8	90.0	90.3	90.6	90.8	91.1	91.3	91.5
84	85.8	86.1	86.4	86.7	87.0	87.3	87.6	87.9	88.2	88.4	88.7	89.0	89.3	89.5	89.8	90.0	90.3	90.6	90.8	91.1	91.3	91.5	91.8	92.0	92.2
85	86.8	87.0	87.3	87.6	87.9	88.2	88.5	88.7	89.0	89.3	89.6	89.8	90.1	90.3	90.6	90.8	91.1	91.3	91.6	91.8	92.0	92.3	92.5	92.7	92.9
86	87.7	88.0	88.3	88.5	88.8	89.1	89.3	89.6	89.9	90.1	90.4	90.6	90.9	91.1	91.4	91.6	91.8	92.1	92.3	92.5	92.8	93.0	93.2	93.4	93.6
87	88.6	88.9	89.2	89.4	89.7	90.0	90.2	90.5	90.7	91.0	91.2	91.5	91.7	91.9	92.2	92.4	92.6	92.9	93.1	93.3	93.5	93.7	94.0	94.2	94.4
88	89.6	89.8	90.1	90.3	90.6	90.8	91.1	91.3	91.6	91.8	92.1	92.3	92.5	92.7	93.0	93.2	93.4	93.6	93.8	94.1	94.3	94.5	94.7	94.9	95.1
89	90.5	90.8	91.0	91.2	91.5	91.7	92.0	92.2	92.4	92.7	92.9	93.1	93.3	93.6	93.8	94.0	94.2	94.4	94.6	94.8	95.1	95.3	95.5	95.7	95.9
90	91.4	91.7	91.9	92.1	92.4	92.6	92.8	93.1	93.3	93.5	93.7	93.9	94.2	94.4	94.6	94.8	95.0	95.2	95.4	95.7	95.9	96.1	96.3	96.5	96.8
91	92.4	92.6	92.8	93.1	93.3	93.5	93.7	93.9	94.1	94.4	94.6	94.8	95.0	95.2	95.4	95.6	95.9	96.1	96.3	96.5	96.8	97.0	97.2	97.4	97.7
92	93.3	93.5	93.8	94.0	94.2	94.4	94.6	94.8	95.0	95.2	95.5	95.7	95.9	96.1	96.3	96.6	96.8	97.0	97.2	97.5	97.7	98.0	98.2	98.5	98.7
93	94.3	94.5	94.7	94.9	95.1	95.3	95.5	95.8	96.0	96.2	96.4	96.6	96.8	97.1	97.3	97.5	97.8	98.0	98.3	98.6	98.8	99.1	99.4	99.7	100.0
94	95.2	95.4	95.7	95.9	96.1	96.3	96.5	96.7	96.9	97.2	97.4	97.6	97.9	98.1	98.4	98.6	98.9	99.2	99.5	99.8					
95	96.2	96.4	96.7	96.9	97.1	97.3	97.5	97.8	98.0	98.3	98.5	98.8	99.0	99.3	99.6	99.9									
96	97.3	97.5	97.7	97.9	98.2	98.4	98.7	98.9	99.2	99.5	99.7	100.0													
97	98.3	98.6	98.8	99.1	99.4	99.6	99.9																		
98	99.5	99.8																							
99																									
100																									

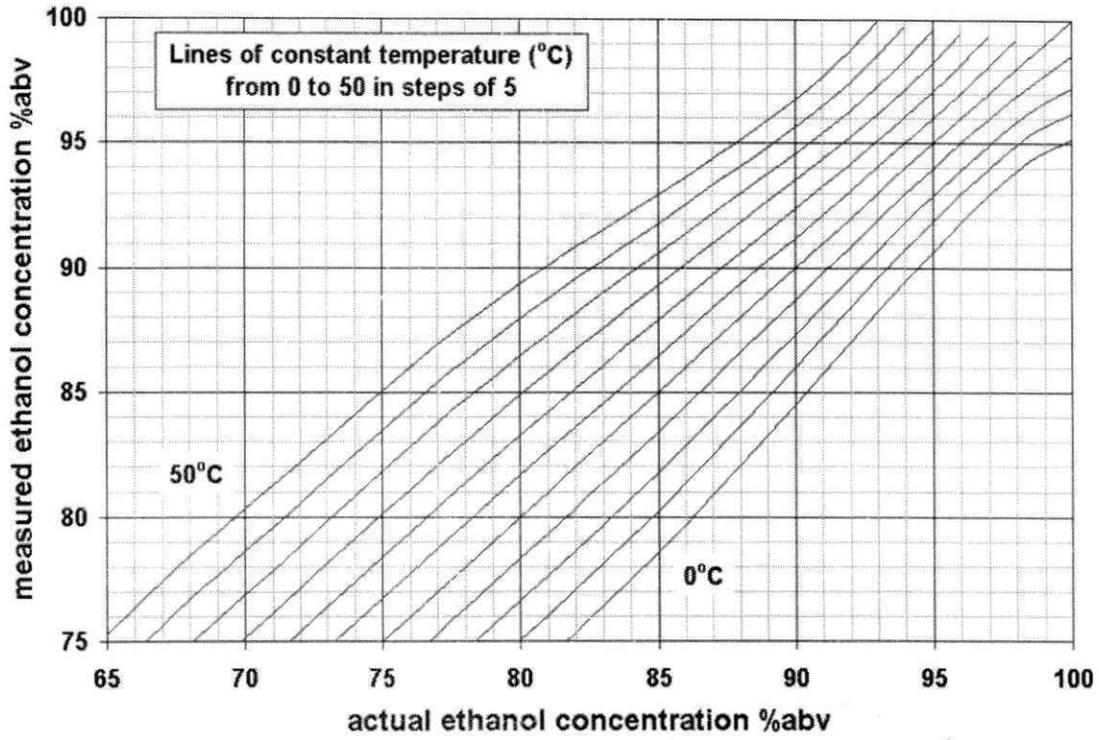
Correction Table for an Alcoholometer Calibrated at 20°C

Graphical Representation of the Correction Table (0 to 100%abv)

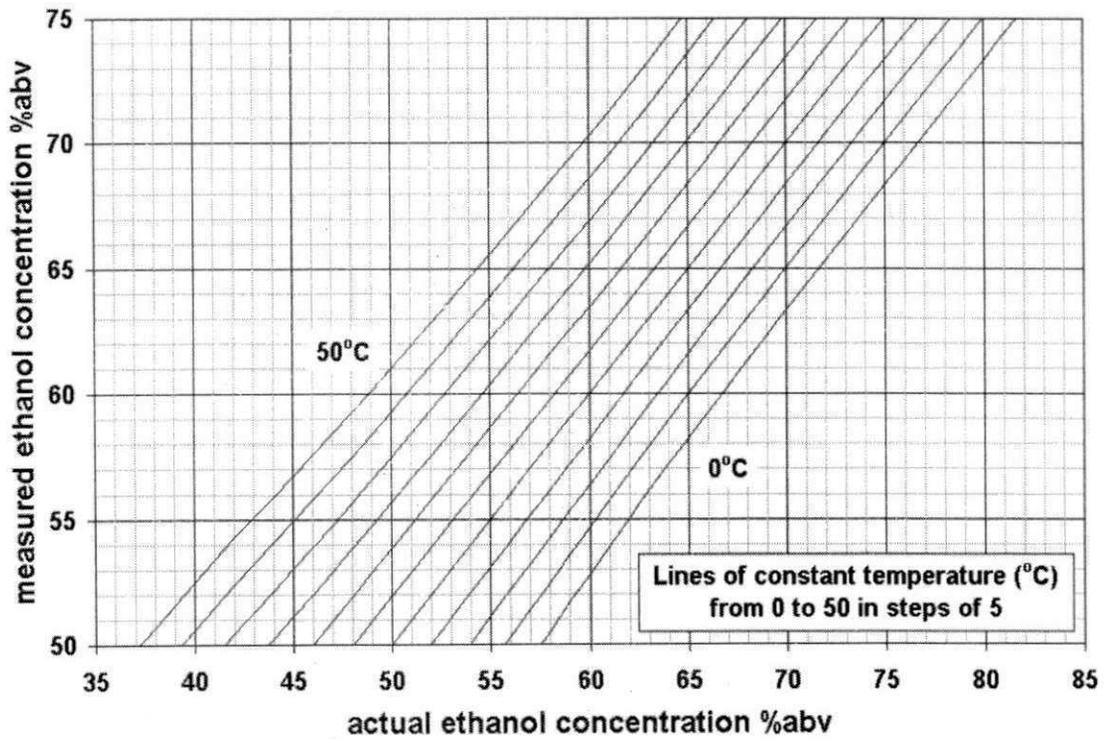


Correction Table for an Alcoholometer Calibrated at 20°C

Graphical Representation of the Correction Table (75 to 100%abv)

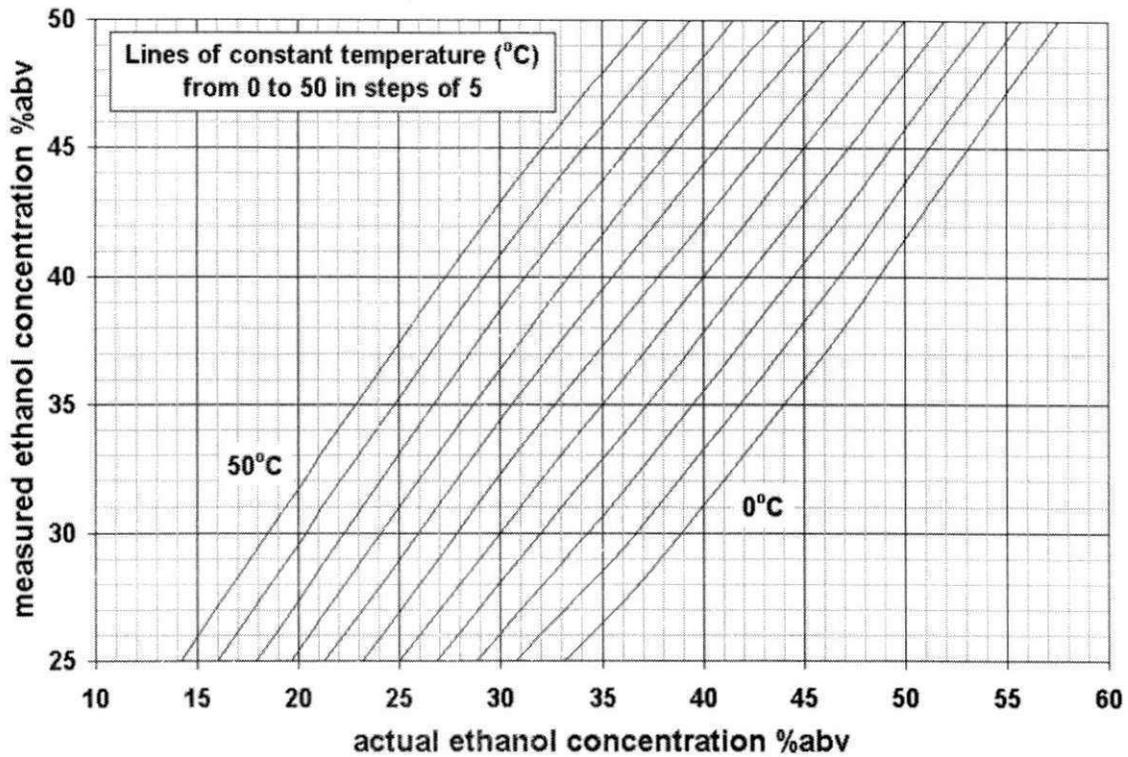


Graphical Representation of the Correction Table (50 to 75%abv)



Correction Table for an Alcoholometer Calibrated at 20°C

Graphical Representation of the Correction Table (25 to 50%abv)



Graphical Representation of the Correction Table (0 to 25%abv)

