

UNIVERSIDADE DE UBERABA
FELIPE ALVES DOS SANTOS

**CÁLCULO DA EFICIÊNCIA DE COLUNA DE DESTILAÇÃO NA FABRICAÇÃO
DE ETANOL**

UBERABA-MG
2017

FELIPE ALVES DOS SANTOS

**CÁLCULO DA EFICIÊNCIA DE COLUNA DE DESTILAÇÃO NA FABRICAÇÃO
DE ETANOL**

Trabalho de conclusão de curso apresentado ao curso de Engenharia Química da Universidade de Uberaba como requisito para obtenção do título de bacharel em Engenharia Química.

Orientador: Prof. Dr. José Roberto Delalibera Finzer

UBERABA-MG
2017

FELIPE ALVES DOS SANTOS

**CÁLCULO DA EFICIÊNCIA DE COLUNA DE DESTILAÇÃO NA FABRICAÇÃO
DE ETANOL**

Trabalho de conclusão de curso apresentado ao curso de Engenharia Química da Universidade de Uberaba como requisito para obtenção do título de bacharel em Engenharia Química.

Área concentração: 3.06.02.03-3 Operações de Separação e Mistura

Trabalho de conclusão de curso defendido e aprovado em _____ de _____ 2017,
pela Banca Examinadora constituída pelos professores:

Prof. Dr. José Roberto Delalibera Finzer – Orientador
Universidade de Uberaba

Prof.
Universidade de Uberaba

Prof.
Universidade de Uberaba

UBERABA-MG
2017

“Que os vossos esforços desafiem as impossibilidades, lembrai-vos de que as grandes coisas do homem foram conquistadas do que parecia impossível.”

(Charles Chaplin)

Dedico este trabalho a Deus por ter me dado capacidade e sabedoria para que pudesse chegar até este momento. A minha família por sempre me compreender e me ajudar nesta caminhada.

AGRADECIMENTOS

Agradeço primeiramente a Deus, pois ele é o principal motivo para que eu pudesse chegar a esse momento.

Agradeço aos meus pais pela dedicação, exemplo, por sempre estar ao meu lado me dando todo apoio que necessitei.

A todos os meus familiares e amigos que souberam entender minha ausência, pelas palavras ditas nos momentos certos.

Ao meu orientador Prof. Dr. José Roberto Delalibera Finzer pela dedicação de seu tempo, pela total atenção e prontidão para estar sempre me ajudando.

RESUMO

Com o grande consumo de etanol no mundo tem-se a necessidade de estudos que aprimorem e maximizem a produção de etanol. A matéria-prima mais usada para a obtenção de etanol é a cana-de-açúcar, onde através de um processo fermentativo ocorre a formação do etanol, sendo assim necessário um processo de destilação, que são usados pelas usinas para a obtenção do etanol puro. Este trabalho tem por objetivo a determinação do número de etapas ideais de uma coluna de destilação de etanol hidratado através do método de Ponchon-Savarit com a utilização do diagrama Entalpia-Concentração, e a determinação da Eficiência de Murphree. A coluna em estudo pertence a uma destilaria com capacidade de produção de etanol hidratado de 800.000 litros/dia. Esta destilaria é composta por cinco colunas: a coluna “A”, “A1”, “D”, “B” e “B1”. A coluna “A”, recebe o produto de fundo proveniente da coluna de epuração “A1”, este produto que já está livre dos componentes mais voláteis que foram enviados para a coluna “D” entra na coluna “A” até que seu teor alcoólico atinja aproximadamente 50°GL, este produto é denominado flegma. Logo em seguida o flegma é enviado para a coluna B/B1, onde sofrerá purificação até que o seu teor alcoólico atenda as especificações.

Palavras chave: Destilação, Etanol hidratado, Ponchon-Savavit, Eficiência de Murprhee.

ABSTRACT

With the great consumption of ethanol in the world there is a need for studies that improve and maximize the production of ethanol. The most used raw material to obtain ethanol is sugarcane, where through a fermentation process the formation of ethanol occurs, so a distillation process is necessary, which are used by plants that produce ethanol to obtain pure ethanol. This work aims to determine the number of ideal stages of a hydrous ethanol distillation column using the Ponchon-Savarit method using the Enthalpy-Concentration diagram, and the determination of Murphree Efficiency. The column under study belongs to a distillery with hydrous ethanol production capacity of 800,000 liters / day. This distillery is composed of five columns: the column "A", "A1", "D", "B" and "B1". Column "A" receives the background product from the "A1" epoxide column, this product which is already free of the most volatile components that have been sent to column "D" enters column "A" until its alcohol content is approximately 50 °GL, this product is called phlegm. Soon after the phlegm is sent to the column B / B1, where it will be purified until its alcohol content meets the specifications.

Keywords: Distillation, ethanol hydrated, Poncho-Savarit, Murphree Efficiency.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 - Coluna equipada com pratos ou bandejas valvuladas e fluxo cruzado.....	8
Figura 2 - Etapa de epuração.....	10
Figura 3 - Etapa de retificação.....	11
Figura 4 - Diagrama Entalpia-Composição para o sistema etanol-água.....	17
Figura 5 - Balanço de massa e energia em uma coluna de destilação..	19
Figura 6 - Construção de Ponchon-Savarit.	20
Figura 7 - Representação gráfica do trabalho de uma coluna de esgotamento, em um diagrama de entalpia-concentração (Sistema álcool etílico-água, a 1atm).	23
Figura 8 - Trabalho das colunas de fracionamento que utilizam vapor (direto ou indireto) para um perda de fundo igual, representado sobre o diagrama entalpia-concentração (sistema álcool etílico-água, a 1 atm).	26
Figura 9 - Representação das correntes da coluna A1/A	27
Figura 10 - Representação das correntes da Coluna A	30
Figura 11 - Distância entre alimentação da coluna e o vapor.	31
Figura 12 - Determinação do número de etapas ideais.	33
Figura 13 - Contato entra as fases no estagio n.	35
Figura 14 - Construção da Linha de Equilíbrio Efetiva.	35
Figura 15 - Construção dos estágios reais.....	37
Figura 16 - Construção dos estágios reais ampliado (eixo x – 0 a 0,05 e eixo y – 0 a 1,1).	38
Figura 17 - Construção dos estágios reais ampliado (eixo x – 0 a 0,01 e eixo y – 0 a 0,025).	39

SUMÁRIO

1 INTRODUÇÃO	1
2 FERMENTAÇÃO ALCOÓLICA	3
2.1 CENTRIFUGAÇÃO.....	5
3 DESTILAÇÃO	7
3.1 COLUNA A/A1 – EPURAÇÃO	9
3.2 COLUNA B/B1 – RETIFICAÇÃO.....	10
3.3 DESIDRATAÇÃO DO ÁLCOOL.....	11
4 MATERIAL E MÉTODOS	14
4.1 DADOS DE PROJETO PARA COLUNA	14
4.1.1 COLUNA DE ESGOTAMENTO E EPURAÇÃO DE VINHO “A”	14
4.1.2 COLUNA DE ESGOTAMENTO E EPURAÇÃO DE VINHO “A1”	14
4.2 DADOS OPERACIONAIS.....	14
4.2.1 ALIMENTAÇÃO DE VINHO COLUNA “A1”	15
4.2.2 ALIMENTAÇÃO DE VINHO COLUNA “A”	15
5 DIAGRAMA ENTALPIA-CONCENTRAÇÃO	17
5.1 MÉTODO DE PONCHON-SAVARIT	18

5.2 ESTUDO DE CASO.....	20
5.2.1 ESTUDO DE CASO 1	20
5.2.2 ESTUDO DE CASO 2	24
6 RESULTADOS E DISCUSSÃO	27
6.1 BALANÇO DE MASSA PARA O ETANOL NA COLUNA A1	28
6.2 BALANÇO DE MASSA PARA O ETANOL NA COLUNA A.....	28
7 DETERMINAÇÃO DO NÚMERO DE ETAPAS IDEAIS PARA A COLUNA A	30
8 EFICIÊNCIA GLOBAL DA COLUNA A	34
9 EFICIÊNCIA DE MURPHREE.....	35
10 CONCLUSÃO.....	41
REFERÊNCIAS.....	42
ANEXOS	45

1 INTRODUÇÃO

O Brasil mostra experiência de décadas na produção do biocombustível etanol extraído da cana-de-açúcar. Depois da primeira crise do preço do petróleo em 1973/1974, foi iniciado no Brasil, em 1975, o Programa Pró-Álcool para diminuir a dependência das importações do petróleo (anos 1970: >80% da demanda; até 47% do valor da importação total do Brasil). Desde o ano de 2006, o Brasil é autossuficiente no abastecimento de petróleo, o que significa que a nova euforia para a ampliação da produção de biocombustíveis é atribuída à discussão internacional sobre a mudança do clima e às tentativas do aumento da produção de energias renováveis com consequente diminuição de emissão de CO₂, visando naturalmente à enorme subida do preço da energia fóssil - o petróleo (SCIELO, 2010).

Para a safra, 2017/18, que se iniciou no dia 1º de abril, a Datagro estima uma produção de etanol de 26,91 bilhões de litros; o consumo combustível total de 25 bilhões de litros; consumo para álcoolquímica e todos os usos industriais e domiciliares de 1,5 bilhão de litro; exportação de 1,1 bilhão de litros; e importação de 1 bilhão de litros (ALMEIDA, 2017).

As técnicas de produção do álcool, na Antiguidade, apenas restritas à fermentação natural ou espontânea de alguns produtos vegetais, como açúcares, começaram a expandir-se a partir da descoberta da destilação procedimento que se deve aos árabes. Mais tarde, já no século XIX, fenômenos como a industrialização expandem ainda mais este mercado, que alcança um protagonismo definitivo, ao mesmo ritmo em que se vai desenvolvendo a sociedade de consumo no século XX (MOREIRA, 2009).

Segundo Foust (1999) a destilação é uma operação de separação pela diferença de volatilidade que envolve uma grande quantidade de energia. Trata-se então de uma operação de transferência de calor e massa, e as operações de transferência de calor em massa são um conjunto de técnicas e de equipamentos destinados à separação de um ou mais componentes de uma mistura ou solução. O dimensionamento da coluna avalia seus aspectos construtivos como altura, diâmetro, número de estágios, fluidodinâmica das fases, além de cálculos termodinâmicos e de transferência de massa. O projeto de uma coluna de destilação é baseado no ponto de ebulição e na composição dos componentes da mistura a ser separada. Desta forma, as características da coluna são determinadas pelas relações de equilíbrio líquido-vapor da mistura, pois a concentração e vapor de um componente dependem de sua concentração no líquido, da pressão e também da concentração dos outros componentes. Consequentemente, grande parte da pesquisa da dinâmica, estabilidade e controle de coluna de destilação

fundamentam-se em dados termodinâmicos do processo (NASCIMENTO; MARTINS; RAMALHO, 2013).

Este trabalho tem por objetivo geral efetuar o balanço de massa para a coluna “A” de destilação de etanol hidratado, e determinação do número de etapas reais utilizando o método de Ponchon-Savarit.

Os objetivos específicos consistem na determinação da Eficiência Global e a Eficiência de Murphree.

2 FERMENTAÇÃO ALCOÓLICA

A fermentação é o processo mais utilizado no Brasil e diversos lugares pelo mundo, com o objetivo de se conseguir a produção de etanol. Responsável pela transformação química do açúcar em etanol e gás carbônico no interior da levedura, ocorrem em reatores denominados dornas de fermentação, onde se é possível o controle de todo o processo de transformação.

Primeiramente se faz a preparação do inóculo, também conhecido como pé-de-cuba. Segundo Moreira (2008, p. 30 apud CAMPOS, 2013) essa fase seleciona quantidades suficientes de levedura em atividades que assegure a fermentação do mosto na dorna.

Para que se obtenha um inóculo com capacidade produtiva elevada, deve-se dar condições para que o microrganismo desejado seja propagado, que incluem desde sua manutenção até a propagação propriamente dita. Durante a fase de propagação do inóculo deve-se tomar cuidados especiais de modo a evitar contaminação, pois comprometeria a produção industrial. O volume de inóculo introduzido no fermentador de produção está comumente ao redor de 10 % de sua capacidade útil (SCHIMIDELL et al., 2001).

As dornas são construídas de aço carbono cilíndricas, com altura igual a uma vez e meia o diâmetro, em média e de fundo cônico. O controle de temperatura de fermentação faz-se por meio de trocadores de calor de placas, que eventualmente podem servir como aquecedores do mosto em fermentação. O volume dos recipientes de fermentação varia; tecnicamente recomenda-se que seja harmônico com a capacidade dos destiladores. Na prática, considera-se conveniente que tenham a capacidade de duas a duas vezes e meia a capacidade horária de destilação. Com base na riqueza do vinho (7% a 9%) torna-se fácil calcular o volume total de recipientes de fermentação e o volume de cada um. Este varia em função do sistema de fermentação que se adota (LIMA, 2001).

A fermentação alcoólica pode se proceder de diversas maneiras, como por exemplo, fermentação descontínua, fermentação descontínua alimentada, fermentação semicontínua e fermentação contínua, sendo a mais comum na produção de etanol, a fermentação descontínua.

Os monossacarídeos (açúcares redutores ou açúcar invertido) são diretamente fermentados para produção de etanol através da fermentação alcoólica. A sacarose precisa ser desdobrada pelas leveduras em duas moléculas de açúcar invertido para ser transformada em etanol, através do complexo processo bioquímico (STEINLE, 2013).

Leveduras, particularmente do gênero *Saccharomyces*, são normalmente a primeira escolha para produção de etanol industrialmente, devido à sua boa capacidade fermentativa, alta tolerância ao etanol e outros inibidores (formados tanto durante o pré-tratamento de matérias-primas quanto durante a fermentação) e à capacidade de crescer rapidamente sob as condições anaeróbicas que são caracteristicamente estabelecidas durante a fermentação em larga-escala (KNAUF e KRAUS, 2006 apud CASTANHEIRA, 2013).

A transformação de açúcar (glicose) em etanol e CO₂, envolve 12 reações em sequência ordenada, cada qual catalisada por uma enzima específica. Tal aparato enzimático está confinado no citoplasma celular, sendo, portanto nessa região da célula que a fermentação alcoólica se processa. Essas enzimas referidas como “glicolíticas”, sofrem ações de diversos fatores (nutrientes, minerais, vitaminas, inibidores, substância do próprio metabolismo, pH, temperatura e outros), alguns que estimulam e outros que reprimem a ação enzimática, afetando o desempenho do processo fermentativo conduzido pelas leveduras(LIMA, 2001).

Além de etanol e gás carbônico, vários subprodutos também são produzidos durante a fermentação, sendo o glicerol, o principal deles. A formação destes subprodutos, bem como o crescimento celular, inevitavelmente direciona alguns intermediários glicolíticos para as suas correspondentes rotas metabólicas, diminuindo o rendimento de produção do etanol (BAI, ANDERSON E MOO-YOUNG, 2008 apudCASTANHEIRA, 2013).

Os ART ou “açúcares redutores totais” representam todos os açúcares da cana na forma de açúcares redutores ou açúcar invertido. O fator observado nas indústrias é o rendimento fermentativo, quantidade de etanol produzido por unidade de ART fermentado (L etanol/ Kg ART) ou a eficiência da fermentação, relação entre o rendimento obtido na fermentação (L etanol/ Kg ART) com rendimento estequiométrico (0,6480 L etanol/ Kg ART) (FERNANDES, 2011).

Apesar de os rendimentos deste processo industrial já serem elevados [acima de 90 % do valor estequiométrico de 0,511 g de etanol] e o processo estar em estágio tecnológico bastante avançado, sabe-se que mesmo pequenos aumentos no rendimento podem significar grandes aumentos em termos de lucratividade do processo e utilização eficiente da fonte de carbono, já que cerca de 60 % do custo de produção do etanol é dado pela matéria prima (WYMAN E HINMAN, 1990 apud BASSO, 2011).

Uma melhoria em potencial para aumento de produção de etanol seria a utilização de altas concentrações de açúcares para fermentação e assim aumentar os níveis de produção. Entretanto, um sério problema encontrado em fermentações que utilizam altas concentrações

de açúcar é a perda de viabilidade celular e, além disso, quanto mais etanol for produzido, maior a possibilidade de se atingirem concentrações tóxicas para as células, o que inviabilizaria o crescimento celular. Se as leveduras utilizadas para fermentação não forem tolerantes ao etanol, algumas enzimas-chave da via glicolítica, como a hexoquinase ou a álcool desidrogenase, podem ser afetadas quando houver uma maior concentração deste metabólito. A concentração de etanol também pode influenciar na captação de nutrientes e no potencial de membrana celular, por diminuir a atividade da H^+ -ATPase de membrana plasmática (BREISHA, 2010 apud CASTANHEIRA, 2013).

2.1 CENTRIFUGAÇÃO

Da ação fermentativa do levedo no mosto, resulta o vinho (produto de fermentação do mosto ou mosto fermentado) que contém em suspensão as células de leveduras, devendo as mesmas serem recuperadas para as próximas fermentações (CASTRO, 2013).

Após a fermentação, a levedura é recuperada do processo por centrifugação, em separadores do fermento e do vinho.

No Brasil, o fermento é reutilizado em ciclos fermentativos consecutivos. Durante a centrifugação, os microrganismos são reciclados juntamente com a levedura, agravando os problemas associados à contaminação. A infecção pode causar danos como: consumo de açúcar, formação de goma, entupimento de tubulações, centrífugas, trocadores de calor, além de floculação do fermento, inibindo o crescimento celular, com consequente queda na produção de etanol (CORAÇA, 2012).

O produto final da conversão do açúcar contido no meio de fermentação é denominado vinho e encerra em sua composição: o etanol, dióxido de carbono, ácido acético e glicerol. O gás (dióxido de carbono) pode ser recuperado (no caso de dornas fechadas) ou simplesmente escapar para a atmosfera (no caso de dornas abertas). O vinho é então, recolhido em recipiente adequado (dorna volante) e submetido a uma destilação fracionada, onde o álcool é separado (CASTRO, 2013).

De acordo com Sejimo (2011, p. 13-14 apud CAMPOS, 2013), o funcionamento de uma centrífuga ocorre da seguinte forma: um rotor com boquilhas de descarga de sólidos realiza a separação, onde o vinho fermentado é alimentado continuamente no centro do rotor e é distribuído para a periferia deste, por meio do cone de distribuição. A alta rotação que é exercida acaba forçando o vinho fermentado a passar através de discos cônicos, onde é

separado pela força centrífuga em uma fase pesada e uma fase leve. A fase mais pesada, o fermento, e uma pequena quantidade de vinho, são forçadas para fora da parede do rotor, através de boquilhas de descarga. O vinho de levedurado, fase leve, é deslocado para o centro do rotor e através de uma abertura no topo do rotor é impulsionado para fora da separadora através do coletor.

O leite de leveduras, com uma concentração celular de 50 a 70% em volume, é encaminhado para uma cuba de tratamento, onde será diluído com água na proporção possível de leite de levedura + água. Após a homogeneização é tratado com ácido sulfúrico concentrado até pH entre 2,5 e 2,8 por 2 a 3 horas. O tratamento ácido provoca a latência das bactérias lácticas, a redução de parte dos contaminantes, promove a limpeza química da superfície celular das leveduras melhorando a absorção de nutrientes e ajuda a manter mais baixo o pH da fermentação posterior reduzindo os efeitos da contaminação bacteriana. Decorrido este período, o lêvedo é enviado à dorna de fermentação juntamente com o mosto, iniciando-se um novo ciclo do processo (CARLOS, 1999).

3 DESTILAÇÃO

De acordo com a COPERSUCAR, o vinho que vem da fermentação possui, em sua composição, 7° a 10°GL (% em volume) de álcool, além de outros componentes de natureza líquida, sólida e gasosa. Dentro dos líquidos, além do álcool, encontra-se a água com teores de 89% a 93%, glicerol, álcoois homólogos superiores, furfural, aldeído acético, ácidos succínico e acético entre outros, em quantidades bem menores. Já os sólidos são representados por bagacilhos, leveduras e bactérias, açúcares não fermentescíveis, sais minerais, matérias albuminóides entre outros, e os gasosos, principalmente pelo CO₂ e SO₂(TONIATO, 2013).

Faz-se necessário um processo de separação atingindo-se assim um grau de pureza do etanol que atenda as diversas especificações necessárias de mercado.

O processo de separação mais usado na indústria química é a destilação. Esta operação unitária é também denominada fracionamento ou destilação fracionada. A separação dos constituintes está baseada nas diferenças dos pontos de ebulição. Na destilação uma fase vapor entra em contato com uma fase líquida, e há transferências de massa do líquido para o vapor e deste para aquele. O líquido e o vapor contém, em geral, os mesmos componentes, mas em quantidades relativas diferentes. O líquido está no seu ponto de bolha e o vapor em equilíbrio, no seu ponto de orvalho. A transferência de massa do líquido pela vaporização, e do vapor pela condensação. O efeito final é o aumento da concentração do componente mais volátil no vapor e do componente menos volátil no líquido (FOUST, 2012).

O processo de destilação empregado na maioria das usinas é composto por cinco colunas denominadas de: “A”, “A1”, “D”, “B” e “B1”. As colunas “A”, “A1” e D são conhecidas como conjunto de epuração, enquanto as colunas B e B1 formam o conjunto de retificação (JARDIM, 2014).

As colunas de destilação constituem-se de gomos cilíndricos superpostos, contendo separações transversais às quais se dá o nome de pratos ou bandejas (Figura 1). Os gomos e as bandejas formam como que uma série de aparelhos de destilação simples, superpostos, um destilando seus vapores para o outro, para cima, e através de calotas, e recebendo o líquido residual do imediatamente superior, descendo por meio de tubos, que recebem a designação de sifões. O aquecimento das colunas faz-se pela base, de forma direta, por injeção de vapor d'água por meio de tubos perfurados, ou indiretamente por meio de serpentinas ou trocadores de calor. O aquecimento das bandejas faz-se pelo calor dos vapores do vinho que ascendem na coluna. Esses vapores, emitidos por uma mistura de etanol e água, são mais ricos em álcool que o vinho. Condensando-se no prato imediatamente superior, enriquecem o vinho ali

contido e o aquecem à ebulição, gerando vapores mais ricos, e assim por diante. A temperatura da coluna diminui da base para o topo, ao mesmo tempo que a riqueza alcoólica aumenta na mesma direção (LIMA, 2001).

A Figura 1 apresenta uma coluna típica, valvulada, com escoamento cruzado.

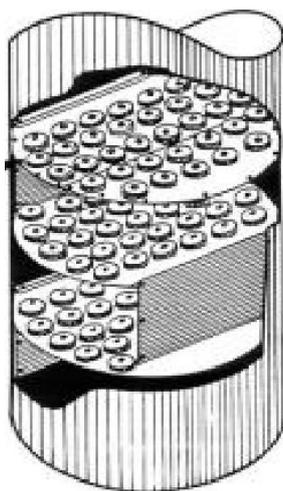


Figura 1 - Coluna equipada com pratos ou bandejas valvuladas e fluxo cruzado. (FOUST, 2012)

A alimentação do sistema é feita por meio da corrente de vinho, que é pré-aquecida no trocador “E” e aquecida nos trocadores “K”. O vinho é então alimentado no topo da coluna “A1” em fase líquida. No fundo da coluna “A” sai a vinhaça, que troca calor com o vinho nos trocadores “k”. No fundo da coluna “D” sai a flegma líquida e no fundo da coluna “A1” sai a flegma vapor. A flegma vapor e a flegma líquida alimentam a coluna “B”, que é responsável pela retificação do etanol. Abaixo da coluna “B” encontra-se a coluna “B1” que atua no esgotamento de etanol. Pelo fundo da coluna “B1” sai a flegmaça. Nos pratos inferiores da coluna “B” é realizada retirada do óleo fúsel, que é composto principalmente de álcool isoamílico. O etanol é coletado alguns pratos abaixo do topo da coluna B, pois nessa coluna ainda existe a presença dos produtos de cabeça. Esses componentes são concentrados no topo da coluna e condensados. Uma parte dessa corrente é removida (álcool de segunda) e a outra retorna para o topo da coluna (refluxo)(JARDIM, 2014).

A eficiência da destilação (ED) pode ser realizada admitindo que a única perda no processo de destilação ocorre no etanol perdido na vinhaça e na flegmaça, quando essa não é retornada ao processo. É possível calcular também a considerando a relação do etanol produzido com o volume de etanol no vinho destilado. Esse volume pode ser obtido pela soma do etanol nas dornas centrifugadas (volume total vezes o grau alcoólico volumétrico)

mais a variação do etanol contido na dorna pulmão (antes das centrifugas de vinho) e as dornas volantes (antes dos aparelhos de destilação) e caixa de vinho. Entretanto, esse cálculo somente se aplica em sistema de fermentação descontínua (batelada) e exige precisão nas medições de volumes das dornas, o que não acontece com frequência na prática(FERNANDES, 2011).

3.1 COLUNA A/A1 – EPURAÇÃO

A primeira operação de destilação é a epuração do vinho, fase que consiste na purificação do mesmo, com a eliminação parcial das impurezas de cabeça, como aldeídos e ésteres. Esta operação é realizada em “A1” - coluna de epuração -, de onde resultam o vinho epurado e uma fração denominada de álcool bruto, de segunda ou de cabeça. Esta não possui condensador ou refeedor, os vapores produzidos no topo da coluna são enviados para a coluna “D” e o produto de fundo desta segue para a coluna “A”. A coluna “A1” tem a função de separar do vinho os compostos mais voláteis e os gases nele dissolvidos, além de completar seu aquecimento (FURLAN, 2012).

E logo após uma coluna de esgotamento, denominado coluna “A” onde faz-se a retirada do produto de topo, o flegma, e produto de fundo a vinhaça. Essa coluna não possui condensador, sendo que o vapor produzido é alimentado na coluna “A1”. A coluna “A” tem por função de purificar a vinhaça, que é obtida como produto de fundo, reduzindo o teor de álcool nesta (FURLAN, 2012).

A Figura 2 ilustra a etapa de epuração do vinho.

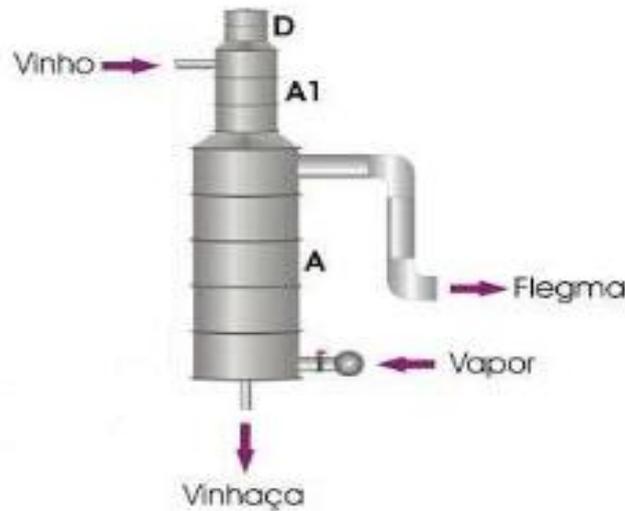


Figura 2 - Etapa de epuração.

3.2 COLUNA B/B1 – RETIFICAÇÃO

O produto da destilação do vinho é sempre uma mistura hidroalcoólica, impura, onde se concentram grande parte das substâncias voláteis que se encontram no vinho. Estas impurezas que acompanham o álcool no flegma são álcoois homólogos superiores, aldeídos, ésteres, ácidos, etc. Para a obtenção de um álcool tanto quanto possível puro, livre destas substâncias indesejáveis, o flegma é submetido a uma destilação especial, denominada retificação, efetuada em uma coluna retificadora - B/B1 -, onde uma complexa operação de purificação e concentração é realizada (CARLOS, 1999).

O produto principal da retificação é o álcool hidratado ou retificado, mistura hidroalcoólica de elevada pureza, com teores alcoólicos que dependem da finalidade do álcool (CARLOS, 1999).

Os vapores ricos em álcool, denominados flegma vapor, abandonam a coluna “A1” na última bandeja, dirigindo-se para o conjunto retificador, entrando pelo espaço vazio entre as colunas “B” e “B1”. A flegma vai se esgotando em álcool à medida que desce através das bandejas de “B1”, abandonando a base desta, sob a denominação de flegmaça. A coluna “B1” é aquecida em sua base por uma quantidade de vapor necessária para evitar restos de álcool na flegmaça. A coluna “B” aquecida pelos vapores “A” recebe vapores alcoólicos de flegma que sobem através de suas bandejas, enriquecendo seus teores em álcool, enquanto o líquido

descendente se desalcooliza. O álcool retificado abandona a coluna “B” e é resfriado por água, vertendo-se a seguir, e encaminha-se ao tanque medidor. As impurezas de flegma, chamado de óleo fúsel, que se constituem basicamente por álcoois homólogos superiores como o álcool isoamílico, mantêm-se em pontos determinados na coluna “B” e são extraídos para não depreciar a qualidade final do álcool (MATUGI,2013).

A Figura 3 ilustra a etapa de retificação, onde se pode ver a alimentação da coluna B com a flegma (produto obtido na etapa de epuração), a retirada no topo do álcool hidratado, e a entrada de vapor na coluna B1 e seu produto de fundo a flegmaça.

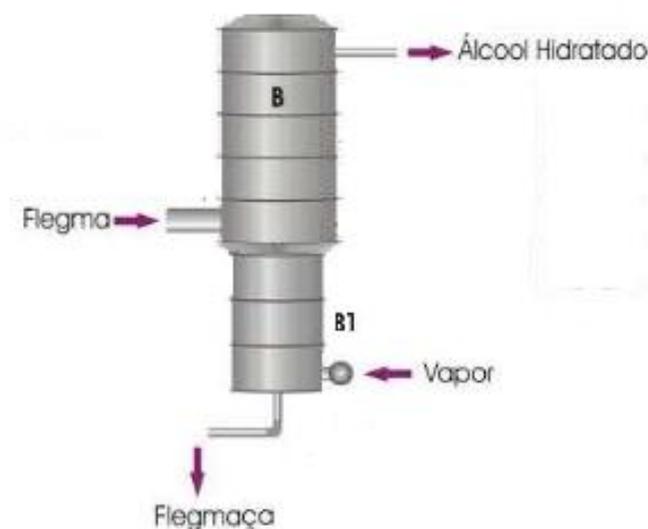


Figura 3 - Etapa de retificação.

3.3 DESIDRATAÇÃO DO ÁLCOOL

Não se pode, apenas por destilação, obter álcool etílico com concentração superior a 97,2% em volume (95,6% em peso), porque, nessa concentração, a mistura de etanol e água é azeotrópica(LIMA, 2001).

Um azeótropo é uma mistura de dois ou mais componentes voláteis que quando submetida a um processo de destilação convencional tem as composições da fase líquida e vapor idênticas. A presença de um azeótropo é uma indicação de que a mistura não apresenta um comportamento ideal(FIGUEIRÊDO, 2009).

Muitos estudos foram realizados para o caso de processos de destilação com misturas ideais, contribuindo largamente para a compreensão desse processo. Entretanto, separações ideais são raramente encontradas nas indústrias. Logo, os esforços nas pesquisas têm sido

direcionados para a síntese de destilações azeotrópicas e extrativas, ou seja, de misturas não-ideais (REIS, 2002).

Algumas das técnicas que já foram e são utilizadas nas indústrias mundiais de desidratação do etanol são destilação extrativa, processo de desidratação com uso de arrastadores e a desidratação em peneiras moleculares (ALVES, M. et al, 2014).

No processo de desidratação com uso de arrastadores introduz-se uma terceira substância capaz de formar mistura azeotrópica com a água e o etanol, de ponto de ebulição inferior ao da mistura azeotrópica binária(LIMA, 2001).

Durante muitos anos o benzeno foi utilizado como solvente na separação do sistema etanol/água. Entretanto, como o benzeno é um composto potencialmente cancerígeno, seu uso foi proibido e a partir de 1997 tornou-se obrigatória a utilização de outros métodos de produção de álcool anidro. Hoje, a maior parte das usinas que utilizavam o processo de destilação azeotrópica com benzeno como componente de arraste utilizam o processo de destilação azeotrópica com ciclohexano, que permite a utilização da infra-estrutura pré-existente (FIGUEIRÊDO, 2009).

Alguns outros arrastadores já utilizados foram o benzol, ciclohexano, tricloroetileno, formiato de etila e o cloreto de butila e suas misturas. Os transportadores escolhem-se de acordo com a facilidade de obtenção, preço, a capacidade de arrastamento de álcool e a facilidade de recuperação(LIMA, 2001).

Na separação de componentes na destilação extrativa utilizam-se duas colunas de destilação. A primeira coluna, chamada de coluna extrativa, é a coluna em que é produzido o etanol anidro, sendo alimentada com o etanol hidratado (no fundo) e o solvente (no topo). O etanol anidro é produzido no topo da coluna, saindo com a concentração de 99,7% em massa, enquanto a mistura entre solvente e água sai no fundo da coluna. A mistura solvente/água é enviada pra outra coluna que fará a separação dessa mistura. A segunda coluna, chamada de coluna de recuperação, é realizada a separação solvente/água que provem da destilação extrativa. Como a água apresenta ponto de ebulição e pressão de vapor menor que o solvente, ela é retirada no topo da coluna de recuperação, enquanto o solvente é retirado no fundo dessa coluna e apresenta concentração acima de 99,0 %, em massa. Esse sistema foi implantado em 2001, utilizando como solvente o monoetilenoglicol (MEG) (ALVES et al., 2014).

O processo de desidratação por peneira molecular é um processo mais rápido do que os que usam arrastadores ou substancias absorventes e mais eficiente, e traz também como vantagem a desidratação com uso de arrastadores, a produção de álcool anidro sem resíduos

de benzol. Trata-se de uma patente de Hunt / Phoenix, introduzida pela construtora de destilarias Dedini S / A – Codistil(LIMA, 2001).

A desidratação do etanol feita por meio da adsorção em peneiras moleculares é feita com a utilização de um leito de zeólitas para adsorver a água presente no etanol hidratado, produzindo etanol anidro. O diâmetro nominal dos poros das zeólitas empregadas no processo de desidratação de etanol é em média 3Å , onde se adsorvem as moléculas de água (diâmetro de Van der Waals da ordem de $2,8\text{ Å}$), separando-se do etanol, que tem diâmetro da ordem de $4,4\text{Å}$ (SILVA, 2012).

4 MATERIAL E MÉTODOS

DADOS DA COLUNA

A coluna em estudo foi projetada para um conjunto de destilação cuja sua capacidade máxima de produção é de 800.000 litros por dia de etanol hidratado a partir da matéria prima, o vinho com teor alcoólico de 8,0 °GL, vapor com pressão de 0,7 Kgf/ cm² e uma água de refrigeração com 30 °C.

4.1 DADOS DE PROJETO PARA COLUNA

Os dados a seguir foram retirados mediante ao memorial descritivo do projeto.

4.1.1 COLUNA DE ESGOTAMENTO E EPURAÇÃO DE VINHO “A”

- Números de bandejas: 22 peças
- Diâmetro: 4200 mm
- Espessuras: 4, 5 e 6 mm
- Material: Construída em aço inoxidável
- Fundo: torisférico.

4.1.2 COLUNA DE ESGOTAMENTO E EPURAÇÃO DE VINHO “A1”

- Números de bandejas: 4 peças
- Diâmetro: 3500 mm
- Espessuras: 3 e 4 mm
- Material: Construída em aço inoxidável
- Fundo: torisférico.

4.2 DADOS OPERACIONAIS

Os dados a seguir foram coletados junto ao supervisor da área utilizando medidores de vazão e supervisão de operação. Alguns dados foram retirados da literatura.

4.2.1 ALIMENTAÇÃO DE VINHO COLUNA “A1”

A) Vinho:

- Vazão de alimentação: 400.000 kg/h
- Temperatura de alimentação: 90 °C
- Teor alcoólico do vinho alimentado: 6,42 %

B) Álcool de 2°:

- Vazão mássica de produto de topo: 2.905,9 kg/h
- Teor alcoólico de produto de topo: 88,44 % (DIEYSON, 2016)

4.2.2 ALIMENTAÇÃO DE VINHO COLUNA “A”

A) Alimentação da coluna:

- Vazão mássica de alimentação: Determinado por balanço de massa da coluna.
- Teor alcoólico do vinho alimentado: Determinado por balanço de massa da coluna.

B) Produto de topo:

- Vazão de produto de topo: Determinado por balanço de massa da coluna.
- Teor alcoólico de produto de topo: Determinado por balanço de massa da coluna.

C) Flegma:

- Vazão mássica de flegma: 59.819,3 kg/h
- Teor alcoólico do flegma: 42,5 %

D) Vinhaça:

- Vazão de vinhaça: 402.672 kg/h
- Teor alcoólico da vinhaça: 0,025 %

E) Vapor direto alimentado:

- Vazão mássica do vapor: 62.781,8 kg/h
- Temperatura do vapor: 115 °C

- Entalpia: 1.160,3 Btu/lb

5 DIAGRAMA ENTALPIA-CONCENTRAÇÃO

Na destilação, e em outros processos de transferência de massa, é preciso efetuar não só cálculos de balanço de massa, mas também cálculos de balanço de energia. Esta energia é em geral expressa em entalpia. Na Figura 4 aparecem os dados de entalpia contra concentração para o sistema etanol-água. A entalpia molar está no eixo das ordenadas e a fração molar do componente mais volátil está no eixo horizontal. Qualquer ponto no diagrama define a entalpia e a composição de uma solução binária.

Na Figura 4 a curva identificada por “H” representa os vapores nos respectivos pontos de orvalho (vapores saturados) e a curva identificada por “h” representa os líquidos no ponto de bolha (líquidos saturados). A distância vertical entre as curvas é, portanto, o calor latente de vaporização de uma solução. Entre as duas curvas a uma região bifásica, de líquido e vapor (FOUST, 2012).

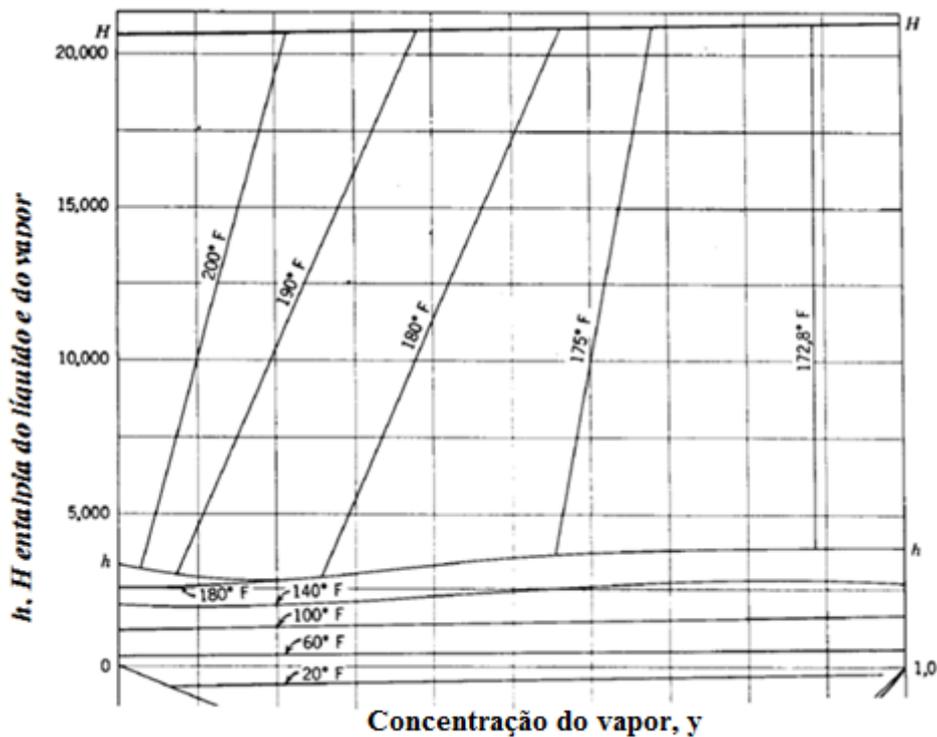


Figura 4 - Diagrama Entalpia-Composição para o sistema etanol-água (FOUST, 2012).

O método do gráfico de Ponchon-Savarit é um método rigoroso que utiliza tanto os balanços de material como os de entalpia, podendo aplicar a qualquer mistura binária que se deseja separar sem nenhuma restrição (CUESTA, 2004).

5.1 MÉTODO DE PONCHON-SAVARIT

Este método possibilita a quantificação do número de etapas ideais da coluna de destilação usando o diagrama Entalpia-Concentração. A Figura 5 corresponde à coluna de destilação. Um balanço de calor e massa no volume de controle III possibilita mostrar que (TRAYBAL, 1981):

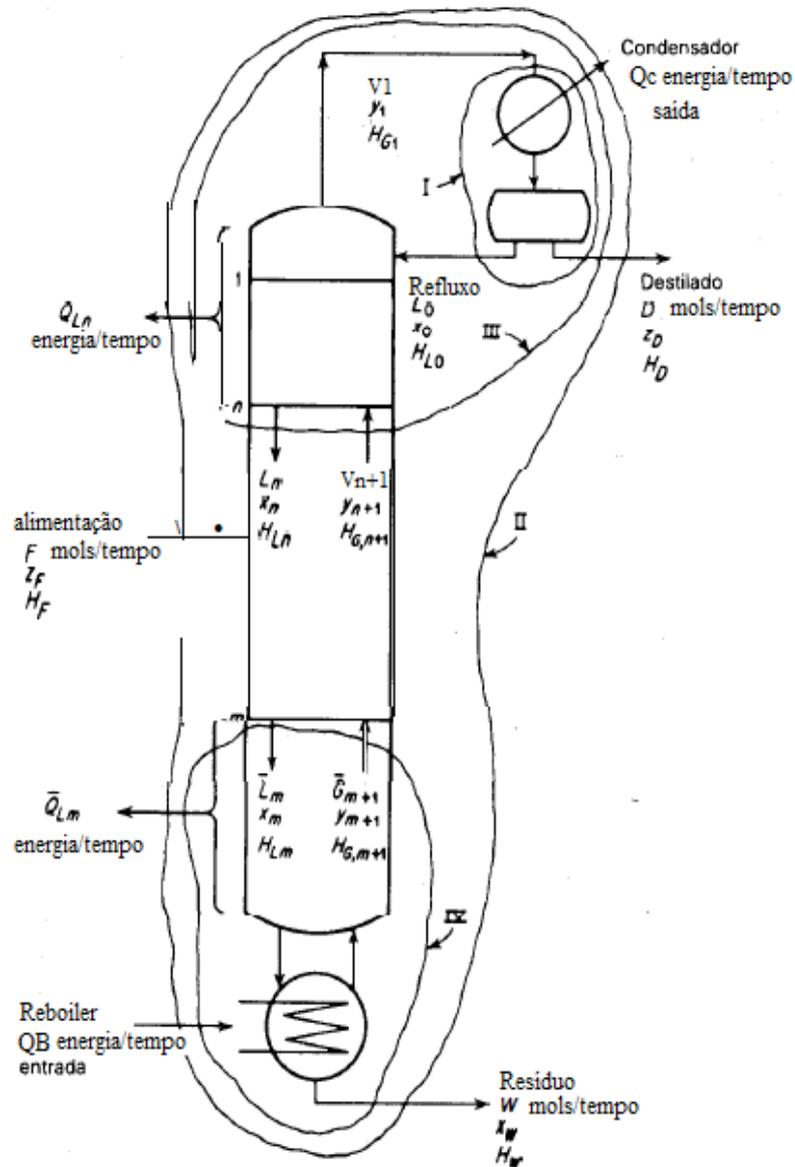


Figura 5 - Balanço de massa e energia em uma coluna de destilação. (TRAYBAL, 1981).

$$\frac{L_n}{V_{n+1}} = \frac{y_1 - y_{n+1}}{y_1 - x_n} \quad (1.5)$$

$$\frac{L_n}{V_{n+1}} = \frac{y_1 - y_{n+1}}{y_1 - x_n} = \frac{Q' - H_{y_{n+1}}}{Q' - H_{L_n}} \quad (2.5)$$

$$V_{n+1} - L_n = \Delta_P \quad (3.5)$$

Isto significa que uma reta que passa por $V_{n+1}L_n$ finaliza no ponto Δ_P .

O mesmo raciocínio se aplica para a seção de esgotamento (abaixo do prato de alimentação).

$$\bar{L}_m - \bar{V}_{m+1} = \Delta_B \quad (4.5)$$

Isto significa que uma reta que passa por $\bar{L}_m \bar{V}_{m+1}$ finaliza no ponto Δ_B .

Também:

$$F = \Delta_P + \Delta_B \quad (5.5)$$

Portanto: F situa-se na reta que passa pelos pontos Δ_B e Δ_P .

A Figura 6 mostra a construção:

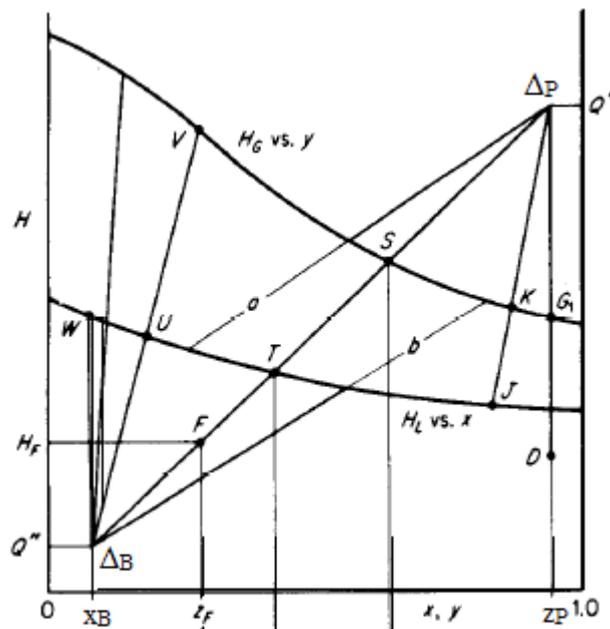


Figura 6 - Construção de Ponchon-Savarit (TRAYBAL, 1981).

5.2 ESTUDO DE CASO

5.2.1 ESTUDO DE CASO 1

Em uma mistura contendo 50% de álcool etílico, o resto de água, deseja-se separar o álcool com utilização de uma coluna de pratos equipada com um refeedor e obtendo um produto de fundo com 1% de álcool. As porcentagens são expressas em massa. O calor é fornecido no refeedora uma taxa de 244,5 kcal/kg de alimentação. Esta alimentação se

introduz a uma temperatura de 21°C (69,8 °F) pelo prato superior da coluna, e o vapor liberado da coluna se condensa para constituir o produto destilado. A coluna opera a uma pressão atmosférica. O produto de fundo sai do refeedor em fase líquida.

Calcular:

1. O número necessário de pratos de equilíbrio.
2. A quantidade de produto destilado, produzido por quilograma de alimentação.

Solução:

Com utilização do diagrama entalpia-composição para mistura etanol-água (Anexo 2) obtém-se a entalpia da alimentação com concentração 50 % e 21°C (69,8 °F), $h_F = 5,5$ kcal/kg onde está representado na Figura 7 pelo ponto “ x_F ”. O ponto x_B está representado sobre a linha de líquido saturado com a fração mássica de 0,01 (Figura 7).

O ponto “ $x_{F'}$ ” representa a energia da alimentação mais a energia agregada ao sistema fornecida pelo refeedor, e está localizada sobre as coordenadas $x_F h_{F'}$ e pode ser representada pela equação a seguir:

$$h_{x_{F'}} = h_{F'} - h_F \quad (6.5)$$

$h_{x_{F'}}$ – energia total

$h_{F'}$ – energia fornecida pelo refeedor mais a inicial de alimentação

h_F – energia da alimentação a 21°C

Ao se prolongar a reta $x_B x_{F'}$ até a linha de vapor saturado encontra-se o vapor total destilado que pode ser representado pela soma do produto de fundo “B” e o vapor total destilado “ V_1 ”. A coordenada “ x_B ” localiza-se sobre a curva de líquido saturado. O vapor “ V_1 ” com concentração “ y_1 ” localiza-se sobre a curva de vapor saturado.

$$F' = B + V_1 \quad (7.5)$$

Uma vez que a corrente “F” é igual a soma do produto destilado “ V_1 ” e o produto de fundo “B”, pode-se prolongar uma reta de $V_1 x_F$ até a interseção com a coordenada que representa a fração molar do produto de fundo. Este ponto está representado na Figura 7 como “ $x_{\Delta B}$ ”. Portanto $F = V_1 + x_{\Delta B}$, resultado da aplicação da regra da alavanca.

a) Cálculo do número de pratos ideais

Obtendo-se o vapor destilado “ V_1 ” representado na Figura 7 com a coordenada “ y_1 ”, utilizando a linha de amarração até o ponto de interseção com a linha de líquido saturado,

encontra-se o líquido “ L_1 ” que descende do primeiro prato e está representado na Figura 7 como “ x_1 ”.

O ponto “ $x_{\Delta B}$ ” representa a diferença entre a alimentação que entra pelo prato superior e o destilado que sai do mesmo; também a diferença entre o líquido que alimenta o prato “ L_n ” e o vapor do prato “ V_{n+1} ”, que pode denominar-se de “fluxo líquido” para a parte inferior da coluna. Com isso pode-se obter a concentração do vapor que provém do prato inferior “ y_{n+1} ” e o líquido que abandona o mesmo, determinando se assim a concentração prato a prato.

Esse procedimento é utilizado até que linha de amarração ultrapasse o ponto “ x_B ” sobre a linha de líquido saturado, podendo então determinar o número de etapas ideais.

O número necessário de pratos de equilíbrio calculado é de 3,8. Em geral, os vapores que saem do refeedor pode-se considerar em equilíbrio com o líquido do mesmo, e por isso o número de pratos de equilíbrio que deverá constar na coluna será igual a $3,8 - 1 = 2,8$. Nota-se que uma etapa ideal é o refeedor.

b) Quantidade de produto destilado por quilograma de alimentação

A quantidade de produto destilado por quilograma de alimentação é igual a relação entre as distâncias $x_F x_{\Delta B} / x_{\Delta B} y_1$ que é igual a 0,782.

Estudo de caso 1 - Diagrama Entalpia-Concentração

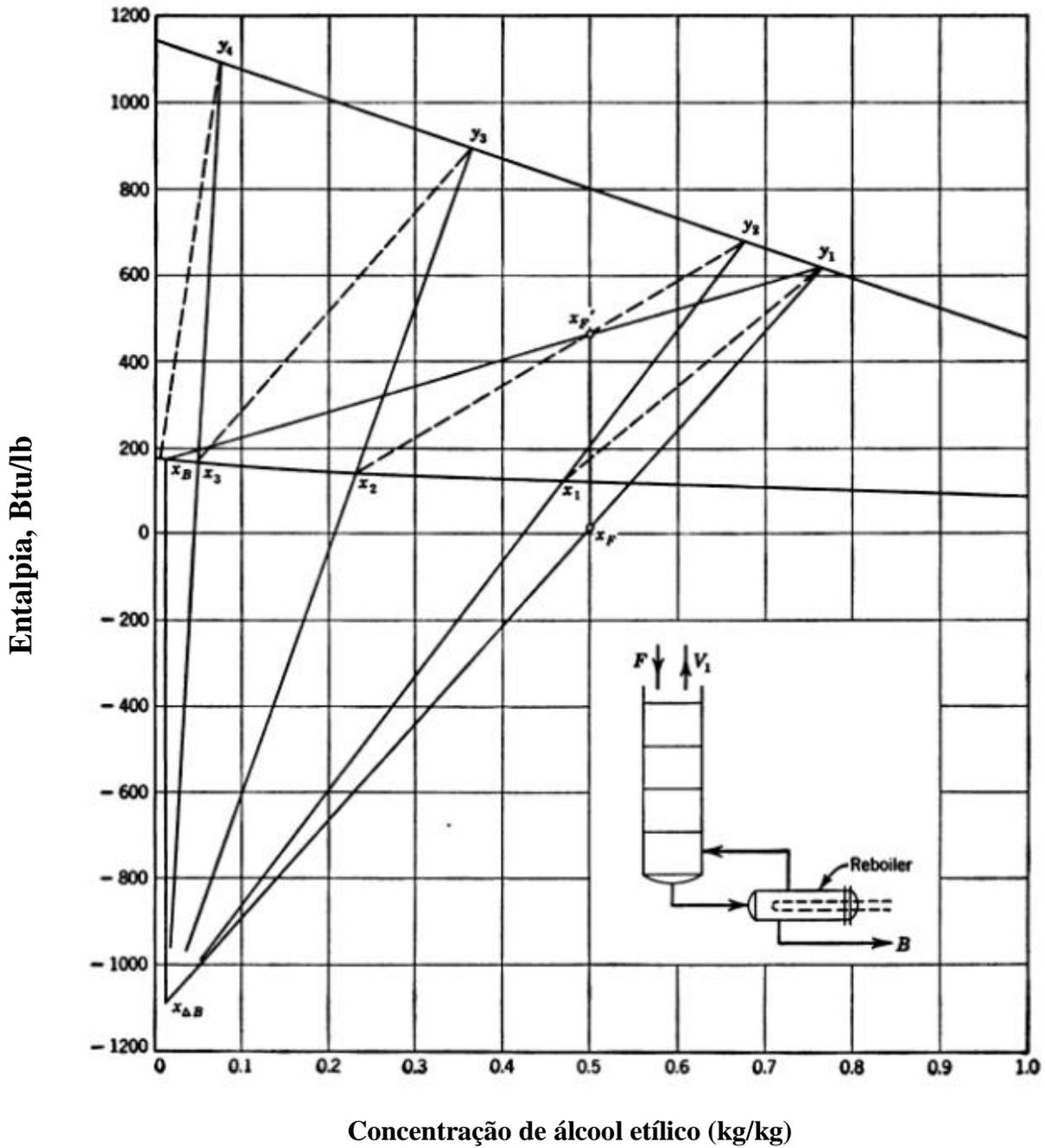


Figura 7 - Representação gráfica do trabalho de uma coluna de esgotamento, em um diagrama de entalpia-concentração (Sistema álcool etílico-água, a 1atm).

5.2.2 ESTUDO DE CASO 2

Vapor direto

No lugar de uma caldeira ou um refulvedor situado no fundo de uma coluna, destinados a produzir uma corrente de vapores necessários para a operação de uma sessão de esgotamento, sendo que, o vapor pode também proceder de uma fonte externa, sempre que estiver relativamente isento do componente que se tem que esgotar da corrente líquida descendente. Utiliza-se muito o vapor de água para esta finalidade. O vapor direto elimina o gasto e conservação do refulvedor, que está geralmente submetido a condições de corrosão muito severas. O vapor de água esta isento do componente que vai se esgotar da mistura líquida, e não proporciona dificuldades em caso de recuperação de um produto destilado imiscível em forma líquida, já que o vapor se condensa facilmente e pode separar-se de uma fase de vapor. (BROWN, 1951)

Quando a água é um dos componentes a separar, os cálculos para a coluna pode ser efetuados por um procedimento mostrado na Figura 3, que ilustra a resolução do problema seguinte.

Estudo de caso

Calcular o número de pratos de equilíbrio necessários para separar uma mistura formada por 42,2 % em massa de álcool etílico e água, em um produto destilado que contenha 90,0 % em massa de álcool etílico, e um produto de fundo que leve somente 10,0 % em massa de álcool etílico, através do uso de vapor de água direto, de entalpia 667 kcal/kg, introduzido por baixo do prato de fundo da coluna a uma taxa de 0,416 kg de vapor por quilograma de alimentação. A entalpia de alimentação é de 111 kcal/kg, e o produto destilado se obtêm a uma entalpia de 27,8 kcal/kg através de um condensador total.

Solução:

Utilizando a entalpia já mostrada no enunciado do exercício, do vapor direto que entra na coluna por baixo do prato de fundo n , e sabendo-se que a fração mássica do produto a ser destilado no vapor direto que entra na coluna é igual a “O”, pode-se localizar a coordenada que representa o vapor direto indicada na Figura 8 por “ y_{n+1} ”.

A fração mássica e a entalpia da mistura a ser separada na coluna também é conhecida e está representada na Figura 8 pelo ponto “ x_F ”, assim como as condições de refluxo representadas pelo ponto “ x_0 ” ou “ x_D ” sobre a linha de líquido saturado, que

corresponde ao produto destilado com a exclusão do calor retirado pelo condensador. O produto de fundo é representado pelo ponto “ x_B ” sobre a linha de líquido saturado.

A alimentação total da coluna pode ser representada pelo ponto “O” como mostra a seguinte equação:

$$O = y_{n+1} + x_F \quad (8.5)$$

Sabendo-se que o ponto “O” representa a alimentação total da coluna, e que a taxa de vapor que entra na coluna a cada 1 kg de mistura alimentada é de 0,416; para encontrar a localização do ponto “O” sobre a linha $y_{n+1}x_F$ pode-se usar a seguinte relação:

$$\frac{O}{F} = \frac{y_{n+1}x_F}{y_{n+1}O} \quad (9.5)$$

onde; “O” é igual a 1,416 kg, “F” é igual a 1 kg, “ $y_{n+1}x_F$ ” é a distância medida no diagrama de “ y_{n+1} ” até “ x_F ”, e “ $y_{n+1}O$ ” a distância a ser encontrada pela equação e será representada sobre a linha “ $y_{n+1}x_F$ ” pelo ponto “O”.

O ponto de interseção do prolongamento da reta “ x_BO ” e a reta “ x_D ” que representa a fração mássica do produto destilado, é mostrado na Figura 8 pelo ponto “ $y_{\Delta D}$ ”, que representa as condições do destilado, com a inclusão do calor que é retirado do condensador.

A diferença entre as correntes líquidas descendentes e a de vapor ascendente em uma sessão de esgotamento e também a diferença entre o vapor alimentado na coluna e o produto de fundo é representado pelo ponto “ $x_{\Delta B}$ ”. Portanto, este ponto de diferença está localizado sobre o prolongamento da linha que passa pelos pontos “ y_{n+1} ” e “ x_B ”.

O ponto “ $x_{\Delta B}$ ” é também a diferença entre a alimentação e o produto destilado com inclusão do calor que é retirado do condensador (“ $y_{\Delta D}$ ”) e é representado no diagrama pela reta “ $x_{\Delta B}x_F$ ” até a interseção do ordenada “ $y_{\Delta D}$ ”.

A determinação do número de etapas é indicada na Figura 8, utilizando a linha de amarração determinando-se assim a concentração prato a prato, e um número de etapas de equilíbrio igual a 7,7.

6 RESULTADOS E DISCUSSÃO

BALANÇO DE MASSA PARA A COLUNA A1/A

Para os cálculos foi considerada a coluna de uma planta de destilaria com capacidade de produção de 800.000 litros/dia de etanol hidratado.

Representação das correntes da Coluna A1/A

A Figura 9 representa cada corrente usada para o balanço de massa da coluna A1 e A.

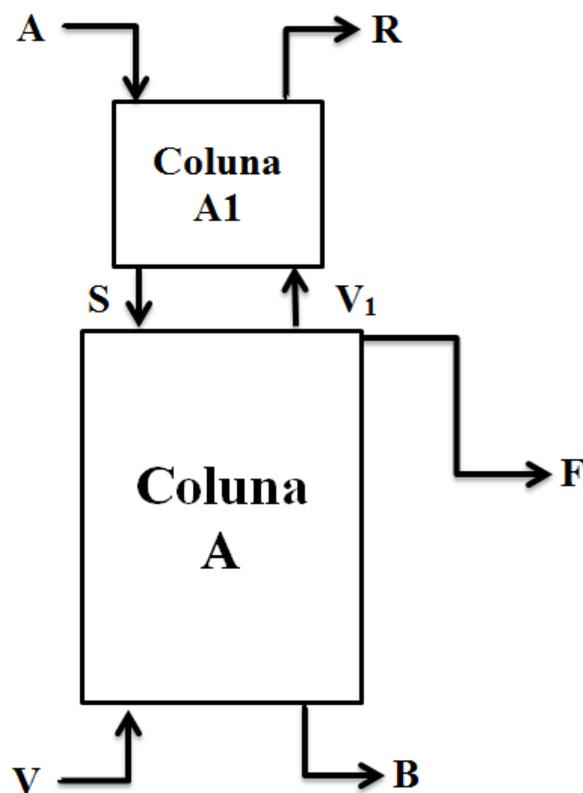


Figura 9 -Representação das correntes da coluna A1/A

V – Corrente de vapor direto que alimenta a coluna A.

B – Corrente de vinhaça.

V_1 – Vapor alcoólico que deixa a coluna A e alimenta a coluna A1.

S – Corrente de fundo da coluna A1 que alimenta a coluna A.

F – Produto da etapa de epuração (flegma).

A – Corrente de alimentação (vinho).

R – Corrente de componentes mais voláteis (álcool de 2°).

6.1 BALANÇO DE MASSA PARA O ETANOLNA COLUNA A1

Balanço global:

$$A + V_1 = R + S \quad (1.6)$$

Substituindo valores Equação 1.6:

$$400.000 + V_1 = 290,5 + S$$

Balanço parcial:

$$x_A A + y_1 V_1 = x_R R + x_S S \quad (2.6)$$

Substituindo valores na Equação 2.6:

$$0,0642 \times 400.000 + y_1 \times V_1 = 0,8844 \times 290,5 + x_S \times S$$

6.2 BALANÇO DE MASSA PARA O ETANOL NA COLUNA A

Balanço global:

$$V + S = B + V_1 + F \quad (3.6)$$

Substituindo valores na Equação 3.6:

$$62.781,8 + S = 402.672 + V_1 + 59819,3$$

Balanço parcial:

A concentração do “V₁” é a mesma do flegma “F”, ou seja, $x_{V_1} = 0,425$, pois “V₁” e o flegma, são oriundos do mesmo prato (prato superior da coluna A).

$$x_V V + x_S S = x_B B + x_{V_1} V_1 + x_F F \quad (4.6)$$

Substituindo valores na Equação 4.6:

$$0 \times 62781,8 + x_S S = 0,00025 \times 402.672 + 0,425 \times V_1 + 0,425 \times 59819,3$$

Usando o diagrama entalpia-concentração, y_1 situa-se sobre a linha de vapor saturado. Por y_1 uma linha de união (*tieline*) estima-se a concentração do líquido saturado que abandona o prato superior da coluna “A” ($x_A=0,0642$). Essa concentração é praticamente a concentração de alimentação da coluna A1.

A concentração de “ x_S ” de corrente “S” que abandona o 4º prato da coluna “A1” tem concentração superior à “S”. Esse valor é indeterminado em função dos dados disponíveis.

Contudo estimando “ x_S ” 10% superior a “ x_1 ”, tem-se:

$$x_s = 1,1 \times 0,00642 = 0,0706 \quad (5.6)$$

Esse valor foi usado para o cálculo de V_1 e S:

Da Equação (4.6):

$$0,0706 \times S = 25.523,9 + 0,425 \times V_1$$

Da Equação (3.6):

$$S = 399.709,5 + V_1$$

Substituindo a Equação 3.6 na Equação 4.6, tem-se:

$$V_1 = 7.606,1$$

$$S = 407.315,6$$

7 DETERMINAÇÃO DO NÚMERO DE ETAPAS IDEAIS PARA A COLUNA A

A Figura 10 mostra as correntes em kg/h e as frações mássicas consideradas para a determinação do número de etapas ideais para a coluna A, onde estão representadas: a corrente de vapor direto “V”; a corrente “S” que alimenta a coluna “A”, o produto de topo que é o flegma “P” e a vinhaça que é o produto de fundo “B”.

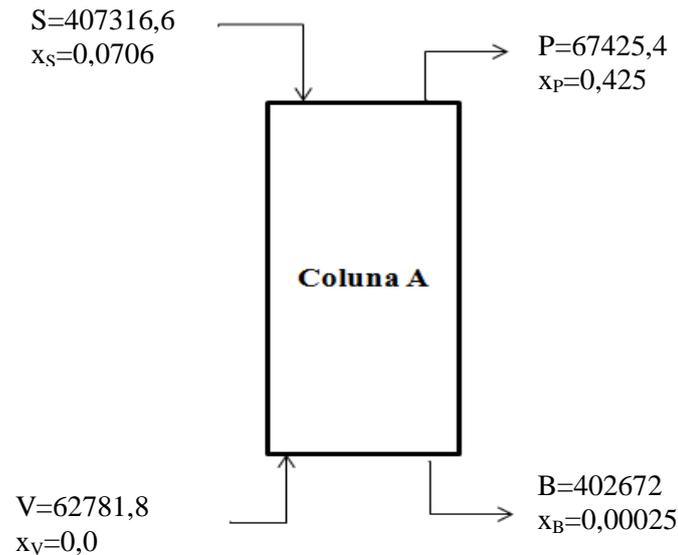


Figura 10 - Representação das correntes da Coluna A

A entalpia do vapor direto é obtida através da Tabela Termodinâmica do vapor de água visto que a temperatura do vapor é de 115 °C, obteve-se uma entalpia de 1.160,3 Btu/lb, a qual é representada na Figura 12 para determinação do número de etapas ideais pelo Método de Ponchon-Savarit.

A fração mássica do produto a ser destilado, o flegma, é conhecida e representada na Figura 12 pelo ponto “ x_0 ” ou “ x_P ” sobre a linha de líquido saturado, onde é representado o produto obtido com exclusão da energia que é recebida pelo vapor.

Conhecendo-se a fração molar da alimentação da coluna e sabendo-se que a mesma entra pelo prato superior como líquido saturado, fica representada sobre a linha de líquido saturado pelo ponto “ x_S ”.

Na Figura 12a corrente “O” corresponde a soma da alimentação da coluna (S) com o vapor direto (V) ou a soma do produto de fundo (B) com o produto destilado obtido no topo da coluna (P).

$$O = V + S \text{ ou } O = B + P \quad (1.7)$$

Substituindo valores na Equação 1.7:

$$O = 62.781,8 + 407.316,6 = 470.098,4$$

$$\frac{V}{S} = \frac{\overline{SO}}{\overline{VO}} \quad (2.7)$$

Sendo \overline{SO} e \overline{VO} seguimento de retas.

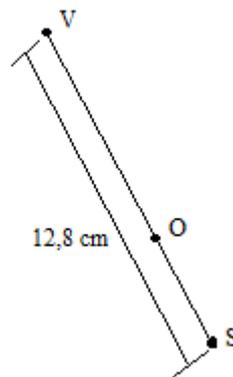


Figura 11 - Distância entre alimentação da coluna e o vapor.

Substituindo valores na Equação 2.7:

$$\frac{V}{S} = \frac{62.781,8}{407.316,6}$$

$$\frac{V}{S} = 0,154$$

Também:

$$\frac{V}{V + S} = \frac{62.781,8}{470068,4} = 0,133 = \frac{\overline{OS}}{\overline{VS}} \quad (3.7)$$

Sendo \overline{OS} e \overline{VS} seguimentos de reta.

$$\overline{OS} = 0,133 \times 12,8$$

Portanto \overline{OS} é igual a 1,70 cm.

Com isso, localiza-se o ponto “O” na figura. Ligando o ponto “B” com “O” obtém-se “ $y_{\Delta P}$ ”.

Conhecendo a fração molar de produto de fundo “ x_B ” que é igual a 0,00025 e está representado sobre a linha de líquido saturado, traçando uma linha a partir de “ x_B ” passando

por “O” até a interseção com a reta que representa o produto de topo, o flegma, obteve-se o valor do produto destilado mais a energia que é adicionada pelo vapor direto, representada na Figura 12 por “ $y_{\Delta P}$ ”.

Ao prolongar-se uma linha partindo de “ y_{n+1} ” passando por “ x_B ”, esta é a diferença entre o vapor alimentado na coluna e o produto de fundo e é representado na Figura 12 por “ $x_{\Delta B}$ ”.

A linha mostrada na Figura 12 ao traçar uma reta de $x_{\Delta B}$ ” até “ $y_{\Delta P}$ ” define o prato de alimentação.

O ponto “ $y_{\Delta P}$ ” é utilizado para estabelecer os balanços de massa e de energia para a parte de cima do prato de alimentação. Abaixo do prato de alimentação, é aplicado para balanço de massa e energia o ponto de “ $x_{\Delta B}$ ”.

O número necessário de pratos de equilíbrio se determina pela construção prato a prato mostrado na Figura 12, começando pelo ponto “ y_1 ”, que representa as condições de vapor desprendido do primeiro prato da coluna. Ao utilizar-se uma linha de amarração (linhas em vermelho na Figura 12) encontra-se o ponto x_1 , que representa o líquido em equilíbrio de abandona o prato 1.

Observa-se que a concentração do líquido que abandona o prato 1 (x_1) já esta abaixo da linha que define a alimentação da coluna. Portanto a alimentação da coluna é efetuada no prato 1. Passa-se a utilizar o ponto “ $x_{\Delta B}$ ” para determinar os demais pratos da coluna.

As condições de vapor saturado para o prato 2 localizado sobre a linha de vapor saturado (y_2), sendo a interseção com a linha traçada por “ $x_{\Delta B}x_1$ ”. Este procedimento é repetido até que se ultrapasse o ponto “ x_B ”. Dessa maneira descrita é feito o balanço prato a prato, encontrando-se assim a composição do vapor e do líquido que abandonam cada prato ideal, e a quantidade de pratos ideais necessários para a coluna.

De acordo com a construção mostrada na Figura 12 o número necessário de pratos de equilíbrio é 8, e a alimentação é introduzido no prato 1.

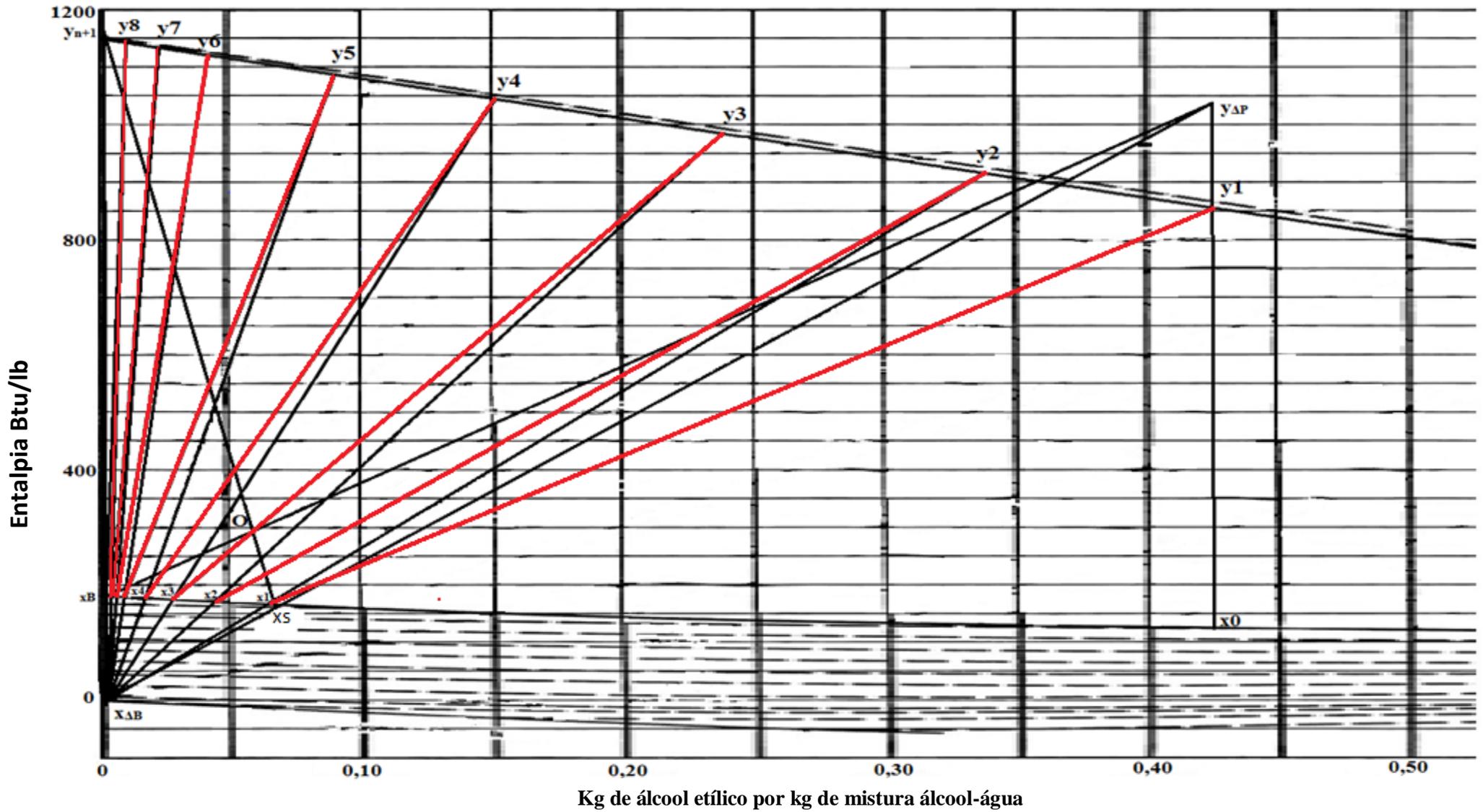


Figura 12 - Determinação do número de etapas ideais.

8 EFICIÊNCIA GLOBAL DA COLUNA A

A eficiência global (EG) é definida, simplesmente, como a razão entre o número de estágios ideais de equilíbrio calculado para uma dada separação e o número de estágios reais necessários para efetuar esta separação.

$$EG = \frac{\text{número de estágios ideais de equilíbrio}}{\text{número de estágio reais necessários}} \times 100 \quad (1.8)$$

Sendo assim;

$$EG = \frac{8}{22} \times 100$$

$$EG = 36,4 \%$$

9 EFICIÊNCIA DE MURPHREE

A Eficiência de Murphree é representada pela Equação 1.9.

$$E_H = \frac{y_n - y_{n+1}}{y_n^* - y_{n+1}} \quad (1.9)$$

A Figura 13 representa um prato n e as composições de líquido e vapor que chegam e abandonam o prato.

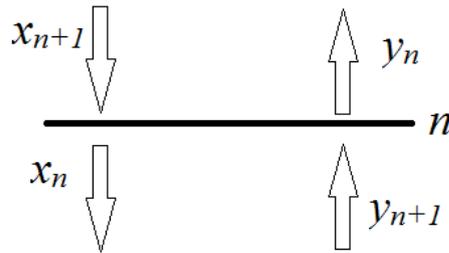


Figura 13 - Contato entre as fases no estágio n .

O vapor que chega no prato n (y_{n+1}) é identificado na Figura 14 pelo ponto (x_n, y_{n+1}) . O termo y_n^* é a composição do vapor que estaria em equilíbrio com o líquido e o termo y_n é usado para determinar pontos para a Linha de Equilíbrio Efetiva como ilustra a Figura 14.

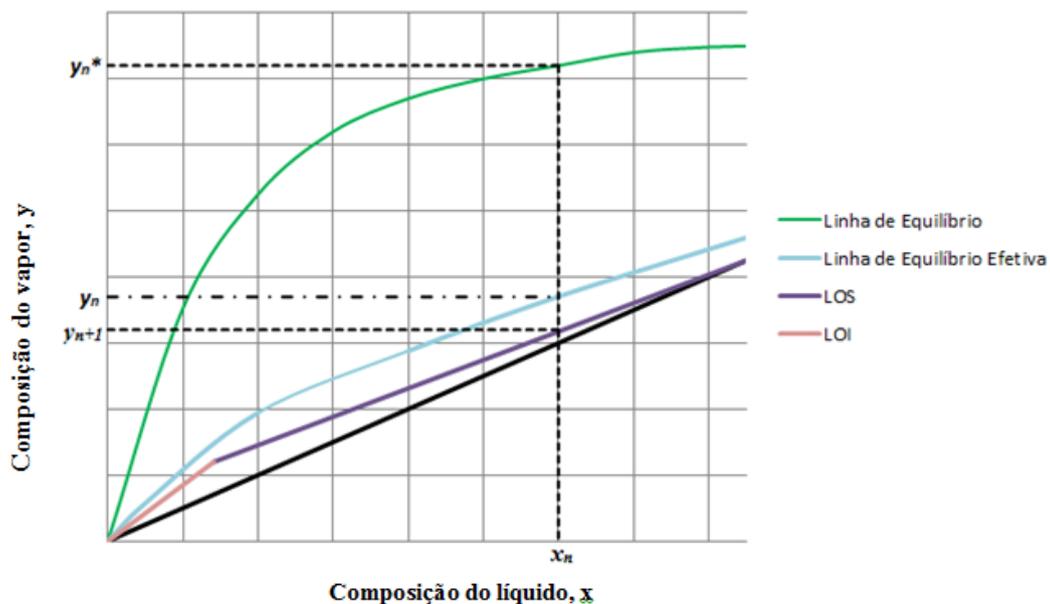


Figura 14 - Construção da Linha de Equilíbrio Efetiva.

Sendo assim, sabendo-se que a coluna possui 22 pratos, é determinado uma nova Linha de Equilíbrio (Linha de Equilíbrio Efetiva) após fazer estimativas com a eficiência, e são mostradas na Figura 15, Figura 16 e Figura 17.

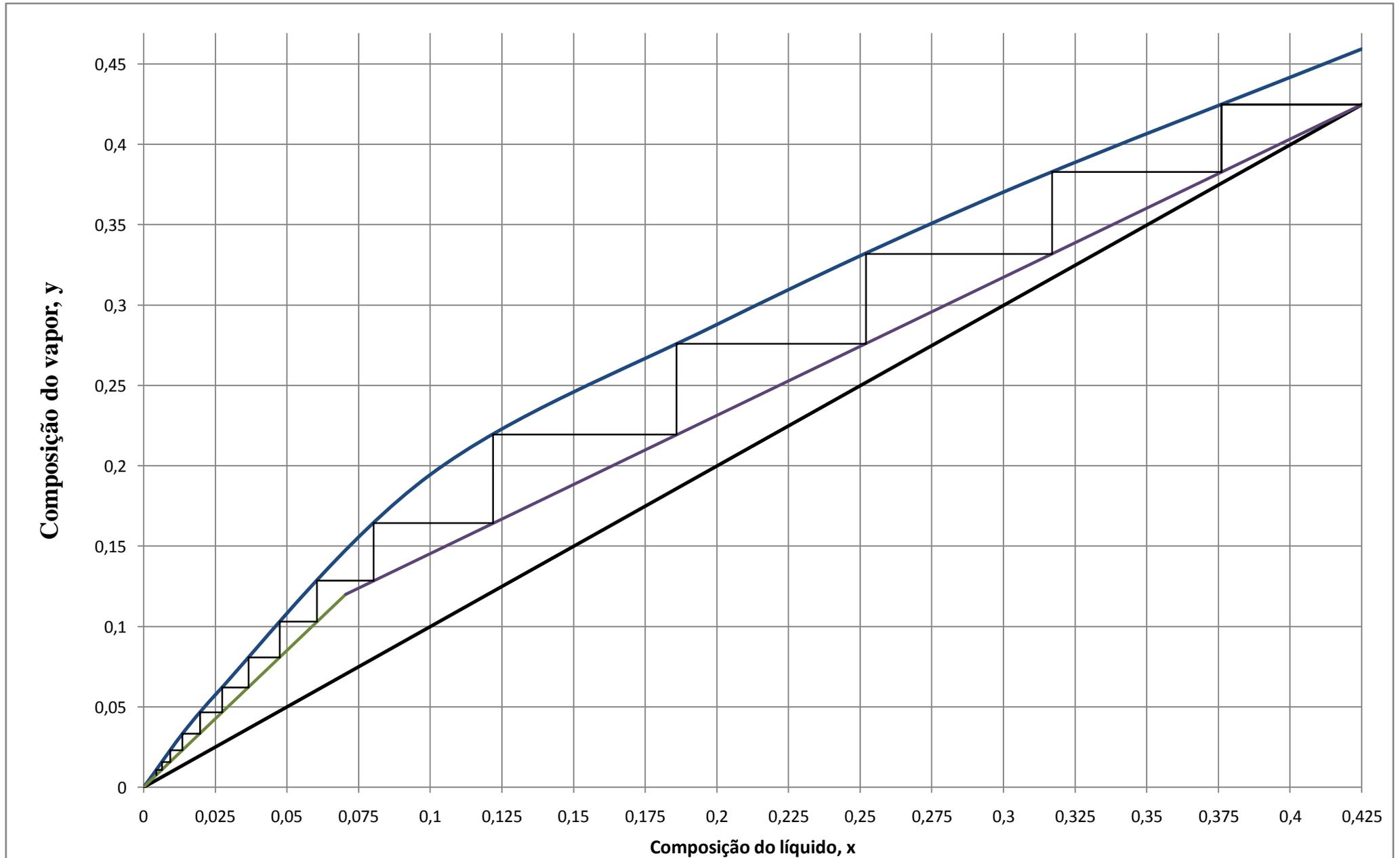


Figura 15 - Construção dos estágios reais.

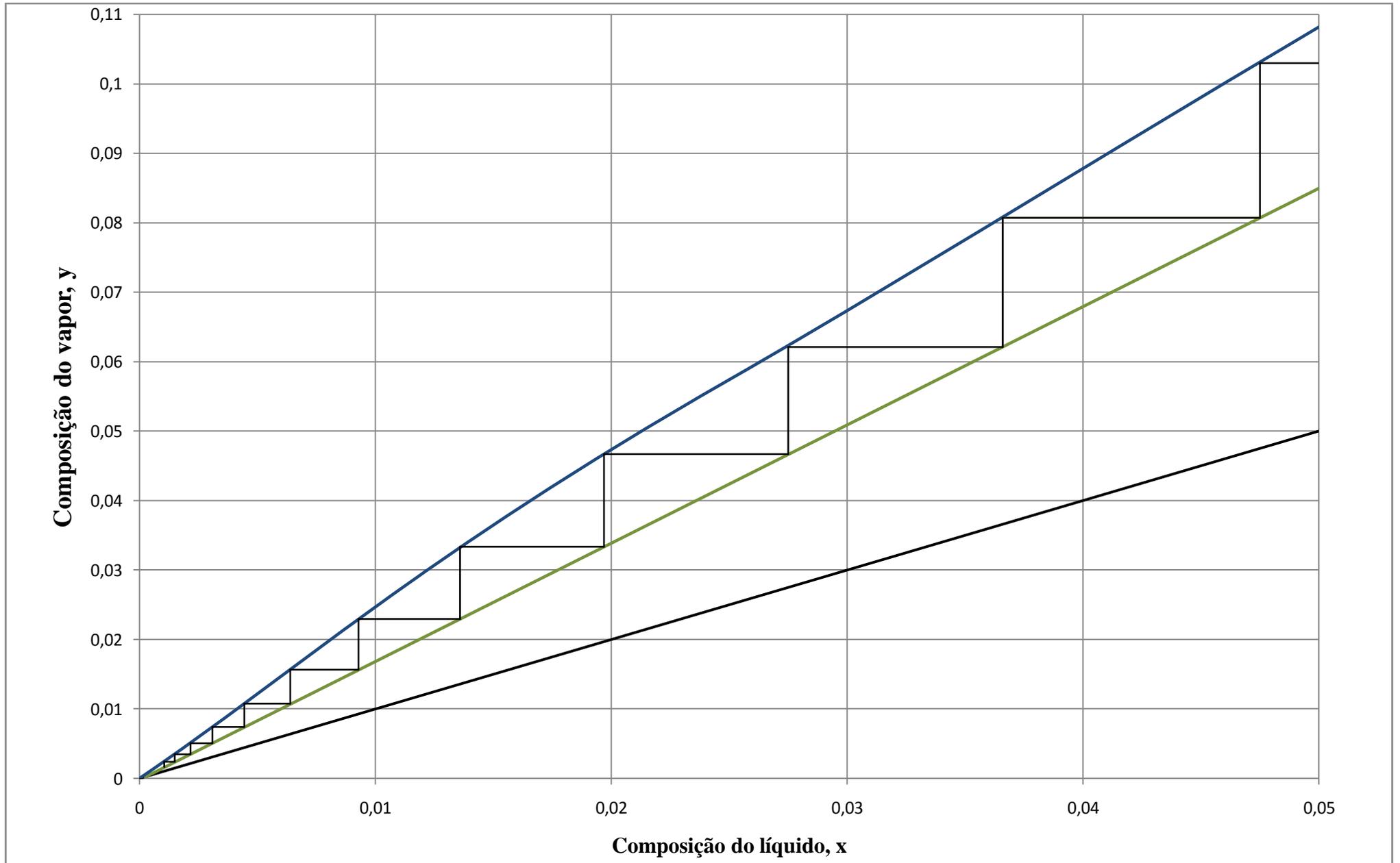


Figura 16 - Construção dos estágios reais ampliado (eixo x – 0 a 0,05 e eixo y – 0 a 1,1).

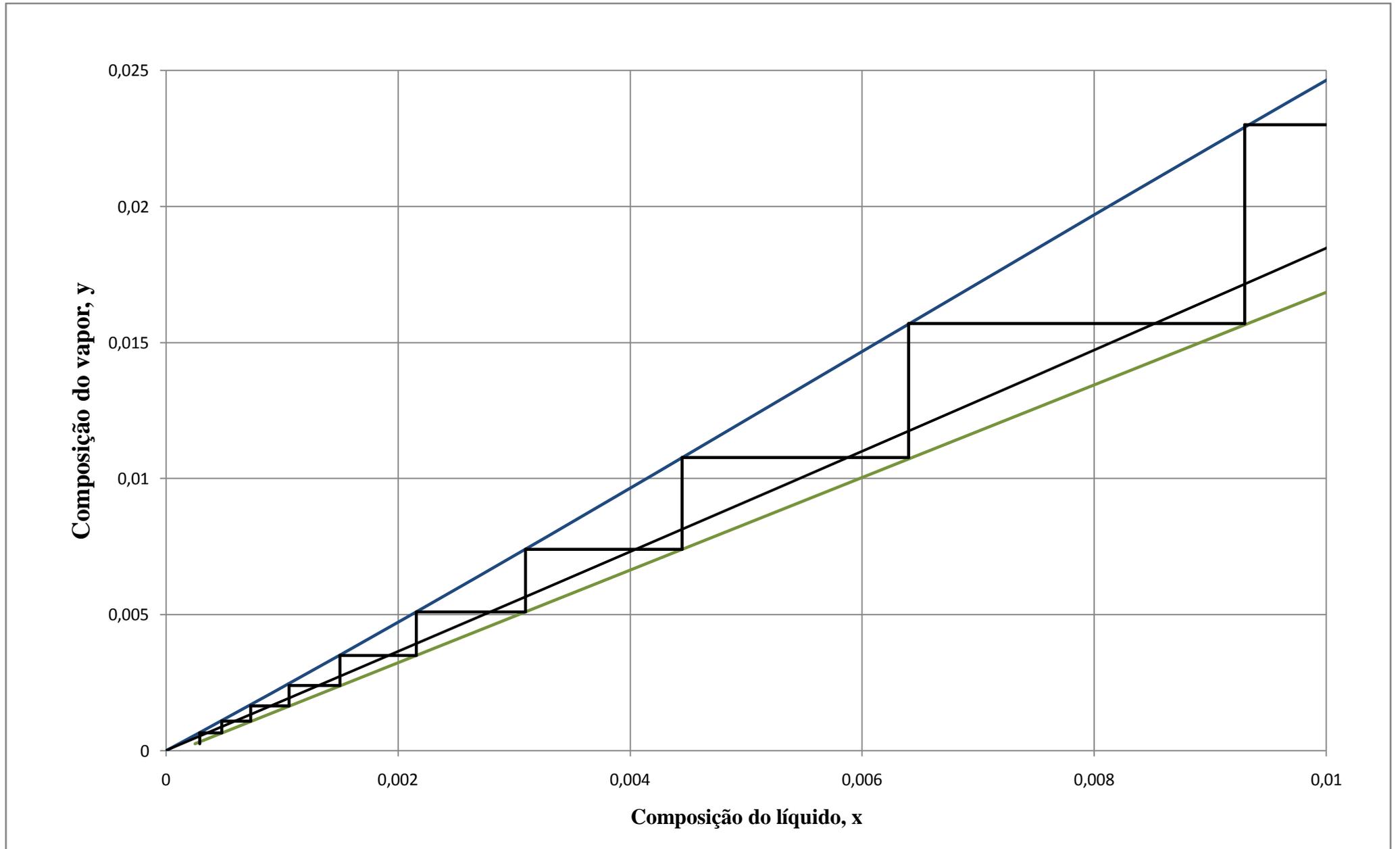


Figura 17 - Construção dos estágios reais ampliado (eixo x – 0 a 0,01 e eixo y – 0 a 0,025).

A eficiência encontrada após as estimativas foi de 12 %, chegando-se assim ao total de número de etapas reais que já era conhecida.

10 CONCLUSÃO

No presente trabalho estudou-se a coluna “A”, que constitui uma etapa de um conjunto de destilação para a produção de etanol hidratado. Para a determinação das correntes da coluna “A”, iniciou-se os cálculos a partir da coluna “A1”. Foram realizados os balanços de massa da coluna “A1” e da coluna “A”.

Com os dados obtidos através do projeto, dados operacionais e balanços de massa foi determinado as correntes da coluna. A alimentação da coluna “A” é de aproximadamente 407.315,6 kg/dia com teor alcoólico de 7,06% em massa. Na mesma coluna foi efetuado alimentação de vapor direto.

O fornecimento de energia para o processo de destilação ocorre por vapor direto proveniente do processo de evaporação do caldo. A utilização do vapor direto requer um número maior de pratos, porém é um processo mais barato que a utilização de um reboiler para a geração do vapor e dispensa os custos com limpeza. A quantidade de vapor usado na coluna é de 62.781,8 kg/dia a uma temperatura de aproximadamente 115 °C e o produto obtido (flegma) é de 67.425,4 kg/dia, sendo 7.606,1 kg/dia alimentado na base da coluna “A1” e 59.819,3 kg/dia direcionados para as colunas de purificação (“B1/B”).

Com a utilização do Diagrama Entalpia-Concentração através do método Ponchon-Savarit, determinou-se 8 etapas ideais, o que representa o número de estágios mínimos necessários para se promover a separação desejada.

A coluna industrial possui um total de 22 estágios, sendo esse o número de estágios reais necessários, o que possibilitou a determinação de uma Eficiência Global de 36,4%. A eficiência global não possui muito fundamentos físicos, e foi determinado também a Eficiência de Murphree de 12% que possibilitou o cálculo do número de etapas reais, usando o Método de McCabe-Thiele.

REFERÊNCIAS

ALMEIDA, A. **Perspectivas 2017**. Disponível em: <<http://www.quimica.com.br/perspectivas-2017-etanol-producao-e-demanda-caem-mas-usinas-investem-nos-canaviais-e-esperam-precos-adequados/>>. Acesso em: 15 jun. 2017.

ALVES, M. et al. **Estudo comparativo do processo de destilação extrativa com utilização do monoetileglicol e 1- metilimidazólio cloreto para desidratação do etanol**. 2014. Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2014.

Análise da situação da produção de etanol e biodiesel no Brasil. São Paulo: SciELO, 2010

BASSO, T. O. Melhoramento da fermentação alcóolica em *Saccharomyces cerevisiae* por engenharia evolutiva. Título 2011. Tese (Biotecnologia)- Universidade de São Paulo, São Paulo – SP, 2011.

BROWN, G.G. **Operaciones básicas de la Ingeniería Química**. 1951.

CAMPOS, E. N. **Desempenho da recentrifugação celular no processo de fermentação de etanol biocombustível em escala industrial**. 2013. Curso superior de tecnologia em biocombustíveis - Universidade Federal do Paraná, Palotina – PR, 2013.

CARLOS A. F. RIBEIRO S. A. G. BLUMER J. H. Apostila de Fundamentos de Tecnologia Sucroalcooleira. **Tecnologia do álcool**. 1999.

CASTANHEIRA, D. D. **Estudos sobre a produção de etanol em células de *Saccharomyces cerevisiae* com maior atividade da enzima H⁺-ATPase de membrana citoplasmática**. 2013. Dissertação Biotecnologia- Universidade Federal de Ouro Preto, Ouro Preto-MG, 2013. Disponível em: <http://www.repositorio.ufop.br/bitstream/123456789/2921/1/DISSERTA%C3%87%C3%83O_EstudoProdu%C3%A7%C3%A3oEtanol.PDF>. Acesso em: 10 abr. 2017.

CASTRO, H. F. Apostila de Processos Químicos II. **Indústria Alcooleira**. Escola de engenharia de Lorena –EEL. São Paulo, 2013.

CORAÇA, A. C. M. **Utilização de ácido sulfúrico no tratamento das leveduras na fermentação etanólica**. 2012. Dissertação (pós-graduação em gestão de produção industrial

sucroenergética – mta) - Centro de ciências agrárias, Universidade Federal de São Carlos, Piracicaba - SP, 2012.

CUESTA, M. P. J. MARTÍNEZ, R. E. **Operaciones de Separación em Ingeniería Química. Métodos de Cálculos.** Person Educación. 2004.

FERNANDES, A.C. **Cálculos na Agroindústria da Cana-de-Açúcar.** 3. ed. Piracicaba: STAB, 2011.

FIGUEIRÊDO, M. F. de. **Obtenção de etanol anidro via destilação extrativa: simulação e otimização.** 2009. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química)- Centro de Ciências e Tecnologia, Universidade Federal de Campina Grande, Campinas, 2009.

FINZER, J. R. D. Aula prática 3: **Destilação: Diferencial e Simples.** Uberaba: Uniube, 2017.

FOUST, A. S. et al. **Princípios das Operações unitárias.**2.ed. Rio de Janeiro: LTC, 2012.

FURLAN, F. F. **Desenvolvimento de ambiente integrado para simulação e otimização estática da produção de etanol a partir do bagaço da cana-de-açúcar por rota bioquímica.** 2012. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) - Universidade Federal de São Carlos, São Carlos, 2012.

JARDIM, H. A. S. P. M. **Construção e desenvolvimento metodológico de um aparelho de destilação.** 2014. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química)- Universidade Federal de São Carlos, São Carlos, 2014.

LIMA, U. A. et al (Ed.). **Biotecnologia Industrial:** Engenharia Bioquímica. São Paulo: Blucher, 2001. 3 v.

MATUGI, K. **Produção de etanol por destilação extrativa utilizando soluções salinas e glicerol.** 2013. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) - Universidade Federal de São Carlos, São Carlos, 2013.

MOREIRA, I. **A importância do etanol para a economia brasileira.** 2009. Disponível em: <<https://al-go.jusbrasil.com.br/noticias/1159554/a-importancia-do-etanol-para-a-economia-brasileira>>. Acesso em: 15 junho 2017.

NASCIMENTO, J. S.; MARTINS, P. S.; RAMALHO, R. T. E. Projeto de uma coluna de destilação. 2013. Dissertação (Operações Unitárias III)- Centro de Tecnologia, Universidade Federal da Paraíba, João Pessoa, 2013.

REIS, M. H. M. **Desenvolvimento de um programa para geração de mapas de curvas residuais e aplicação a processos de destilação azeotrópica e extrativa.** 2002. Dissertação (mestrado em engenharia química) - faculdade de engenharia química, universidade estadual de campinas, campinas, 2002.

SCHIMIDELL, W. et al (Ed.). **Biotecnologia Industrial: Engenharia Bioquímica.** São Paulo: Blucher, 2001. 2 v.

SILVA, D. R. S. **Sistema de destilação para produção de etanol hidratado.** Uberaba: Universidade de Uberaba, 2016.

SILVA, J. I. S. da. **Simulação dinâmica do processo de destilação de bioetanol em simulador baseado em equação (EMSO).** 2012. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) - Centro de Ciências Exatas e Tecnologia, Universidade Federal de São Carlos, São Carlos, 2012.

STEINLE, L. A. **Fatores que interferem na fermentação alcoólica.** 2013. Dissertação (Gestão do Setor Sucroenergético) - MTA, Sertãozinho – SP, 2013.

TONIATO, J. **Determinação de parâmetros cinéticos de fermentação alcoólica em diferentes substratos.** 2013. Dissertação (Agronomia)- Faculdade de ciências agrônômicas, Faculdade BOTUCATU – SP, 2013. Disponível em: <<http://www.pg.fca.unesp.br/Teses/PDFs/Arq1040.pdf>>. Acesso em: 10 abr. 2017.

TREYBAL, R. E. **Mass transfer operations.** 3.ed. McGraw-Hill. New York. 1981.

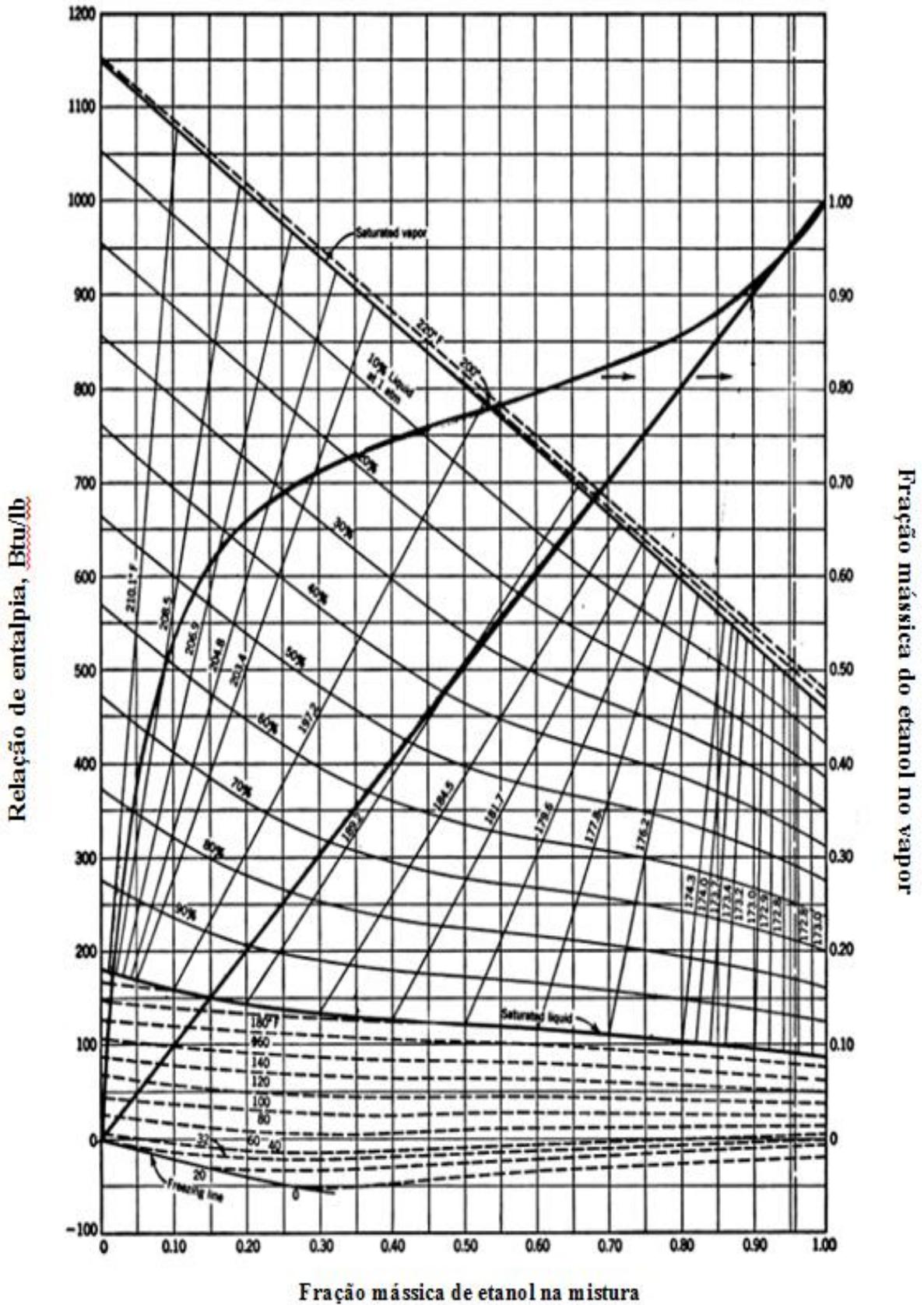
ANEXOS

ANEXO 1 – Tabela de conversão de álcool

U.K. (SIKES) % OF PROOF SPIRIT	SPECIFIC GRAVITY IN AIR AT 20/20 C	% OF ETHYL ALCOHOL BY WEIGHT	UNITED STATES % OF US PROOF SPIRIT	GAY LUSSAC DEGREES	% OF ETHYL ALCOHOL BY VOLUME AT 20/20 C	U.K. (SIKES) % OF PROOF SPIRIT	SPECIFIC GRAVITY IN AIR AT 20/20 C	% OF ETHYL ALCOHOL BY WEIGHT	UNITED STATES % OF US PROOF SPIRIT	GAY LUSSAC DEGREES	% OF ETHYL ALCOHOL BY VOLUME AT 20/20 C
0	0.0000	0.0	0.0	0.0	0.0	60	0.9582	28.4	68.6	34.3	34.4
1	0.9991	0.5	1.1	0.6	0.6	61	0.9574	28.9	69.8	34.9	35.0
2	0.9983	0.9	2.3	1.1	1.2	62	0.9566	29.4	70.9	35.4	35.5
3	0.9974	1.4	3.5	1.7	1.7	63	0.9558	29.9	72.0	36.0	36.1
4	0.9966	1.8	4.6	2.3	2.3	64	0.9549	30.3	73.2	36.6	36.7
5	0.9958	2.3	5.7	2.9	2.9	65	0.9541	30.9	74.3	37.1	37.2
6	0.9950	2.7	6.9	3.4	3.5	66	0.9532	31.4	75.4	37.7	37.8
7	0.9942	3.2	8.0	4.0	4.0	67	0.9524	31.9	76.6	38.3	38.4
8	0.9934	3.7	9.2	4.6	4.6	68	0.9515	32.4	77.7	38.9	38.9
9	0.9926	4.1	10.3	5.2	5.2	69	0.9506	32.9	78.9	39.4	39.5
10	0.9918	4.6	11.5	5.7	5.8	70	0.9496	33.4	80.0	40.0	40.1
11	0.9911	5.0	12.6	6.3	6.3	71	0.9487	33.9	81.1	40.6	40.6
12	0.9903	5.5	13.8	6.9	6.9	72	0.9478	34.4	82.3	41.1	41.2
13	0.9896	6.0	14.9	7.4	7.5	73	0.9468	34.9	83.4	41.7	41.8
14	0.9889	6.4	16.0	8.0	8.1	74	0.9458	35.4	84.6	42.3	42.4
15	0.9881	6.9	17.2	8.6	8.6	75	0.9449	35.9	85.7	42.9	42.9
16	0.9874	7.4	18.3	9.2	9.2	76	0.9439	36.4	86.8	43.4	43.5
17	0.9867	7.8	19.5	9.7	9.8	77	0.9429	36.9	88.0	44.0	44.1
18	0.9861	8.3	20.6	10.3	10.4	78	0.9419	37.5	89.1	44.6	44.6
19	0.9854	8.8	21.8	10.9	10.9	79	0.9409	38.0	90.3	45.1	45.2
20	0.9847	9.2	22.9	11.5	11.5	80	0.9398	38.5	91.4		
21	0.9840	9.7	24.1	12.0	12.1	81	0.9388	39.0	92.5	46.3	46.3
22	0.9834	10.2	25.2	12.6	12.7	82	0.9377	39.6	93.7	46.8	46.9
23	0.9827	10.6	26.4	13.2	13.2	83	0.9367	40.1	94.8	47.4	47.5
24	0.9820	11.1	27.5	13.7	13.8	84	0.9356	40.6	96.0	48.0	48.0
25	0.9814	11.6	28.7	14.3	14.4	85	0.9345	41.1	97.1	48.5	48.6
26	0.9808	12.0	29.8	14.9	14.9	86	0.9334	41.7	98.2	49.1	49.2
27	0.9802	12.5	30.9	15.5	15.5	87	0.9323	42.2	99.4	49.7	49.8
28	0.9795	13.0	32.1	16.0	16.1	88	0.9312	42.7	100.5	50.2	50.3
29	0.9789	13.5	33.2	16.6	16.7	89	0.9301	43.3	101.7	50.8	50.9
30	0.9783	13.9	34.4	17.2	17.2	90	0.9290	43.8	102.8	51.4	51.5
31	0.9777	14.4	35.5	17.8	17.8	91	0.9278	44.3	103.9	52.0	52.0
32	0.9771	14.9	36.7	18.3	18.4	92	0.9266	44.9	105.1	52.5	52.6
33	0.9764	15.4	37.8	18.9	19.0	93	0.9255	45.4	106.2	53.1	53.2
34	0.9758	15.8	39.0	19.5	19.5	94	0.9243	46.0	107.4	53.7	53.7
35	0.9752	16.3	40.1	20.1	20.1	95	0.9231	46.5	108.5	54.2	54.3
36	0.9746	16.8	41.3	20.6	20.7	96	0.9219	47.1	109.6	54.8	54.9
37	0.9740	17.3	42.4	21.2	21.3	97	0.9207	47.6	110.8	55.4	55.4
38	0.9734	17.7	43.5	21.7	21.8	98	0.9195	48.2	111.9	56.0	56.0
39	0.9727	18.2	44.7	22.3	22.4	99	0.9182	48.7	113.1	56.5	56.6
40	0.9721	18.7	45.8	22.9	23.0	100	0.9170	49.3	114.2	57.1	57.2
41	0.9715	19.2	47.0	23.5	23.5	101	0.9158	49.8	115.3	57.7	57.7
42	0.9709	19.6	48.1	24.0	24.1	102	0.9145	50.4	116.5	58.2	58.3
43	0.9702	20.1	49.2	24.6	24.7	103	0.9133	51.0	117.6	58.8	58.9
44	0.9696	20.6	50.4	25.2	25.3	104	0.9120	51.5	118.8	59.4	59.4
45	0.9689	21.1	51.5	25.7	25.8	105	0.9107	52.1	119.9	60.0	60.0
46	0.9683	21.6	52.6	26.3	26.4	110	0.9042	55.0	125.6	62.8	62.8
47	0.9676	22.0	53.8	26.9	27.0	115	0.8976	57.9	131.3	65.6	65.7
48	0.9669	22.5	54.9	27.5	27.5	120	0.8907	60.8	137.0	68.5	68.5
49	0.9663	23.0	56.1	28.0	28.1	125	0.8836	63.9	142.7	71.3	71.4
50	0.9656	23.5	57.2	28.6	28.7	130	0.8763	67.0	148.4	74.2	74.2
51	0.9649	24.0	58.3	29.1	29.2	135	0.8687	70.1	154.1	77.0	77.1
52	0.9642	24.5	59.5	29.7	29.8	140	0.8610	73.4	159.8	79.9	79.9
53	0.9635	24.9	60.6	30.3	30.4	145	0.8529	76.7	165.4	82.7	82.7
54	0.9628	25.4	61.8	30.9	31.0	150	0.8445	80.1	171.1	85.6	85.6
55	0.9621	25.9	62.9	31.5	31.5	155	0.8357	83.6	176.8	88.4	88.4
56	0.9613	26.4	64.1	32.0	32.1	160	0.8263	87.3	182.5	91.3	91.3
57	0.9605	26.9	65.2	32.6	32.7	165	0.8161	91.2	188.2	94.1	94.1
58	0.9598	27.4	66.3	33.2	33.2	170	0.8047	95.2	193.9	96.9	97.0
59	0.9590	27.9	67.5	33.7	33.8	175.35	0.7904	100.0	200.0	100.0	100.0

FONTE:FINZER, 2017.

ANEXO 2 – Diagrama entalpia-composição para mistura etanol-água



FONTE: BROWN, 1951.