



**UNIVERSIDADE FEDERAL DA PARAÍBA**  
**CENTRO DE TECNOLOGIA E DESENVOLVIMENTO REGIONAL**  
**CURSO DE TECNOLOGIA EM PRODUÇÃO SUCROALCOOLEIRA**

**TRABALHO DE CONCLUSÃO DE CURSO**

**MODELAGEM E SIMULAÇÃO DOS PROCESSOS DE DESTILAÇÃO  
PARA PRODUÇÃO DO ETANOL HIDRATADO COM AQUECIMENTO  
DIRETO E INDIRETO**

**LUANA PEREIRA DE SOUZA**

**JOÃO PESSOA - PB**  
**2017**

**Luana Pereira de Souza**

**MODELAGEM E SIMULAÇÃO DOS PROCESSOS DE DESTILAÇÃO  
PARA PRODUÇÃO DO ETANOL HIDRATADO COM AQUECIMENTO  
DIRETO E INDIRETO**

Trabalho de Conclusão do Curso Superior de Tecnologia em Produção Sucroalcooleira do Centro de Tecnologia e Desenvolvimento Regional da Universidade Federal da Paraíba, apresentado como requisito para obtenção do Grau de Tecnólogo em Produção Sucroalcooleira

**Orientadora:**

**Prof. Dra. Angela Lucínia Urtiga Vasconcelos**

João Pessoa –PB

Junho de 2017

S729m Souza, Luana Pereira de.

Modelagem e simulação dos processos de destilação para produção do etanol hidratado com aquecimento direto e indireto. [recurso eletrônico] / Luana Pereira de Souza. -- 2017.

58 p. + CD.

Sistema requerido: Adobe Acrobat Reader.

Orientador: Dra. Angela Lucinia Urtiga Vasconcelos.

Trabalho de Conclusão de Curso (Graduação - Tecnologia Sucroalcooleira) – CTDR/UFPB.

1. Etanol. 2. Destilação - Processo. 3. Vinhaça. I. Vasconcelos, Angela Lucinia Urtiga. II. Título.

CDU: 661.722(043.2)

**MODELAGEM E SIMULAÇÃO DOS PROCESSOS DE  
DESTILAÇÃO PARA PRODUÇÃO DO ETANOL HIDRATADO  
COM AQUECIMENTO DIRETO E INDIRETO**

TCC aprovado em 07/06/2017 como requisito para a conclusão do curso de  
Tecnologia em Produção Sucroalcooleira da Universidade Federal da Paraíba.

**BANCA EXAMINADORA:**

*Angela Lucinia U. Vasconcelos*

---

Prof. Dra. Angela Lucinia Urtiga Vasconcelos  
Universidade Federal da Paraíba

*Erika Adriana de Santana Gomes*

---

Prof. Dra. Erika Adriana de Santana Gomes  
Universidade Federal da Paraíba

*Joelma Morais Ferreira*

---

Prof. Dra. Joelma Morais Ferreira  
Universidade Federal da Paraíba

## AGRADECIMENTOS

Dizer obrigada, às vezes, não é suficiente para agradecer a força que Deus tem me dado para superar todas as dificuldades enfrentadas durante a realização deste trabalho de conclusão de curso.

Obrigada a você orientadora Prof. Dra Angela Lucínia pela dedicação, paciência e pelo grande aprendizado ao longo de todo o período letivo, não poderia ter escolhido uma orientadora melhor.

Quero agradecer a minha família pelo apoio, assistência e conforto ao longo dos 4 anos de graduação.

Quero agradecer aos meus amigos: Ana Luisa, Ana Flora, Cíntia, Juliana, Nalva, Djane, Ellys, Fernandah pela compreensão dos vários momentos ausentes que não pude compartilhar alegrias de uma comemoração. Obrigada por sempre estar ao meu lado naqueles dias mais difíceis, me acalmar e não me fazer desistir.

Agradeço aos meus colegas de faculdade: Antônio, Missilene, Sayonara, Gleydson, Clara, Paula e Sylvania por estar mais próximo das atividades acadêmicas, dos trabalhos e parcerias realizadas das alegrias e dramas vivenciados.

A luta foi grande, precisamente passei por 52 disciplinas e todas com suas respectivas dificuldades e desafios. Por isso, quero agradecer a todos os professores do Departamento de Tecnologia Sucroalcooleira pelo grande aprendizado.

Por fim, quero agradecer em especial a três professoras: Ericka, Joelma e Angela. As três representaram as disciplinas mais difíceis, foram as quais eu mais me esforcei, mas também, foram às quais, mais aprendi.

E hoje, com orgulho eu concluo à graduação em Tecnologia de Produção Sucroalcooleira, com uma maturidade e conhecimento superior do que quando entrei.

*“Dizem que a vida é para quem sabe viver, mas ninguém nasce pronto. A vida é para quem é corajoso o suficiente para se arriscar e humilde o bastante para aprender”.*

*Clarice Lispector*

## RESUMO

O presente estudo investiga o efeito do aquecimento direto e indireto sobre a quantidade de resíduos gerados no processo de destilação para produção do álcool hidratado. O processo de destilação, na indústria sucroalcooleira, é realizado por duas sessões: destilação e retificação. Nelas o aquecimento é feito a partir do vapor, de forma direta ou indireta. O aquecimento de forma direta é caracterizado pelo uso do vapor de aquecimento em contato direto com o produto a ser aquecido e o aquecimento indireto é caracterizado pelo contato indireto entre o vapor de aquecimento e produto a ser aquecido. E para representar esse processo, foi criado através da simulação computacional dois sistemas um com aquecimento direto e o outro com aquecimento indireto através dos refeedores na base da coluna. Os resultados obtidos demonstraram que a condução do aquecimento de forma direta, promoveu um aumento na geração de vinhaça e flegmaça. E o aquecimento indireto se mostrou mais eficiente pela sua redução dos resíduos gerados no processo destilatório em 16,62% de vinhaça e 20,49% de flegmaça, além de uma redução 20,21% da quantidade de água na vinhaça e 32,73% da quantidade de água na flegmaça. Considerando a tendência de crescimento da indústria de etanol e de sua geração de resíduos, que representa bilhões de litros anuais, e suas principais disposições no Brasil seja por meio da fertirrigação, conduzindo à praticas incorretas de disposição deste resíduo no meio ambiente. Portanto, torna-se possível através da alteração do tipo de aquecimento para o contato indireto a redução da quantidade desse efluente líquido e do impacto deste no meio ambiente.

**Palavra- Chave:** simulação, destilação, etanol, vinhaça, refeedor.

## ABSTRACT

The present study investigates the effect of direct and indirect heating on the amount of waste generated in the distillation process for the production of hydrated alcohol. The distillation process, in the sugar and alcohol industry, is carried out by two sessions: distillation and rectification. In them the heating is done from the steam, directly or indirectly. Direct heating is characterized by the use of the heating vapor in direct contact with the product to be heated and the indirect heating is characterized by the indirect contact between the heating vapor and the product to be heated. And to represent this process, two systems one with direct heating and the other one with indirect heating were created through the computer simulation through the referents at the base of the column. The results obtained showed that the conduction of the heating directly promoted an increase in vinasse and phlegmae generation. The indirect heating was more efficient due to its reduction of the residues generated in the distillation process in 16.62% of vinasse and 20.49% of phlegmaça, in addition to a 20,21% reduction in the quantity of water in the vinasse and 32,73 % Of the amount of water in the phlegma. Considering the growth trend of the ethanol industry and its waste generation, which represents billions of liters per year, and its main provisions in Brazil are through fertigation, leading to incorrect disposal practices of this waste in the environment. Therefore, it is possible by changing the type of heating for indirect contact to reduce the amount of this liquid effluent and its impact on the environment.

**Keywords:** simulation, distillation, ethanol, vinasse, reboiler.

## LISTA DE FIGURAS

Figura 1. Rotas tecnológicas para produção de etanol.....	16
Figura 2. Diagrama de fluxo da produção de etanol da cana .....	17
Figura 3. Fluxograma do processo de produção de álcool hidratado .....	22
Figura 4. Diagramas de equilíbrio $y,x$ .....	23
Figura 5 - Diagrama de equilíbrio líquido-vapor.....	23
Figura 6 - Componentes de uma coluna de destilação.....	24
Figura 7 - Modelo de Estágio de Equilíbrio .....	28
Figura 8 - Representação esquemática dos fluxos entre cada estágio em uma coluna de destilação .....	30
Figura 9 - Sistema 1 .....	33
Figura 10 - Sistema 2 .....	34
Figura 11 - Perfil da composição da fase líquida nos estágios da Coluna A do sistema 1. ....	50
Figura 12 - Perfil da composição na fase líquida nos estágios da coluna A do sistema 2. ....	50
Figura 13 - Perfil de composição da fase vapor nos estágios da coluna A do sistema 1. ....	51
Figura 14 - Perfil de composição da fase vapor nos estágios da coluna A do sistema 2. ....	51
Figura 15 - Vazão mássica do vapor e do líquido da coluna A do sistema 1.....	52
Figura 16 - Vazão mássica do vapor e do líquido da coluna A do sistema 2.....	52
Figura 17 - Perfil da temperatura da coluna A do sistema 1. ....	53
Figura 18 - Perfil da temperatura da coluna A do sistema 2. ....	53
Figura 19 - Perfil de composição da fase líquida nos estágios da coluna B do sistema 1 .....	54
Figura 20 - Perfil de composição da fase líquida nos estágios da coluna B do sistema 2 .....	54
Figura 21- Perfil de composição da fase vapor nos estágios da coluna B do sistema 1 .....	55
Figura 22 - Perfil de composição da fase vapor nos estágios da coluna B do sistema 2 .....	55
Figura 23 - Vazão mássica do vapor e do líquido da coluna B do sistema 1 .....	56
Figura 24 - Vazão mássica do vapor e do líquido da coluna B do sistema 2.....	57



Figura 25 - Perfil da temperatura da coluna B do sistema 1 .....	58
Figura 26 - Perfil da temperatura da coluna B do sistema 2 .....	58

## LISTA DE TABELAS

Tabela 1 - Composição média do vinho delevedurado da Usina da Pedra. ....	32
Tabela 2 - Componentes do vinho estudados e nome correspondente no simulador .....	32
Tabela 3 - Especificação da corrente de alimentação VINHO.....	35
Tabela 4 - Composição da corrente de alimentação VINHO .....	35
Tabela 5 - Especificação da corrente de alimentação VAPOR-A.....	35
Tabela 6 - Composição da corrente de alimentação VAPOR-A .....	36
Tabela 7 - Especificação da corrente de alimentação VAPOR-B .....	36
Tabela 8 - Composição da corrente de alimentação VAPOR-B .....	36
Tabela 9 - Condições operacionais das colunas de destilação do sistema 1. ....	37
Tabela 10 - Condições operacionais das colunas de destilação do sistema 2. ....	38
Tabela 11 - Condições operacionais da bomba e do compressor dos sistemas 1 e 2. ....	39
Tabela 12 - Resultados da corrente LIQ-FLEG dos sistemas 1 e 2.....	40
Tabela 13 -Resultados da corrente VAP-FLEG dos sistema 1 e 2.....	41
Tabela 14 - Resultados da corrente ETANOL-H dos sistemas 1 e 2.....	41
Tabela 15 - Resultados da corrente VINHACA dos sistemas 1 e 2. ....	42
Tabela 16 - Resultados da corrente FLEGMACA dos sistemas 1 e 2 .....	43

## LISTA DE SIMBOLOS

- $a_{ij}$  Parâmetros de interação entre os grupos  $i$  e  $j$ ;
- $A_{ij}$  Parâmetro de energia do modelo de Wilson;
- $B$  Parâmetro da equação de Peng-Robinson na forma reduzida;
- $B$  Parâmetro da equação de Riedel;
- $B$  Produto de fundo;
- $D$  Destilado;
- $F_j$  Corrente de alimentação do estágio  $j$ ;
- $h$  Entalpia da fase líquida;  $H$  Entalpia da fase vapor;
- $k_{ij}$  Parâmetro de interação binária da equação de Peng-Robinson;
- $K$  Constante de equilíbrio químico;
- $K$  Relação de equilíbrio líquido-vapor;
- $l_{ij}$  Parâmetro de interação binária da equação de Peng-Robinson;
- $L_j$  Corrente de líquido saindo do estágio  $j$ ;
- $N_p$  Número total de estágios;  $N_r$  Número total de reações;
- $q$  Qualidade da corrente de alimentação;
- $q_j$  Parâmetro da área superficial do elemento  $j$ ;
- $Q_j$  Calor retirado do estágio  $j$ ;
- $r_B$  Razão de refluxo no refeedor;
- $r_D$  Razão de refluxo no condensador;
- $T$  Temperatura;

$T_j$  Temperatura do estágio  $j$ ;

$U_j$  Saída lateral de líquido do estágio  $j$ ;

$V_j$  Corrente de vapor saindo do estágio  $j$ ;  $W_j$  Saída lateral de vapor do estágio  $j$ ;

$x_{ij}$  Fração molar do componente  $i$  na corrente de líquido  $j$ ;

$X_k$  Fração molar do grupo  $k$ ;

$y_{ij}$  Fração molar do componente  $i$  na corrente de vapor  $j$ ;

### **Letras gregas**

$\alpha$  Volatilidade relativa;

$\gamma$  Coeficiente de atividade;

## SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO .....	14
2. OBJETIVOS .....	15
2.1 Objetivo Geral .....	15
2.2 Objetivos Específicos .....	15
3. REVISÃO BIBLIOGRAFICA .....	16
3.1 Etanol.....	16
3.2 Produção do etanol hidratado em destilarias autônomas .....	17
3.2.1 Recepção e Preparo da cana-de-açúcar .....	18
3.2.2 Extração do caldo .....	18
3.2.3 Tratamento do caldo .....	18
3.2.4 Fermentação .....	20
3.2.5 Destilação .....	20
3.3 Conceitos Fundamentais da Operação de Destilação .....	22
3.3.1 Volatilidade.....	22
3.3.2 Equilíbrio Líquido- vapor.....	23
3.3.3 Colunas de Destilação .....	24
3.4 Vinhaça .....	25
3.5 Geração de vapor.....	25
3.6 Simulador de Processos .....	26
3.6.1 Simulador de Processos Aspen Plus .....	27
3.7 Modelagem matemática de colunas de destilação em regime estacionário .....	27
4. METODOLOGIA.....	31
4.1 Especificação das propriedades.....	31
4.1.1 Especificação dos componentes.....	31
4.1.2 Especificação do método de propriedade .....	33
4.2 Especificação da simulação.....	33
4.2.1 Especificação das correntes de alimentação .....	34
4.2.2 Especificação dos equipamentos.....	37

5. RESULTADOS E DISCUSSÕES.....	40
6. CONCLUSÕES.....	45
7. REFERÊNCIAS.....	46
ANEXOS – RESULTADOS GRÁFICOS DOS COMPORTAMENTOS DAS COLUNAS DE DESILAÇÃO.....	50

## 1. INTRODUÇÃO

Tem ampliado o interesse mundial pelo desenvolvimento dos biocombustíveis em virtude do aquecimento global, há uma preocupação maior de modo geral, na conscientização das pessoas em relação ao meio ambiente sobre os efeitos indesejáveis da utilização de combustíveis fósseis.

O Brasil possui a matriz energética mais renovável do mundo industrializado com 45,3% de sua produção proveniente de fontes: hídricas, biomassa, etanol, além das energias eólica e solar. A cana-de-açúcar é considerada como uma das grandes alternativas para o setor de biocombustíveis devido ao seu grande potencial na produção de etanol. De acordo com a CONAB (acompanhamento da safra brasileira de cana-de-açúcar | v. 2 - Safra 2016/17, n. 4), a produção total de etanol hidratado foi de 16,73 bilhões de litros numa área colhida de cana-de-açúcar em 9.049,2 milhões de hectares.

Tendo em vista essa grande produção de biocombustível é importante destacar que a indústria sucroalcooleira é uma das grandes consumidoras de água e geradoras de resíduos proveniente do processo de destilação. E diante da maior escassez hídrica dos anos recentes, é relevante considerar formas de se reduzir a captação hídrica para a geração de vapor para o processo, além de reduzir o volume de resíduo gerado pelo impacto deste no meio ambiente.

Apesar dos processos operacionais envolvidos na destilação para produção de etanol existirem a décadas é possível otimizá-la de forma a reduzir suas perdas. Nesse contexto, com o desenvolvimento da simulação computacional é possível indicar melhorias tanto do ponto de vista econômico, quanto do ponto de vista da redução do impacto ambiental.

Neste trabalho foram construídos dois sistemas de acordo com a metodologia de Mello (2012) e Dias (2008) para avaliar o efeito do aquecimento direto e o aquecimento indireto através do uso de refeedores no processo destilação do álcool etílico hidratado e avaliar a influencia destes no volume de resíduo produzido.

## **2. OBJETIVOS**

### **2.1 Objetivo Geral**

O trabalho de conclusão de curso teve por objetivo avaliar o efeito do aquecimento direto e indireto sobre a quantidade dos resíduos gerados no processo de destilação para obtenção do álcool hidratado.

### **2.2 Objetivos Específicos**

- Utilizar o software Aspen Plus como ferramenta para construção da modelagem de todo o processo de obtenção do etanol hidratado.
- Fazer a modelagem e simulação do processo de destilação para produção do etanol hidratado com o aquecimento por vapor direto.
- Fazer a modelagem e simulação do processo de destilação para produção do etanol hidratado com o aquecimento por vapor indireto através do refeedor.
- Avaliar entre os dois sistemas estudados, o efeito do tipo de aquecimento sobre a quantidade de resíduos gerados.



### 3. REVISÃO BIBLIOGRAFICA

#### 3.1 Etanol

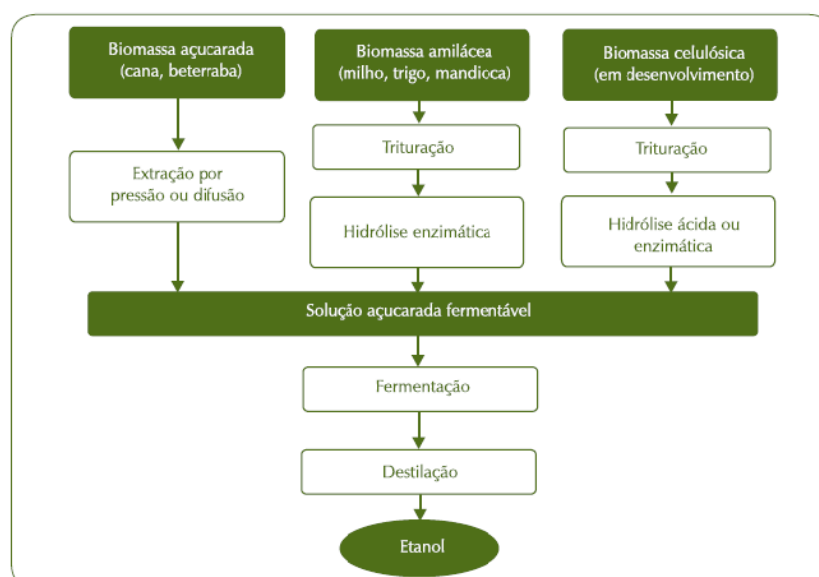
Etanol é um biocombustível renovável, obtido a partir de processos fermentativos e destilatórios da matéria-prima de origem vegetal, as rotas para sua obtenção variam de acordo com o tipo de matéria-prima a ser utilizada. As matérias-primas que mais se destacam são as açucaradas, amiláceas e celulósicas.

Açucaradas, são dissacarídeos formados por duas moléculas de monossacarídeo (glicose e frutose), compondo assim a sacarose, que são açúcares, facilmente fermentáveis, como exemplo temos: a cana-de-açúcar, beterraba açucareira e sorgo sacarino.

Amiláceas, são açúcares complexos, contém grandes moléculas de polissacarídeos (amido), que são carboidratos constituídos de unidades de glicose, que interagem entre si e formam pacotes compactados de carboidrato com baixa solubilidade em água. São exemplos: batata, milho, cevada, malte entre outros.

Celulósicas, são polissacarídeos formados por longas cadeias muito resistente de material lignocelulósicos, composto principalmente por lignina, hemicelulose e celulose. São exemplos: bagaço e palha de cana-de-açúcar, madeira, casca de coco, entre outros. A figura 1 a seguir, demonstra as rotas tecnológicas das principais matérias-primas (NOGUEIRA *et al.*, 2008).

**Figura 1. Rotas tecnológicas para produção de etanol**



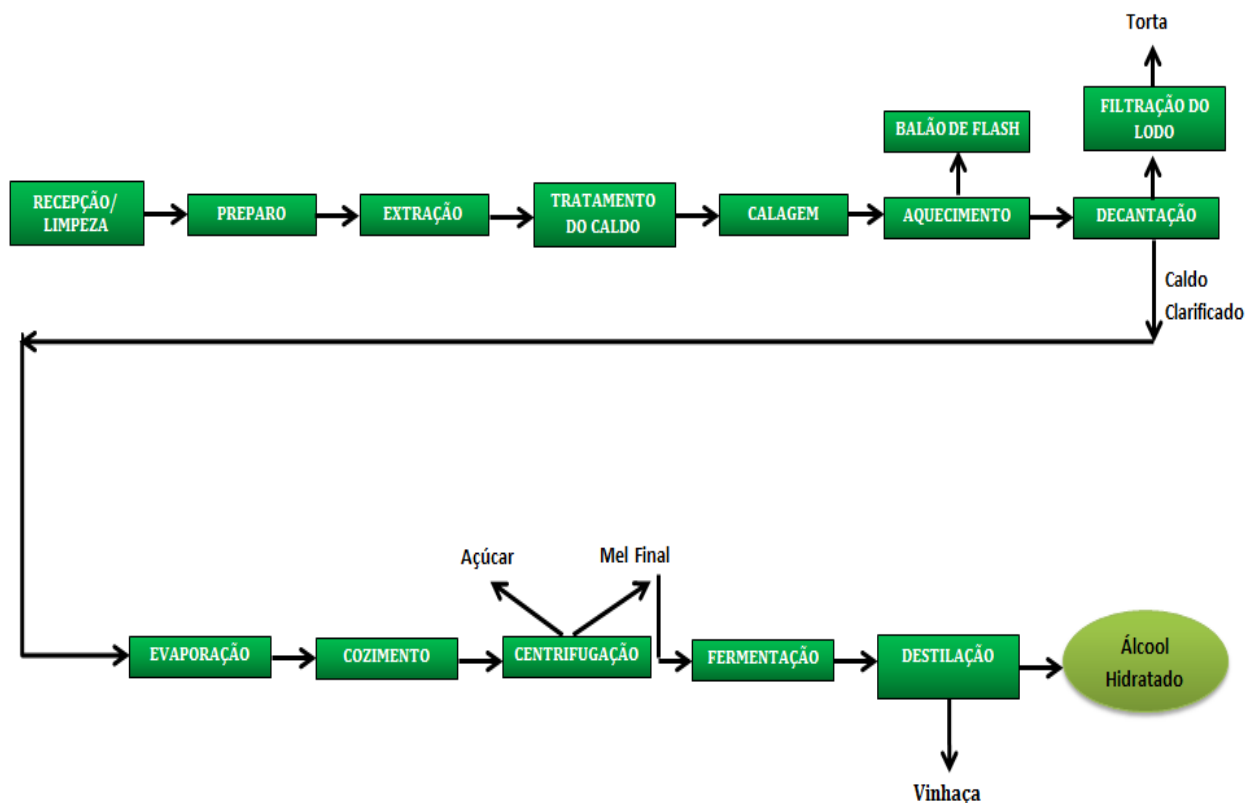
Fonte: BNDES, 2008.

### 3.2 Produção do etanol hidratado em destilarias autônomas

Atualmente, o Brasil, ocupa o segundo colocado em produção mundial de álcool combustível, sua matéria-prima esta voltado principalmente para culturas de cana-de-açúcar, considerada a melhor matéria-prima, devido a seu menor custo, adaptação a climas tropicais e facilidade em quebrar moléculas de açúcar em estruturas mais simples, comparadas a outras mais complexas como celulose e amido, que são, açúcares que devem passar por um tratamento anterior a fermentação (NOVA CANA, 2017).

As usinas com destilarias anexas, utilizam o caldo tratado para produzir açúcar e caldo tratado e mel final (melaço) para a produção de etanol. As etapas a seguir compõe de forma simplificada as operações que compõem o processo industrial na produção de etanol hidratado em destilaria anexa a partir da cana-de-açúcar: Lavagem da cana, preparo da cana, extração do caldo por moagem, tratamento do caldo misto, fermentação, centrifugação e destilação (IGLESIAS, 2009).

**Figura 2. Diagrama de fluxo da produção de etanol da cana**



Fonte: Autora, 2017.

### 3.2.1 Recepção e Preparo da cana-de-açúcar

A cana passa por uma lavagem que tem por finalidade de reduzir os minerais e vegetais provenientes do campo, tais como: resíduo de terra, palha e fuligem.

O preparo consiste na operação de desfibramento da cana, que objetiva aumentar a densidade e melhorar a eficiência de extração. Este processo é realizado através de facas rotativas e desfibradoras.

### 3.2.2 Extração do caldo

O processo de extração, tem por objetivo a separação do caldo presente na fibra da cana-de-açúcar. A operação, acontece em um conjunto de cilindros (ternos) composto por ranhuras, no qual, o caldo é expelido da fibra por aplicações sucessivas de pressão. O bagaço resultante da extração sofre uma diluição com água a fim de retirar os açúcares retidos em sua estrutura.

### 3.2.3 Tratamento do caldo

O caldo que sofreu diluição (caldo misto), segue para etapa de tratamento químico, na qual visa a remoção de impurezas presente no caldo que não foram removidas pelo peneiramento. O tratamento do caldo, segue pelo método de: calagem, aquecimento, decantação, filtração, concentração e resfriamento (PALACIO, *et al.* 2012).

Calagem é um processo de adição de cal hidratada ( $\text{Ca}(\text{OH})_2$ ) ao caldo. Sua aplicação, vinculada a um aumento de temperatura, auxilia na neutralização dos ácidos orgânicos, como também, na formação de precipitados dos materiais impuros que estão suspenso no caldo.

Posterior a calagem, segue para a etapa de aquecimento do caldo, realizada mediante a trocadores de calor, alcançando temperaturas entre 100-105°. O aquecimento promove uma aceleração de reações químicas, na qual, conduzem a formação de compostos insolúveis, promove uma coagulação de proteínas, gerando uma maior floculação dos coloides, reduz a solubilidade de cálcio e a viscosidade do meio; assim, atua na aceleração do processo de decantação e clarificação do caldo.

O caldo aquecido, segue para um balão de flash, equipamento localizado antes de um decantador, sua função é remover o ar dissolvido no caldo que dificulta a decantação das impurezas, por meio, de sua ebulição espontânea.

Removido o ar, o caldo é conduzido a um decantador e adicionado flocculantes, que são polímeros encarregados de coagular partículas. Os polímeros, facilitam a formação de precipitados que adsorvem e arrastam as impurezas, originando o lodo. O decantador, é o equipamento responsável, de separa o lodo, do caldo límpido.

O lodo, obtido na decantação, possui concentrações consideráveis de sacarose, por isso é necessário passar pela etapa de filtração para obter a recuperação desses açúcares. Os filtros rotativos, são equipamentos utilizados na execução dessa operação, recebe a adição junto ao lodo de aproximadamente 3 a 5 kg de bagacilho por tonelada de cana. Esse procedimento, é aplicado para melhorar o rendimento da filtração. O material filtrado, retorna a etapa de aquecimento e o material retido no filtro, é chamado de torta, que será enviado à lavoura para ser utilizado como adubo. (PALACIO, et al. 2012).

Antes do caldo seguir pelo processo fermentativo, é necessário, eliminar a água do caldo para se obter maiores concentrações de açúcares. Desse modo, os evaporadores são equipamentos utilizados com finalidade de evaporar a água e concentra os açúcares, produzindo, xarope, como produto final. O caldo, segue primeiramente a um pré-evaporador que trabalha com vapor de escape a uma pressão de 1,5 kgf/cm<sup>2</sup>. A água evaporada, é extraída do corpo do pré-evaporador em forma de vapor vegetal, com concentrações médias nas faixas de 20° brix em pré-evaporadores e 65 °brix no caso de evaporadores de múltiplo efeito.

Após alcançar o brix desejado nas saídas dos evaporadores o mesmo é enviado ao cozimento e cristalização para remoção da sacarose do xarope por meio de transferência de massa para a superfície das semente, uma vez formado o núcleo o cristal começa a crescer, e entramos na etapa de crescimento do cristal. Após o crescimento dos cristais, ocorre a separação na centrífuga dos cristais produzidos e do mel que envolve esses cristais. No caso do sistema de duas massas que ocorre em dois cozedores, no primeiro cozedor é produzido o açúcar e no segundo o magma (pequenos cristais que retornarão ao processo para se desenvolverem) e o mel final (destinado a fermentação).

### 3.2.4 Fermentação

O processo fermentativo alcoólico consiste na conversão de glicose e frutose em etanol, pela ação das leveduras (*Saccharomyces Cerevisiae*). As leveduras, são microrganismos que atuam metabolizando o açucarares contidos na solução a ser fermentada (mosto), produzindo assim energia na forma de ATP e excretando como produto final, gás carbônico e o etanol.

O mosto pode ser originado de duas fontes: somente de caldo tratado, somente melaço, ou também com a mistura de ambas. Em seguida, o Brix° do melaço é ajustado com água, a fim de alcançar faixas de 18 a 20° Brix, para não ocorre inibição de metabolismo dos microrganismo, por concentrações elevadas de açúcar no mosto.

A maioria das destilarias brasileiras utilizam o processo fermentativo em batelada (não contínuo), através da rota chamada, Melle-Boinot, o qual consiste na operação, de enchimento da dorna, adição de leveduras (inoculo), fermentação e retirada do meio fermentado (vinho).

Após o término, segue pela etapa de centrifugação, que objetiva separar as leveduras contidas no vinho, o que resulta em dois tipos de separação, uma com leite levedurado, onde sofre diluição com água e adição de ácido sulfúrico, sendo reutilizado em um novo ciclo fermentativo e o outro corresponde ao vinho livre de leveduras (delevedurado), que será encaminhado a dorna volante para o processo de destilação (MOURA, *et al.* 2012).

### 3.2.5 Destilação

A destilação é uma operação unitária que objetiva a separação do etanol dos demais componentes do vinho, por meio da diferença de composição das fases em equilíbrio líquido-vapor e da volatilidade dos componentes em questão (FOUST, *et al.*, 1982). A operação de separação para obtenção do álcool hidratado, é realizado pelo conjunto, de duas colunas com seções de destilação e de retificação. A primeira coluna é formado por três segmentos: esgotamento do vinho (A), depuração do vinho (A1) e concentração de cabeça (D). A segunda coluna compõe a retificação com dois segmentos: esgotamento (B1) e concentração (B).

O vinho delevedurado, entra na unidade de destilação, aprestando concentrações entre 7 a 10% em massa de etanol, é então conduzido a um pré-aquecedor de vinho (E) onde é aquecido em contracorrente com vapores do topo da coluna de retificação (B), até a temperatura 70°C. Em seguida, é encaminhado aos trocadores (K), sua finalidade é de

completar o aquecimento do vinho, para faixas de 92-93°C, utilizando o calor do aquecimento parcial da vinhaça (BARRETO; COELHO, 2012).

Após o aquecimento, o vinho é alimentado na coluna (A1), denominada coluna de depuração, contém geralmente 8 pratos e tem como função promover um enriquecimento progressivo dos vapores no componente mais volátil. Esses vapores, mais voláteis (leves), alcançam o topo coluna D localizada acima da coluna A1 e contém 6 pratos para concentração.

O vapor que sai da Coluna (D) não tem um índice de pureza desejado, contendo concentrações elevadas de aldeídos e ésteres. O vapor então, é condensado no trocador de calor, retornando uma parte do líquido condensado por refluxo para o prato superior, permitindo, desta forma um contato entre vapor ascendente e líquido descendente, e a outra parte do líquido condensado, é retirado como álcool de segunda. O fundo da coluna D, é fechado, e nele sai o flegma líquida, que será alimentada na seção de retificação.

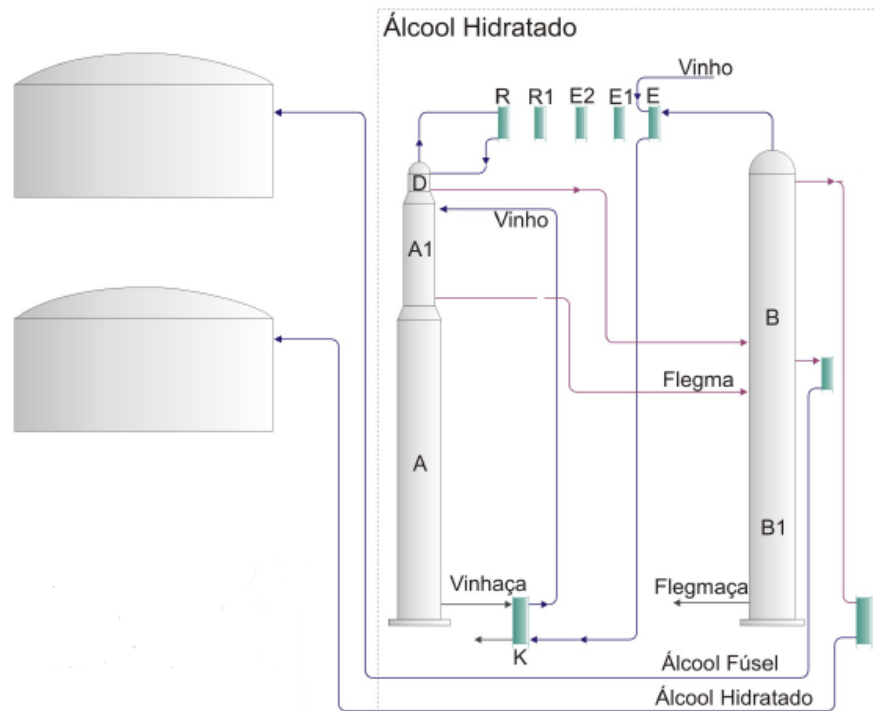
A coluna (A), está localizada sobre a coluna A1 e possui ente 16 e 24 pratos, o vinho que entrou na coluna (A1), desce para coluna (A) transferindo componentes voláteis para a fase de vapor, promovendo um empobrecimento do material mais volátil para a fase líquida. O vinho ao chegar na base da coluna recebe aquecimento pelo vapor do processo com pressão de 1,0-1,5kgf/cm, originando como produto de fundo da coluna, a vinhaça, quase isento em etanol. A vinhaça, sai da coluna e passa a ser acumulada nos vertedores para posterior utilização no aquecimento dos trocadores de calor (K). Perto do topo da coluna A, sai o flegma de vapor, de graduação em 40% em massa, passa a ser alimentado na seção de retificação entre a coluna de esgotamento (B1) e coluna de concentração (B) (DIAS, 2008).

Na coluna B, correspondente ao segmento de concentração onde o flegma líquida é alimentada no prato central da coluna, contém cerca de 50° GL. Onde o flegma, vai ser gradativamente enriquecida em etanol, alcançando o topo, passam aos condensadores E, E1 e E2 e são direcionados novamente a coluna por refluxo. O produto final, o álcool hidratado é recolhido, quatro pratos abaixo do topo, de modo a minimizar a contaminação de impurezas voláteis e posterior enviado a um trocador de calor J (IGLESIAS, 2009).

A coluna B1, corresponde a coluna de esgotamento, na qual chega o flegma vindo da coluna B, o flegma é aquecido pelo vapores do processo, podendo ser, de escape ou vegetal de modo a esgotar todo o líquido. O líquido esgotado é denominado de flegmaça é armazenado nos vertedouros, e deve conter grau alcoólico inferiores a 0,002 em massa. Nos pratos inferiores da coluna é retirado o óleo fúsel, composto principalmente de álcoois superiores, etanol, água e outros componentes.

O álcool hidratado retificado sai, do processo de destilação, com concentração aproximada entre 92,6 e 93,8% de etanol em massa, possui ponto de ebulição ou de condensação constante, comportando-se neste ponto como uma substância pura. A seguir, a Figura 3 representa o fluxograma do processo de produção do álcool hidratado.

**Figura 3. Fluxograma do processo de produção de álcool hidratado**



Fonte: Adaptado (IGLESIAS, 2009)

### 3.3 Conceitos Fundamentais da Operação de Destilação

São conceitos essenciais que abrange o mecanismo de separação que sucede na destilação, são eles a volatilidade e o equilíbrio líquido-vapor.

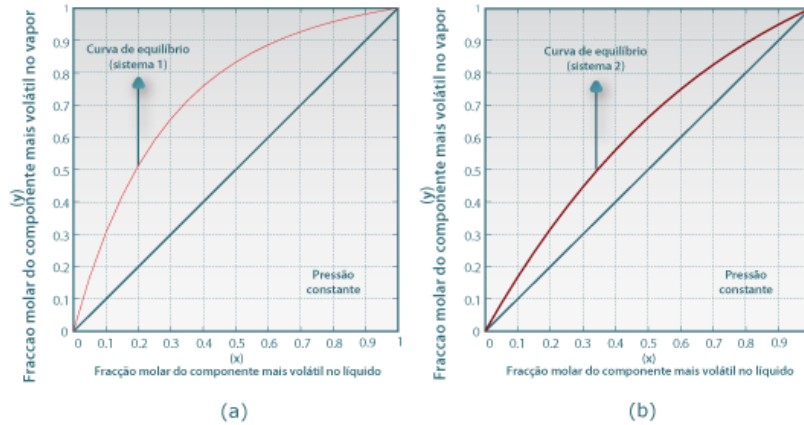
#### 3.3.1 Volatilidade

O princípio que conduz a destilação é a volatilidade relativa, na qual expressa a diferença de volatilidade entre as substâncias. A separação por destilação, torna-se mais fácil quanto maior forem as diferenças de volatilidade dos componentes.

A Figura 4 representa um diagrama de equilíbrio, onde o (x) é a fração molar do componente mais volátil no líquido e o (y) é a fração molar do componente mais volátil no

vapor. A curva de equilíbrio do sistema 1 e 2 demonstra o grau de afastamento, ou seja quanto mais afastada da diagonal maior será a facilidade de separação por destilação.

**Figura 4. Diagramas de equilíbrio y,x**

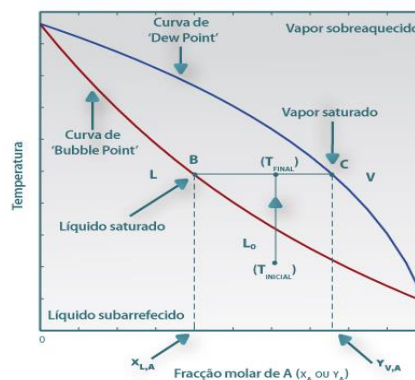


Fonte: Portal de Engenharia Química - Universidade de Coimbra

### 3.3.2 Equilíbrio Líquido- vapor

O equilíbrio líquido-vapor são processos físicos que visam a separação através da diferença de composição entre a fase de vapor e líquida. A Figura 5, representa o diagrama líquido-vapor, a curva vermelha demonstra o ponto de bolha e a curva azul o ponto de orvalho. A mistura, a medida que é aquecida até o ponto de bolha passa a ser chamada de líquido saturado, transformando-se em vapor saturado, com quantidades mais elevadas de substâncias voláteis. Quando estão em equilíbrio é possível separar frações molares na fase líquida ( $x_{L,A}$ ) e aquelas na de fase vapor ( $y_{V,A}$ ).

**Figura 5 - Diagrama de equilíbrio líquido-vapor**



Fonte: Portal de Engenharia Química - Universidade de Coimbra



### 3.3.3 Colunas de Destilação

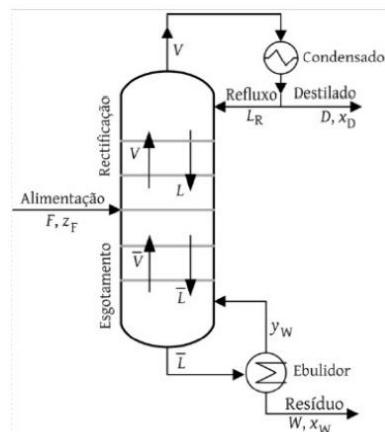
As colunas, são equipamentos industriais, que possuem divisões internas chamadas de bandejas, cada unidade de bandejas compõe um andar de equilíbrio, onde se promove o contato e a transferência simultânea de massa e energia entre as correntes de líquido e vapor.

Cada bandeja possui perfurações pelo qual sai o vapor que ascende através dos estágios enriquecendo com o componente mais volátil e desce em contracorrente, o líquido com substâncias de menor volatilidade.

As operações entre os vários estágios envolve a determinação do número de estágio de equilíbrio necessários, para que ocorra uma maior eficiência na taxa de transferência e do tempo de área de contanto entre o liquido e vapor em cada estágio adjacente.

As colunas de destilação são constituídas por três partes essenciais: O condensador tem como finalidade realizar a condensação dos vapores leves que atingem o topo da coluna, o refeedor que objetiva realizar o aquecimento do liquido de base, e o regenerado na qual recupera a energia do processo (BARRETO; COÊLHO, 2012). A Figura 6 a seguir representa os principais componentes presentes em uma coluna de destilação.

**Figura 6 - Componentes de uma coluna de destilação**



Fonte: <http://www.ebah.com.br/content/ABAAAAYH8AA/torre-destilacao>

A Figura 6 apresenta esquematicamente os principais componentes de uma coluna de destilação. A alimentação  $F$  e de composição no componente mais volátil igual a  $Z_F$  entra na coluna onde vai ser separada, de modo a obter no topo da coluna um destilado  $D$  de composição  $X_D$  rico no componente mais volátil e uma razão de refluxo, enquanto que no fundo da coluna é retirado um caudal  $W$  e de composição  $X_W$ , o qual é pobre no componente mais volátil.

### 3.4 Vinhaça

A vinhaça é um resíduo gerado do processo de produção do etanol, composto por uma suspensão de sólidos rico em substâncias orgânicas e minerais, ele é retirado no fundo da coluna de destilação. Estima-se , que para cada litro de álcool produzido, são formados entre 10 a 14 litros de vinhaça (PINTO, 1999).

O grande volume de vinhaça decorrente da produção de etanol é uma preocupação marcante, visto que a disposição mais comum no Brasil é através da aplicação nas lavouras de cana-de-açúcar, suprindo necessidades de adubação potássica e contribuindo com outros nutrientes essenciais. Entretanto, como o volume lançado no solo é feito sem controle, acabam por contaminar o lençol freático pelo excesso de vinhaça no solo (ALBERS, 2007).

De acordo com Mello (2012), existe dentro do próprio processo formas de se tentar diminuir a vinhaça gerada, uma delas é por meio do aumento do teor alcoólico do vinho alimentado, na qual para se alcançar esse aumento deve-se atuar no aumento da concentração do brix do caldo/mosto e na fermentação. Aumentando teor alcoólico no vinho ocorre assim uma redução da água ou seja, vinhaça gerada.

Outra forma, é por meio da alteração do tipo de aquecimento de vapor escolhido nas colunas A (destilação do vinho delevedurado) e B (retificação do flegma gerada da coluna A) para contato indireto, através do uso de refulvedores na base da coluna.

### 3.5 Geração de vapor

Consiste em uma das etapas mais importantes para uma usina, sendo a fonte de energia que move todos as operações unitárias anteriormente citadas. As necessidades energéticas de uma destilaria anexa, estão relacionadas às demandas de calor, eletricidade e energia mecânica, que são atendidas pela planta de cogeração, que utiliza da biomassa (bagaço de cana) como fonte de combustível para gerar energia térmica.

As caldeiras são as geradoras de vapor, muitas das configurações existentes utilizam energia térmica para vaporizar a água, que pode ser distribuída e utilizada em diferentes processos (NOGUEIRA, 2005).

As atividades industriais, apresentam em sua cadeia produtiva, elevadas captações hídricas para gerar vapor para o processo que, se não adequadamente gerenciadas, podem além de aumentar os custos operacionais, elevar ainda mais essa captação e ocasionar estresse hídrico. Estima-se que o uso médio de água em uma usina com destilarias anexas, com um

mix de produção de 50% açúcar e 50% etanol há um consumo aproximado de 22m<sup>3</sup> de água por tonelada de cana (ELIA NETO, 2008).

Considerando à crise hídricas vivenciada em 2014, que representou um marco no Brasil principalmente na região sudeste, com resultados de uma forte seca e de uma série de erros de planejamento, resultou em uma verdadeira crise de água no país. Desse modo, é possível minimizar perdas de água sobretudo através da modificação do tipo de aquecimento, como apresentado nas sessões seguintes.

### **3.6 Simulador de Processos**

Os computadores revolucionaram a forma de armazenar e exibir informações, sua rapidez de transmissão tornou-se uma ferramenta poderosa no mundo global. Com o passar do tempo, os avanços tecnológicos permitiram criar programas de computador cada vez mais sofisticados, possibilitando resolver inúmeras tarefas e cálculos numéricos difíceis, em uma menor fração de tempo que costumava levar.

A simulação computacional é uma ferramenta que vem sendo utilizada por profissionais de vários setores (indústrias, químicos, engenheiros), permitindo verificar com uma certa profundidade, os problemas com os quais lidam diariamente. Sua metodologia baseia na aplicação de técnicas matemáticas em computadores os quais imitam o comportamento de aproximadamente qualquer tipo de operação através do exercício de modelos.

De acordo com Banks (2005), um modelo desenvolvido e validado pode ser usado para analisar uma grande quantidade de variáveis de um sistema real. Desse modo, podemos entender como um método abrangente, que engloba não apenas a construção de modelos mas como instrumento no estudo:

- Descrição do comportamento de um sistema;
- Construção de teorias, hipóteses considerando as observações efetuadas;
- Utilização do modelo, como mecanismo de controle e prevenção de possíveis alterações de um comportamento futuro;

### 3.6.1 Simulador de Processos Aspen Plus

Todas as indústrias de processamento químico, enfrentam desafios econômicos globais, com pressões competitivas para melhorar a qualidade, reduzir o tempo e o custo do produto final. As empresas, vêm adotando a simulação pelo Aspen Plus por sua forma inovadora, de reduzir seus custos e aumentar a eficiência da engenharia, de forma a maximizar o desempenho empresarial e lucratividade.

O Aspen Plus é um software da AspenTech, líder em otimização de processos usada como ferramenta para criar, aperfeiçoar e avaliar modelos de plantas industriais com condições operacionais realista.

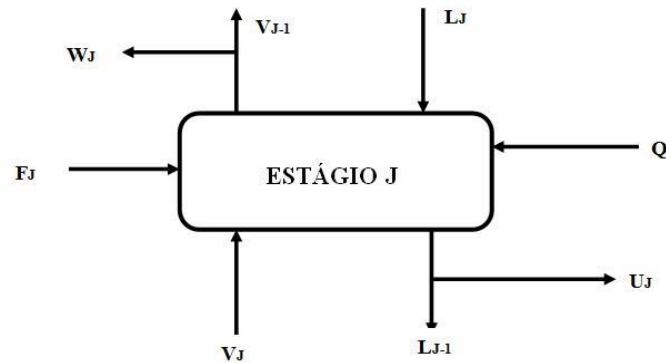
O ambiente de modelagem de processo, conta com um grande acervo de dados algoritmos matemáticos com modelos termodinâmicos, que permitem resolver simultaneamente os balanços de massa e energia, além das operações de equilíbrio, correlações e coeficientes de interação química entre substâncias que compõe as operações unitárias padrão (DYMENT; MANTRALA, 2015).

### 3.7 Modelagem matemática de colunas de destilação em regime estacionário

A operação de destilação, é modelado através do conjunto de equações de balanço de massa e de energia, além das relações de equilíbrio entre líquido-vapor a cada prato que compõe a operação (XAVIER, 1992). É importante destacar, que as equações são calculadas considerando equações apenas em regime permanente, desse modo, o modelo informa somente quais serão as composições dos produtos quando for alcançado o regime estacionário, não possuindo o controle de válvulas e set-points.

O modelo teórico foi estimado com a presença de um separador estacionário líquido-vapor composto por um determinado número de estágio em contracorrente . Cada fase, foi estimado que permanece em equilíbrio ao deixar seus respectivos estágios. A figura 7, demonstra uma apresentação de um único estágio de equilíbrio J de um separador líquido-vapor (VASCOCELOS, 2006).

**Figura 7 - Modelo de Estágio de Equilíbrio**



Fonte: VASCOCELOS, 2006.

O J refere-se ao número de estágio,  $F_j$  é a corrente de alimentação,  $Q_j$  o fluxo de calor, L a corrente de líquido, V representa a corrente na fase vapor, U saída lateral de líquido e W é saída lateral do vapor.

Equação M – Balanço material para cada componente ( $C^{(1)}$  equações para cada estágio)

$$M_{i,j} = L_{j-1}x_{i,j-1} + V_{i+1}y_{i,j+1} + F_j z_{i,j} - (L_j + U_j)x_{i,j} - (W_j + V_j)y_{i,j} = 0 \quad (1)$$

Equação E – Relações de Equilíbrio de fases (C equações para cada estágio)

$$E_{i,j} = y_{i,j} - k_{i,j} x_{i,j} = 0 \quad (2)$$

Equação S – Somatório das frações molares (Uma para cada estágio)

$$(S_y)_j = \sum_{i=1}^c y_{i,j} - 1 = 0 \quad (3)$$

$$(S_x)_j = \sum_{i=1}^c x_{i,j} - 1 = 0 \quad (4)$$

Equação H- Balanço de Energia para cada estágio

$$H_j = H_{Lj-1} + H_{Vj+1} + V_{j+1} + F_j H_{Fj} - (L_j + U_j) H_{Lj} - (W_j + V_j) H_{Vj} - Q_j = 0 \quad (5)$$

Balanço molar global no condensador (j=1):

$$F_1 + V_2 - V_1 - (r_D + 1) \cdot D = 0 \quad (6)$$

Balanço molar global no refeedor (j=Np)

$$F_{Np} + L_{Np-1} - (r_B + 1) \cdot B = 0 \quad (7)$$

Balanço molar por componente no condensador (j=1):

$$F_1 \cdot z_{i1} + V_2 \cdot Y_{i2} - V_1 \cdot y_{i1} - (r_D + 1) \cdot D \cdot x_{i1} = 0 \quad i=1, \dots, N_c \quad (8)$$

Balanço molar por componente no refeedor (j=Np):

$$F_{Np} \cdot z_{iNp} + L_{Np-1} \cdot x_{Np-1} - (V_{Np} + W_{Np}) \cdot y_{iNp} - B \cdot x_{iNp} = 0 \quad i=1, \dots, N_c \quad (9)$$

Balanço de energia no condensador (j=1):

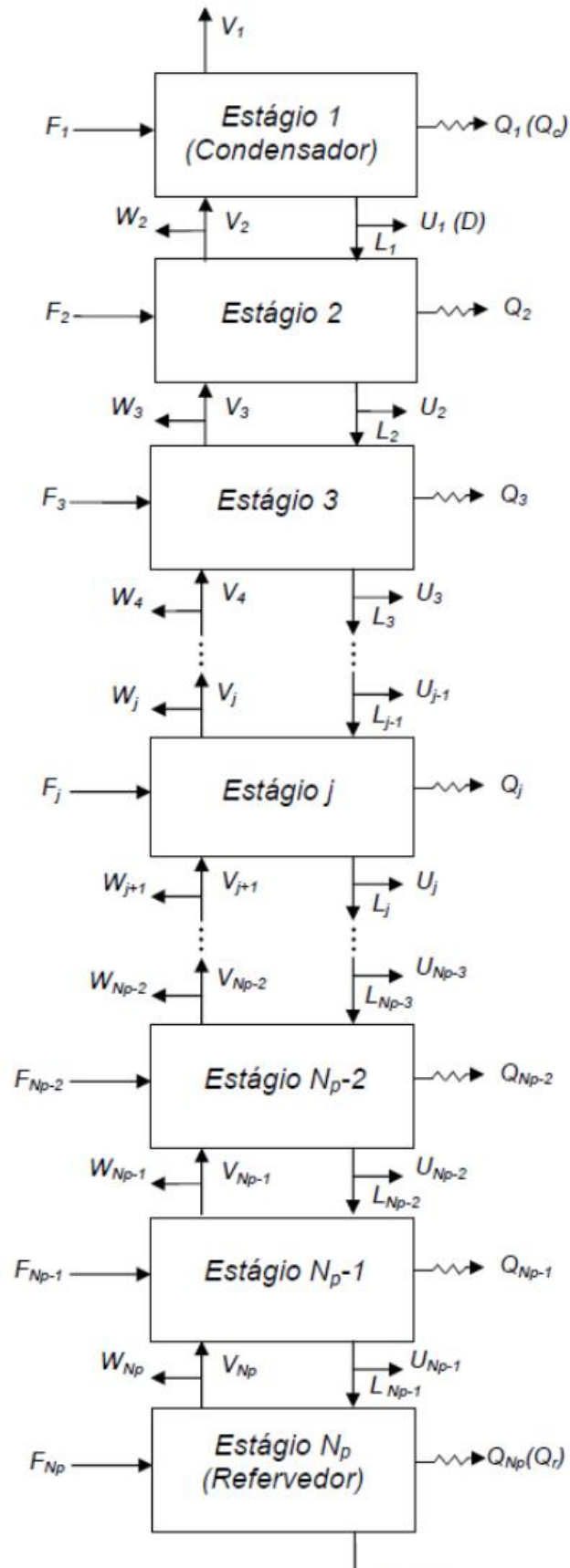
$$F_1 \cdot h_{Feed1} + V_2 \cdot H_2 - V_1 \cdot H_1 - (r_D + 1) \cdot D \cdot h_1 - Q_c = 0 \quad (10)$$

Balanço de energia no refeedor (j= Np):

$$F_{Np} \cdot h_{FeedNp} + L_{Np-1} \cdot h_{Np-1} - (V_{Np} + W_{Np}) \cdot H_{Np} - B \cdot h_{Np} - Q_R = 0 \quad (11)$$

O número de estágios são numerados de cima pra baixo a partir do condensador e termina na base. A representação esquemática, do fluxo entre os estágios pertencentes a coluna de destilação é apresentada na figura 8

Figura 8 - Representação esquemática dos fluxos entre cada estágio em uma coluna de destilação



Fonte: STEFFEN, 2010

## **4. METODOLOGIA**

Os parâmetros estudados neste trabalho corresponde a criação de dois modelos no ambiente de simulação do Aspen Plus para avaliação do efeito do aquecimento direto e indireto no processo de produção do álcool etílico hidratado e na quantidade de resíduos gerados.

Assim, a modelagem de um sistema no Aspen Plus foi dividida em duas etapas. A primeira etapa consiste na especificação das propriedades e a segunda etapa constitui na especificação da simulação.

Na etapa de especificação das propriedades, foram estabelecidos os componentes químicos que fazem parte do sistema e o modelo termodinâmico que será utilizado para calcular as propriedades.

Na etapa de especificação da simulação foi construído o fluxograma do sistema, onde foram adicionados todos os equipamentos e correntes que fazem parte do sistema. Além disso, são especificadas todas as correntes de alimentação e as condições operacionais de todos os equipamentos.

### **4.1 Especificação das propriedades**

#### **4.1.1 Especificação dos componentes**

O primeiro passo baseia-se na especificação dos componentes químicos que fazem parte do sistema. Na Tabela 1 é apresentada os componentes químicos utilizados nesse trabalho, são os que compõe o vinho de levedurado, fornecido pela Usina da Pedra (safra 2005/2006), localizado no estado de São Paulo, em Serrana.

De acordo com Dias (2008), quando existe um eficiente pré-tratamento e uma fermentação industrial bem controlada, a presença de compostos como acetona, acetal, propanol, butanol e outros alcoóis superiores não é significativa.

Assim, pela pouca expressividade dos componentes citados não foram incluídos na análise, com exceção do álcool iso-amílico, que é importante para a simulação do processo de fermentação sendo o principal componente de formação do óleo fúsel.



**Tabela 1 - Composição média do vinho delevedurado da Usina da Pedra.**

<b>Composto</b>	<b>Unidade</b>	<b>Quantidade</b>
<b>Acetaldeído</b>	mg/L	8,7
<b>Acetona</b>	mg/L	10,9
<b>Acetal</b>	mg/L	< 5
<b>n-Propanol</b>	mg/L	103,1
<b>iso-Butanol</b>	mg/L	330,3
<b>n-Butanol</b>	mg/L	< 2,5
<b>Etanol</b>	% (m/m)	7,26
<b>Sólidos solúveis totais</b>	mg/L	2000
<b>Álcoois superiores</b>	mg/L	1938,3
<b>Álcool isoamílico</b>	mg/L	1504,9
<b>Teor de água</b>	% (m/m)	91,22
<b>Glicerol</b>	% (m/m)	0,39
<b>Ácido acético</b>	(mg/kg)	< 300
<b>ART</b>	%	0,07

Fonte: Adaptado (DIAS, 2008)

Todos os açúcares redutores foram considerados como o componente Dextrose (d-glicose), existente na base de dados do simulador.

Os componentes considerados neste trabalho estão apresentados na Tabela 2.

**Tabela 2 - Componentes do vinho estudados e nome correspondente no simulador**

<b>Composto</b>	<b>Nome no simulador</b>
<b>Etanol</b>	Ethanol
<b>Álcool iso-amílico</b>	3-Methyl-1-Butanol
<b>Água</b>	Water
<b>Glicerol</b>	Glycerol
<b>Ácido Acético</b>	Acetic-Acid
<b>Dextrose</b>	Dextrose
<b>Ácido Succínico</b>	Succinic-Acid

Fonte: Adaptado (DIAS, 2008)

### 4.1.2 Especificação do método de propriedade

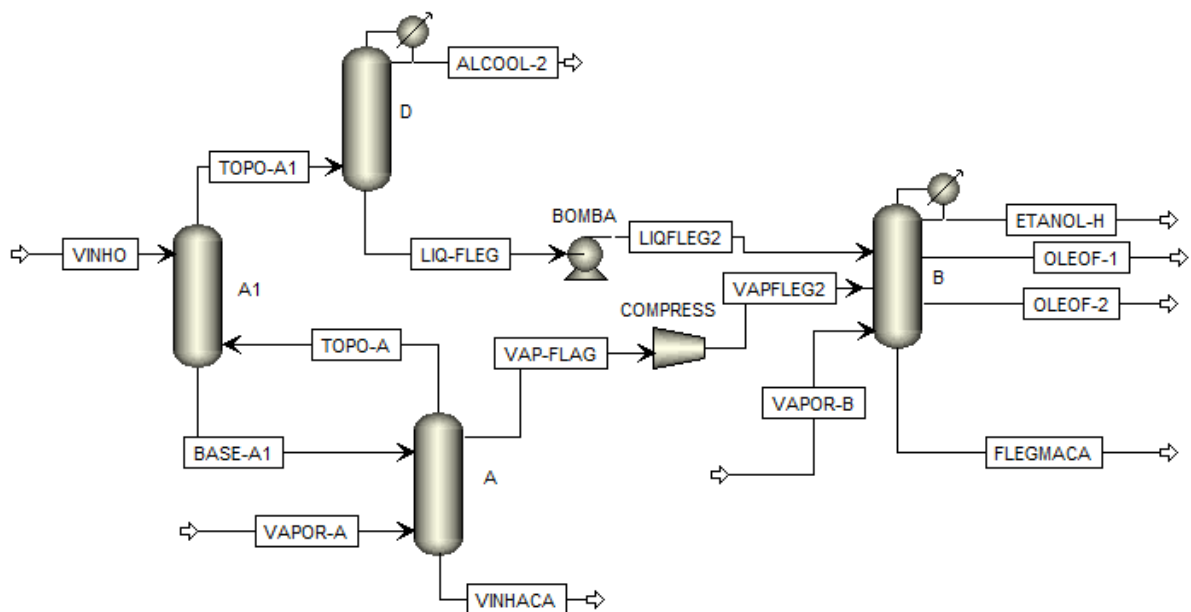
Nesta segunda etapa é necessário especificar um método de propriedade para calcular as propriedades termodinâmicas e de transporte do sistema estudado. É importante escolher o método de propriedade certo para garantir a validação do modelo e o sucesso do cálculo.

Neste trabalho, o modelo termodinâmico utilizado foi o NRTL que representa o modelo que leva em consideração a energia de interação entre as moléculas, expressa na forma de parâmetros de interação binários do comportamento do sistema etanol-água (FINLAYSON, 2014).

### 4.2 Especificação da simulação

Esta etapa consiste, inicialmente, em construir o fluxograma do sistema estudado. Neste trabalho foram construídos dois sistemas. O primeiro sistema (sistema 1) representa o processo de destilação para obtenção do etanol hidratado, onde o aquecimento das colunas de destilação é realizado, por vapor de forma direta. A Figura 9 mostra o fluxograma do sistema 1.

**Figura 9 - Sistema 1**

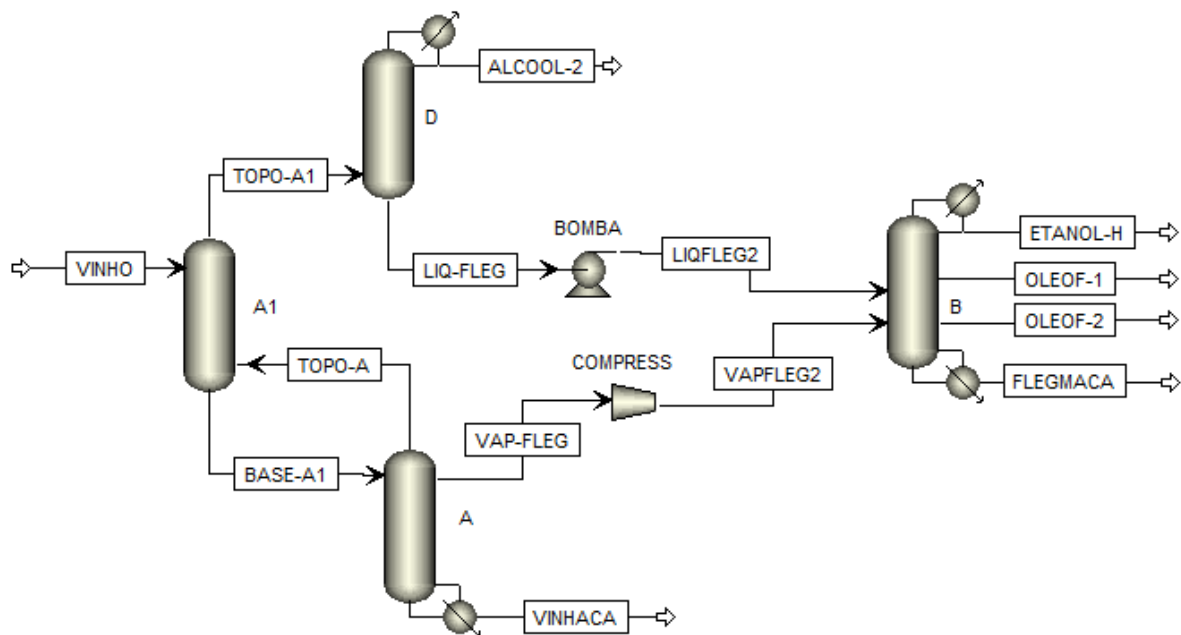


Fonte: Autora, 2017.

As colunas A, A1 e D representam o conjunto de destilação e a coluna B representa o conjunto de retificação.

O segundo sistema (sistema 2) representa o processo de destilação para obtenção do etanol hidratado, onde o aquecimento das colunas de destilação é realizado, por vapor de forma indireta, pelo uso de refervedores. A Figura 10 mostra o fluxograma do sistema 2.

**Figura 10 - Sistema 2**



Fonte: Autora, 2017.

Os dois sistemas foram implementados de forma semelhante a descrita no tópico 3.2.5.

Na construção da coluna B considerou-se que as colunas B e B1 são compostas por uma única coluna porque estas possuem diâmetros iguais e estão sobrepostas. Portanto a coluna de destilação B dos sistemas 1 e 2 possuem um número de pratos equivalente a soma dos pratos das colunas B e B1.

#### 4.2.1 Especificação das correntes de alimentação

No sistema 1, as correntes denominadas VINHO, VAPOR-A e VAPOR-B são correntes de alimentação e devem ser especificadas para que a simulação possa ser executada.

As especificações da corrente de alimentação VINHO estão representadas na Tabela 3.

**Tabela 3 - Especificação da corrente de alimentação VINHO.**

<b>Temperatura (°C)</b>	<b>93</b>
<b>Pressão (kPa)</b>	136
<b>Vazão Mássica (ton/h)</b>	375

Fonte: Adaptado (DIAS, 2008)

A composição da corrente de alimentação VINHO está especificada na Tabela 4.

**Tabela 4 - Composição da corrente de alimentação VINHO**

<b>Componente</b>	<b>Fração mássica</b>
<b>Etanol</b>	0,0726
<b>Álcool iso-amílico</b>	0,0044
<b>Água</b>	0,9122
<b>Glicerol</b>	0,0039
<b>Ácido Acético</b>	0,0009
<b>Dextrose</b>	0,0007
<b>Ácido Succínico</b>	0,0053

Fonte: Adaptado (DIAS, 2008)

As especificações da corrente de alimentação VAPOR-A, que pertence somente ao sistema 1, estão representadas na Tabela 5.

**Tabela 5 - Especificação da corrente de alimentação VAPOR-A**

<b>Temperatura (°C)</b>	115
<b>Pressão (kg/cm<sup>2</sup>)</b>	1,7
<b>Vazão Mássica (kg/h)</b>	62136,2

Fonte: Adaptado (DIAS, 2008)

A composição da corrente de alimentação VAPOR-A está especificada na Tabela 6.

As especificações da corrente de alimentação VAPOR-B, que pertence somente ao sistema 1, estão representadas na Tabela 7.

**Tabela 6 - Composição da corrente de alimentação VAPOR-A**

<b>Componente</b>	<b>Fração mássica</b>
<b>Etanol</b>	0
<b>Álcool iso-amílico</b>	0
<b>Água</b>	1
<b>Glicerol</b>	0
<b>Ácido Acético</b>	0
<b>Dextrose</b>	0
<b>Ácido Succínico</b>	0

Fonte: Adaptado (DIAS, 2008)

**Tabela 7 - Especificação da corrente de alimentação VAPOR-B**

<b>Temperatura (°C)</b>	115
<b>Pressão (kg/cm<sup>2</sup>)</b>	1,7
<b>Vazão Mássica (kg/h)</b>	11351,2

Fonte: Adaptado (DIAS, 2008)

A composição da corrente de alimentação VAPOR-B está especificada na Tabela 8.

**Tabela 8 - Composição da corrente de alimentação VAPOR-B**

<b>Componente</b>	<b>Fração mássica</b>
<b>Etanol</b>	0
<b>Álcool iso-amílico</b>	0
<b>Água</b>	1
<b>Glicerol</b>	0
<b>Ácido Acético</b>	0
<b>Dextrose</b>	0
<b>Ácido Succínico</b>	0

Fonte: Adaptado (DIAS, 2008)

#### 4.2.2 Especificação dos equipamentos

As condições operacionais das colunas de destilação também devem ser especificadas de acordo com o grau de liberdade das colunas.

As condições operacionais das colunas de destilação do sistema 1 estão representadas na Tabela 9.

**Tabela 9 - Condições operacionais das colunas de destilação do sistema 1.**

<b>Coluna A</b>	
<b>Número de pratos</b>	18
<b>Pressão no topo (kPa)</b>	55,45
<b>Pressão no fundo (kPa)</b>	68,65
<b>Posição de retirada de vapor de flegma</b>	2
<b>Coluna A1</b>	
<b>Número de pratos</b>	8
<b>Pressão no topo (kPa)</b>	52,45
<b>Pressão no fundo (kPa)</b>	55,45
<b>Coluna D</b>	
<b>Número de pratos</b>	6
<b>Pressão no topo (kPa)</b>	49,45
<b>Pressão no fundo (kPa)</b>	52,45
<b>Razão de Refluxo (kg/kg)</b>	99
<b>Coluna B</b>	
<b>Número de pratos</b>	45
<b>Pressão no topo (kPa)</b>	42,08
<b>Pressão no fundo (kPa)</b>	61,78
<b>Posição de alimentação de vapor de flegma</b>	25
<b>Posição de alimentação de flegma líquida</b>	25
<b>Posição de retirada de óleo fúsel</b>	21 e 43
<b>Razão de Refluxo (kg/kg)</b>	6
<b>Vazão de óleo fúsel1 (kg/h)</b>	88
<b>Vazão de óleo fúsel2 (kg/h)</b>	30

Fonte: Adaptado (DIAS, 2008)

As condições operacionais das colunas de destilação do sistema 2 estão representadas na Tabela 10.

**Tabela 10 - Condições operacionais das colunas de destilação do sistema 2.**

<b>Coluna A</b>	
<b>Número de pratos</b>	18
<b>Pressão no topo (kPa)</b>	55,45
<b>Pressão no fundo (kPa)</b>	68,65
<b>Posição de retirada de vapor de flegma</b>	2
<b>Carga térmica do refeedor (kW)</b>	38318
<b>Coluna A1</b>	
<b>Número de pratos</b>	8
<b>Pressão no topo (kPa)</b>	52,45
<b>Pressão no fundo (kPa)</b>	55,45
<b>Coluna D</b>	
<b>Número de pratos</b>	6
<b>Pressão no topo (kPa)</b>	49,45
<b>Pressão no fundo (kPa)</b>	52,45
<b>Razão de Refluxo (kg/kg)</b>	99
<b>Coluna B</b>	
<b>Número de pratos</b>	45
<b>Pressão no topo (kPa)</b>	42,08
<b>Pressão no fundo (kPa)</b>	61,78
<b>Posição de alimentação de vapor de flegma</b>	25
<b>Posição de alimentação de flegma líquida</b>	25
<b>Posição de retirada de óleo fúsel</b>	21 e 43
<b>Razão de Refluxo (kg/kg)</b>	6
<b>Carga térmica do refeedor (kW)</b>	7000
<b>Vazão de óleo fúsel1 (kg/h)</b>	88
<b>Vazão de óleo fúsel2 (kg/h)</b>	30

Fonte: Adaptado (DIAS, 2008)

As condições operacionais da bomba e do compressor dos sistema 1 e 2 estão especificadas na Tabela 11.

**Tabela 11 - Condições operacionais da bomba e do compressor dos sistemas 1 e 2.**

<b>Bomba</b>	
<b>Pressão de descarga (kPa)</b>	137,7
<b>Compressor</b>	
<b>Pressão de descarga (kPa)</b>	137,7

Fonte: Adaptado (DIAS, 2008)



## 5. RESULTADOS E DISCUSSÕES

Nesta sessão são apresentados os resultados e discussões dos sistemas 1 e 2 estudados.

A Tabela 12 mostra os resultados da corrente LIQ-FLEG dos sistemas 1 e 2.

**Tabela 12 - Resultados da corrente LIQ-FLEG dos sistemas 1 e 2.**

<b>Variáveis</b>	<b>Sistema 1</b>	<b>Sistema 2</b>
Vazão mássica (kg/h)	2.778,32	2.006,99
Temperatura (°C)	89,79	89,79
Pressão (kPa)	131	131
<b>Fração mássica</b>		
Etanol	0,4313	0,4313
Álcool Isoamílico	0,0618	0,0618
Água	0,5067	0,5067
Glicerol	0,0000	0,0000
Ácido Acético	0,0002	0,0002
Dextrose	0,0000	0,0000
Ácido Succínico	0,0000	0,0000

Fonte: Autora, 2017.

Comparando os resultados da corrente LIQ-FLEG dos sistemas 1 e 2 podemos notar um aumento na vazão mássica da Flegma líquida no sistema 1, correspondendo a um aumento de 771,33 Kg/h, ou seja, 28% em relação ao sistema 2. De acordo com o relatório de impacto ambiental (RIMA), o flegma é um líquido alcoólico com 40 a 50° GL carregado de impurezas e com certa quantidade de água em sua composição. Assim com a aplicação do aquecimento direto podemos observar um aumento na quantidade mássica de flegma líquida.

A Tabela 13 mostra os resultados da corrente de vapor VAP-FLEG dos sistemas 1 e 2.

**Tabela 13 - Resultados da corrente VAP-FLEG dos sistema 1 e 2.**

<b>Variáveis</b>	<b>Sistema 1</b>	<b>Sistema 2</b>
Vazão mássica (kg/h)	65.250,00	65.250,01
Temperatura (°C)	101,85	101,71
Pressão (kPa)	135	135
Fração mássica		
Etanol	0,3982	0,4035
Álcool Isoamílico	0,0227	0,0234
Água	0,5788	0,5728
Glicerol	0,0000	0,0000
Ácido Acético	0,0003	0,0003
Dextrose	0,0000	0,0000
Ácido Succínico	0,0000	0,0000

Fonte: Autora, 2017.

Os resultados obtidos na Tabela 13 nos mostra pouca variação em relação ao sistema 1 e 2.

A tabela 14 apresenta os resultados da corrente ETANOL-H dos sistemas 1 e 2.

**Tabela 14 - Resultados da corrente ETANOL-H dos sistemas 1 e 2.**

<b>Variáveis</b>	<b>Sistema 1</b>	<b>Sistema 2</b>
Vazão mássica (kg/h)	21.064,13	20.867,17
Temperatura (°C)	83,97	83,97
Pressão (kPa)	127	127
Fração mássica		
Etanol	0,9441	0,9438
Álcool Isoamílico	0,0000	0,0000
Água	0,0559	0,0562
Glicerol	0,0000	0,0000
Ácido Acético	0,0000	0,0000
Dextrose	0,0000	0,0000
Ácido Succínico	0,0000	0,0000

Fonte: Autora, 2017.

A partir dos resultados obtidos na tabela 14, subtraindo a vazão mássica total da corrente ETANOL-H do sistema 1 da vazão mássica total da corrente ETANOL-H do sistema 2, resultou em um aumento do sistema 1 em 196,96 Kg/h ou seja, 0,94% em relação ao sistema 2. Esse aumento correspondente, deve-se pela especificação do vapor de alimentação da coluna de destilação do sistema 1 ser o mesmo para o sistema 2. Ou seja, conforme a IPT

(1990), a aplicação de aquecimento indireto aumenta em 5% o consumo de vapor de alimentação, justificando assim a redução do etanol no sistema 2.

A tabela 15 apresenta os resultados da corrente VINHACA dos sistema 1 e 2.

**Tabela 15 - Resultados da corrente VINHACA dos sistemas 1 e 2.**

<b>Variáveis</b>	<b>Sistema 1</b>	<b>Sistema 2</b>
Vazão mássica (kg/h)	369.061,00	307.709,00
Temperatura (°C)	110,87	111,04
Pressão (kPa)	147	147
<b>Fração mássica</b>		
Etanol	0,0000	0,0000
Álcool Isoamílico	0,0000	0,0000
Água	0,9891	0,9869
Glicerol	0,0040	0,0048
Ácido Acético	0,0009	0,0010
Dextrose	0,0007	0,0009
Ácido Succínico	0,0054	0,0065

Fonte: Autora, 2017.

Comparando os resultados da corrente VINHACA dos sistema 1 e 2 podemos notar um aumento na vazão mássica da vinhaça no sistema 1, correspondendo a um aumento de 61.352,00 Kg/h, ou seja, 16,62% em relação ao sistema 2.

Multiplicando a vazão mássica total da corrente VINHACA do sistema 1 pela fração mássica da água nesta corrente resulta em 365.038,24 Kg/h de água.

Multiplicando a vazão mássica total da corrente VINHACA do sistema 2 pela fração mássica da água nesta corrente resulta em 303.678,01 Kg/h de água.

Ao comparar os resultados da vazão mássica da água na corrente VINHACA dos sistemas 1 e 2 observa-se em um aumento no sistema 1 de 61.360,22 Kg/h de água, ou seja, 20,21% em relação ao sistema 2. Portanto, com o uso do aquecimento direto há uma maior incorporação do vapor de água na vinhaça aumentando assim sua quantidade mássica.

No sistema 2, quando o vinho é aquecida de forma indireta pelo refervedor, influencia diretamente na redução de 20,21% da quantidade de água na vinhaça.

Considerando a tendência de crescimento da indústria de etanol e de sua geração de vinhaça é possível selecionar plantas industriais que minimize a quantidade desse efluente líquido e do impacto deste no meio ambiente. É preciso enfatizar, embora a vinhaça tenha nutrientes importantes para o solo deve-se considerar relevante, a escolha do aquecimento no

processo principalmente pela influência em seu volume gerado, que é um dos principais inconvenientes em uma destilaria.

No Brasil em 2014, foram gerados aproximadamente 280 bilhões de litros de vinhaça. Cerca da totalidade desse volume (97%) foi empregado como fertilizante e irrigação nas próprias lavouras de cana-de-açúcar das usinas sucroalcooleiras (Silveira, 2015).

O grande problema é que essa prática de fertirrigação quando não realizado de forma correta através de dosagens exatas por hectare, causam impacto ambiental, porque este efluente possui elevada concentração de matéria orgânica, na qual é medida através da DQO (Demanda Química de Oxigênio) e DBO (Demanda Bioquímica de oxigênio) e podem chegar a valores entre 100 g/L e 50 g/L, ou seja, muito superiores aos verificados nos esgotos sanitários (FUESS; GARCIA, 2012).

Deste modo, é satisfatório o uso do aquecimento indireto pela sua redução de água na vinhaça tendo em vista que seu volume gerado, chega a representar entre 10 a 14 vezes maior do que do álcool produzido e por apresentar um elevado potencial poluidor se aplicado sem controle nos canaviais, conduzindo assim a efeitos negativos na qualidade da matéria-prima, com atraso na maturação, diminuição do teor da sacarose, aumento no teor de cinzas e elevação o nível de potássio e amido no caldo (PINTO, 1999).

Além disso é notório que a aplicação do aquecimento indireto ira demandar um menor volume de recurso hídricos do que o vapor direto, considerando que este além de produzir uma maior quantidade de água na vinhaça precisará de mais vapor para concentra-la.

A tabela 16 apresenta os resultados da corrente FLEGMACA dos sistemas 1 e 2.

**Tabela 16 - Resultados da corrente FLEGMACA dos sistemas 1 e 2**

<b>Variáveis</b>	<b>Sistema 1</b>	<b>Sistema 2</b>
Vazão mássica (kg/h)	58.197,36	46.271,82
Temperatura (°C)	99,42	98,13
Pressão (kPa)	147	147
Fração mássica		
Etanol	0,1240	0,1610
Álcool Isoamílico	0,0283	0,0356
Água	0,8474	0,8030
Glicerol	0,0000	0,0000
Ácido Acético	0,0003	0,0004
Dextrose	0,0000	0,0000
Ácido Succínico	0,0000	0,0000

Fonte: Autora, 2017.

Comparando os resultados da corrente FLEGMACA dos sistema 1 e 2 podemos notar um aumento na vazão mássica da flegmaça no sistema 1, correspondendo a um aumento de 11.925,54 Kg/h, ou seja, 20,49% em relação ao sistema 2.

Multiplicando a vazão mássica total da corrente FLEGMACA do sistema 1 pela fração mássica da água nesta corrente resulta em 49.316,44 Kg/h de água.

Multiplicando a vazão mássica total da corrente FLEGAMACA do sistema 2 pela fração mássica da água nesta corrente resulta em 37.156,27 Kg/h de água.

Comparando os resultados da vazão mássica da água na corrente FLEGMACA no sistema 1 e 2 resultou em um aumento do sistema 1 em 12.160,17 kg/h, ou seja, 32,73% em relação ao sistema 2. Portanto, com o uso do aquecimento direto há uma maior agregação do vapor na flegmaça aumentando assim sua quantidade mássica.

No sistema 2, quando o flegma é aquecida de forma indireta pelo refervedor, influencia diretamente na redução de 32,73% da quantidade de água na flegmaça.

Assim com o aquecimento por vapor direto gera uma quantidade muito maior deste resíduo pela sua incorporação de água na flegmaça, sendo este adicionado à vinhaça e aplicado no campo como substituto da adubação mineral.

## 6. CONCLUSÕES

Através da modelagem e simulação dos sistemas de destilação com aquecimento direto e indireto foi possível analisar e observar que o principal efeito do aquecimento direto é promover um aumento na geração da vinhaça, aumentando assim a perda de água pela incorporação do vapor na vinhaça. Embora ocorra um pequeno aumento na produção do etanol não é considerado relevante sua aplicação como forma de aquecimento, em vista que seu excesso leva a formas de disposições errôneas deste resíduo no meio ambiente.

O aquecimento indireto através do refeedor se mostrou mais eficiente pela sua redução dos resíduos gerados no processo destilatório em 16,62% de vinhaça e 20,49% de flegmaça, além de uma redução 20,21% da quantidade de água na vinhaça e 32,73% da quantidade de água na flegmaça, visto que sua geração no Brasil representa bilhões de litros anuais, e suas principais disposições seja por meio da fertirrigação, causando desgaste e contaminação do solo e águas, torna-se importante a seleção deste modelo como o mais apropriado.

## 7. REFERÊNCIAS

ASSIS, F. **Torre de Destilação**. Disponível em:

<<http://www.ebah.com.br/content/ABAAAAYH8AA/torre-destilacao>>. Acesso em: 15 jun. 2017.

ALBERS, M., **Tratamento da Vinhaça: Concentração e Outros**. In: Workshop Tecnológico sobre vinhaça. FCAV/UNESP – Campus de Jaboticabal, 2007, Jaboticabal.

Disponível em:

<[http://www.apta.sp.gov.br/cana/anexos/Workshop\\_vinhaca\\_sessao4\\_monica\\_VS.pdf](http://www.apta.sp.gov.br/cana/anexos/Workshop_vinhaca_sessao4_monica_VS.pdf)>.

BANKS, J et al. **Discrete-event system simulation fourth edition**. Pearson, 2005.

BARRETO, T. V. ; COELHO, A. C. D. “Destilação .” In: **CANA-DE-AÇÚCAR: Bioenergia, Açúcar e Etanol: tecnologia e perspectivas- 2 ed**, por Fernando SANTOS, Aluizio BORÉM, & Celso CALDAS, 441-463. Minas Gerais: Viçosa, 2012.

**Curiosidades sobre o etanol**. Disponível em:

<<https://www.novacana.com/etanol/curiosidades/>>. Acesso em: 4 março. 2017.

CONAB. **ACOMPANHAMENTO DA SAFRA BRASILEIRA-cana-de-açúcar v. 4 - safra 2017/18 N.1 - Primeiro Levantamento | ABRIL 2017**. Disponível em: <[http://www.conab.gov.br/OlalaCMS/uploads/arquivos/17\\_04\\_20\\_14\\_04\\_31\\_boletim\\_cana\\_portugues\\_-\\_1o\\_lev\\_-\\_17-18.pdf](http://www.conab.gov.br/OlalaCMS/uploads/arquivos/17_04_20_14_04_31_boletim_cana_portugues_-_1o_lev_-_17-18.pdf)>. Acesso em: 21 maio. 2017.

DIAS, M. O. S. **Simulação do processo de produção de etanol a partir do açúcar e do bagaço visando a integração do processo e a maximização da produção de energia e excedentes do bagaço**. Dissertação de Mestrado| Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2008.

DYMENT, J.; MANTRALA, V. **Jump Start : Getting Started with Aspen Plus ® V8**. p. 1–22, 2015.

ELIA NETO, A. **Água na Indústria da Cana-de-Açúcar**. “Position Paper” do Workshop Projeto PPPP: Aspectos Ambientais da Cadeia do Etanol de Cana-de-Açúcar - Painel, FAPESP, CENBIO, CETESB e APTA. São Paulo, SP, 16/04/2008.

FINLAYSON, B. A. **Introduction to Chemical Engineering Computing (2)**. Somerset, US: John Wiley & Sons, Incorporated, 2014. ProQuest ebrary. Web. 10 February 2017.

FOUST, A; CLUMP, L. A.; A, CW. LB “**Princípios das Operações Unitárias**”. Livros Técnicos e Científicos Editora LTC, **Capítulo**, v.2, p. 401-434, 1982.

FUESS, L. T.; GARCIA, M. L. **Qual o valor da vinhaça**. Mitigação de impacto ambiental e recuperação da energia por meio da digestão anaeróbia. São Paulo, Cultura Acadêmica: Universidade Estadual Paulista, 2012.

IGLESIAS, J. et al. **Simulação de sistemas térmicos para gerenciamento energético de usina sucroalcooleira**. 2009.

**Importância da Modelagem**. Disponível em:

<<http://www.ppgia.pucpr.br/~alcides/Teaching/ProgramasAprendizagem/ModelagemOrientadaObjetos/Introducao.html>>. Acesso em: 9 abril. 2017.

IPT - Instituto de Pesquisas Tecnológicas. **Conservação de Energia na Indústria do Açúcar e do Alcool**. Instituto de Pesquisas Tecnológicas, São Paulo, 1990.

MOURA, A. et al. “Fermentação.” In: **BIOCOMBUSTÍVEIS**, por LORA, Electo & VENTURINI, Osvaldo, 360-380. Rio de Janeiro: Interciência, 2012.

MELLO, A. G. B. **Redução E Reaproveitamento De Água No Processo De Produção De Etanol: Um Estudo De Caso**. Monografia apresentada ao Programa de Pós- Graduação Mta Em Gestão De Produção Industrial Sucroenergética| Universidade Federal De São Carlos, Piracicaba, 2012.



NAVIRAÍ, U. et al. **Relatório de Impacto Ambiental (RIMA)- Usina Naviraí S/A- Açúcar e Álcool**. Disponível em:

<<http://www.servicos.ms.gov.br/imasuldownloads/rimas/USINANAVIRAI.pdf>>. Acesso em: 16 maio. 2017.

NOGUEIRA, L. H. et al. **Eficiência energética no uso de vapor: manual prático**. Eletrobrás, 2005.

NOGUEIRA, Luiz Augusto Horta et al. **Bioetanol de cana-de-açúcar: energia para o desenvolvimento sustentável**. Rio de Janeiro, BNDES/CGEE, 2008.

**O que é Simulação ? - Paragon**. Disponível em: <<http://www.paragon.com.br/academico/o-que-e-simulacao/>>. Acesso em: 12 maio. 2017.

PALACIO, J. et al. “Destilação convencional e etapas de produção do etanol hidratado .” In: **BIOCOMBUSTÍVEIS**, por LORA, Electo & VENTURINI, Osvaldo 843-850. Rio de Janeiro : Interciência , 2012.

**Portal de Engenharia Química - Fundamentos da Destilação**. Disponível em:

<[http://labvirtual.eq.uc.pt/siteJoomla/index.php?option=com\\_content&task=view&id=223&Itemid=413#3](http://labvirtual.eq.uc.pt/siteJoomla/index.php?option=com_content&task=view&id=223&Itemid=413#3)>. Acesso em: 12 março. 2017.

PINTO, C. P. **Tecnologia da digestão anaeróbia da vinhaça e desenvolvimento sustentável**. Dissertação de Mestrado| Faculdade de engenharia mecânica, Universidade Estadual de Campinas, 1999.

ROCHA LIMA, Léo; DE ABREU MARCONDES, Aluizio. **Álcool carburante: uma estratégia brasileira**. UFPr, 2002.

ROITMAN, V. **Curso de formação de operadores de refinaria: operações unitárias**. 2002.

**RIMAS – Relatório de Impacto Ambiental | Imasul.** Disponível em:  
<<http://www.imasul.ms.gov.br/licenciamento-ambiental/rimas-relatorio-de-impacto-ambiental/>>. Acesso em: 16 maio. 2017.

STEFFEN, V. **Modelagem E Simulação De Colunas De Destilação Reativa.** Dissertação de Mestrado| Universidade Estadual Do Oeste Do Paraná, Toledo, 2010.

SILVA, F.C. **Hora De Economizar Água Nas Usinas.** Disponível em:  
<<http://www.canamix.com.br/edicao/edicao080.html>>. Acesso em: 2 abril. 2017.

SILVEIRA, IVANILDO. Vinhaça para gerar energia. Pesquisa FAPESP, 2015

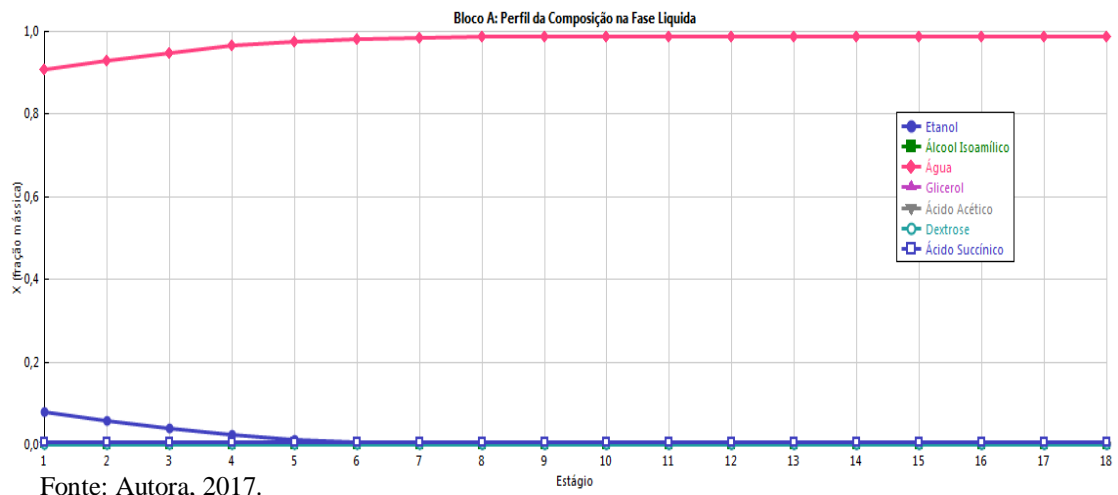
VASCONCELOS, A. L. S. **Controle de uma Coluna de Destilação Azeotrópica Não Convencional – Um Estudo de Caso Industrial.** Dissertação de Mestrado| Universidade Federal De Campina Grande, Campina Grande, 2006.

XAVIER, A. S. E. **Modelagem de colunas de destilação multicomponente em estado estacionário.** 1992.

## ANEXOS – RESULTADOS GRÁFICOS DOS COMPORTAMENTOS DAS COLUNAS DE DESILAÇÃO

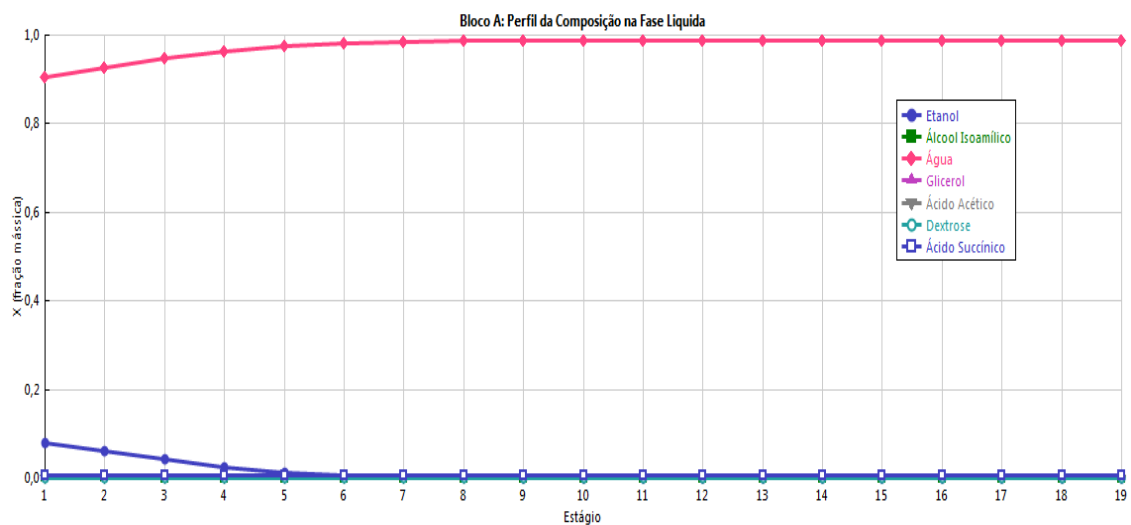
A figura 11 representa o perfil de composição da fase líquida nos estágios da coluna A do sistema 1.

**Figura 11 - Perfil da composição da fase líquida nos estágios da Coluna A do sistema 1.**



A figura 12 representa o perfil de composição da fase líquida na coluna A do sistema 2

**Figura 12 - Perfil da composição na fase líquida nos estágios da coluna A do sistema 2.**

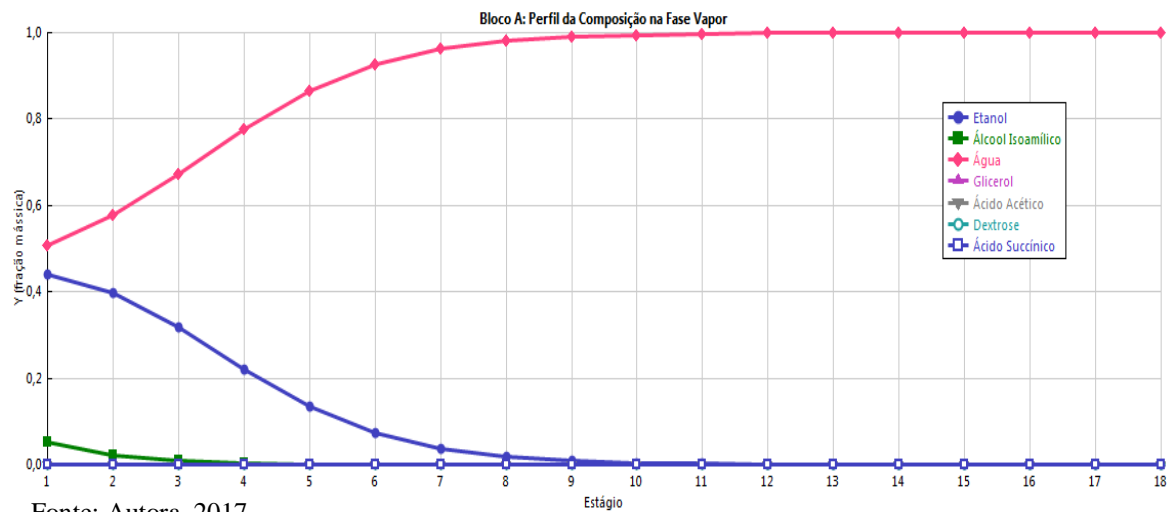


A figura 11 e 12 é possível observar que ocorreu uma redução no estágio 4 da composição da água na fase líquida ao se aproximar do topo da coluna a medida que houve

um aumento de composição de etanol. Ressaltando que as figuras são parecidas pelo fato das especificações do sistema 1 e 2 serem a mesma para ambos os sistemas, alterando apenas, em um aumento do número de estágio devido a presença do refeedor no sistema 2.

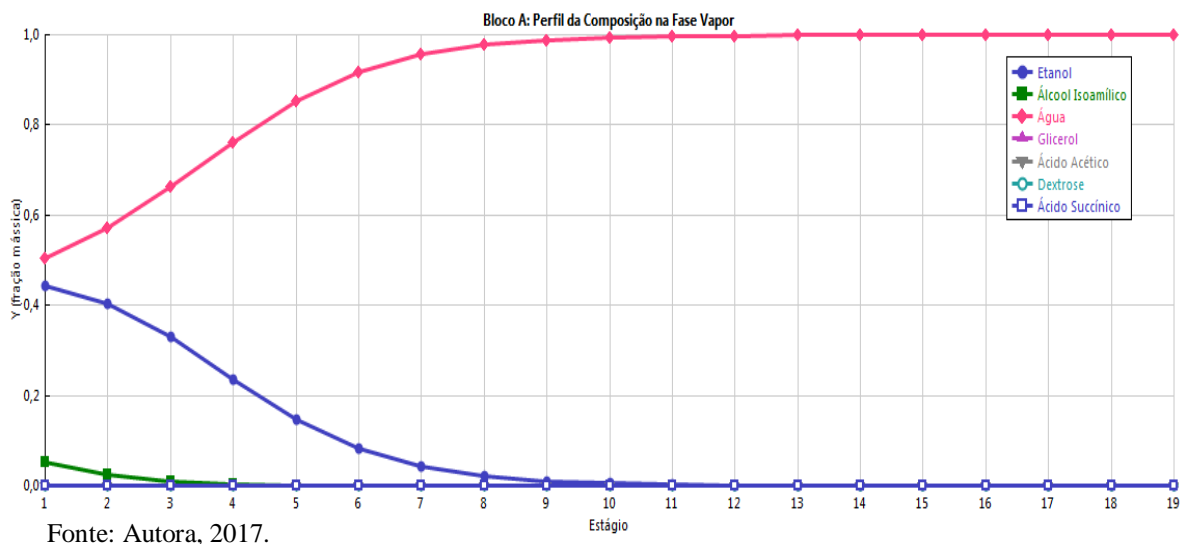
A figura 13 representa o perfil de composição da fase vapor nos estágios da coluna A do sistema 1 .

**Figura 13 - Perfil de composição da fase vapor nos estágios da coluna A do sistema 1.**



A figura 14 representa o perfil de composição da fase vapor nos estágios da coluna A do sistema 2.

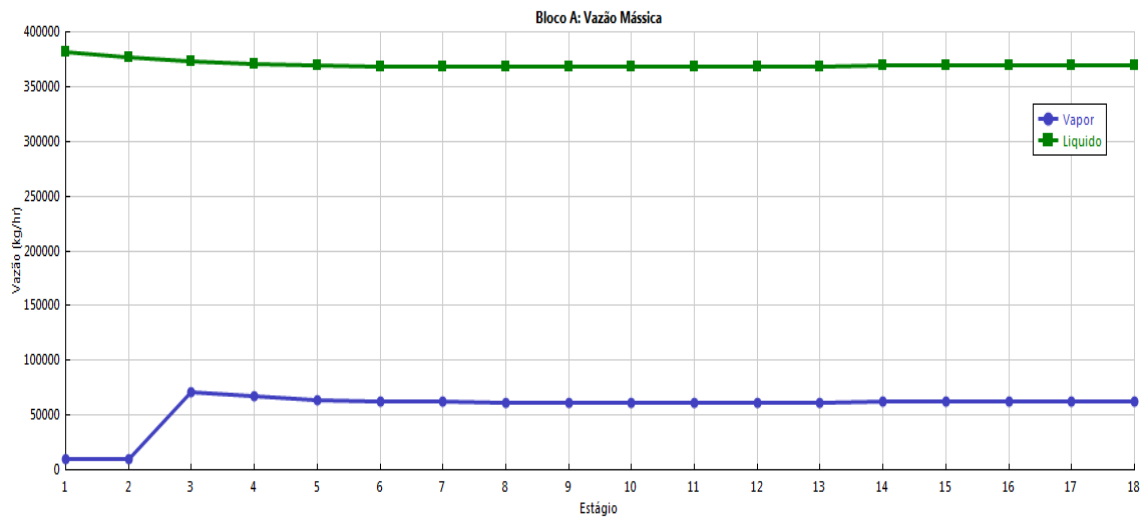
**Figura 14 - Perfil de composição da fase vapor nos estágios da coluna A do sistema 2.**



A figura 13 e 14, mostra que ocorreu uma redução entre os estágio 7 ao 1 da composição da água na fase vapor e um proporcional aumento de etanol na composição na fase vapor.

A figura 15 representa a vazão mássica do vapor e do líquido da coluna A do sistema 1.

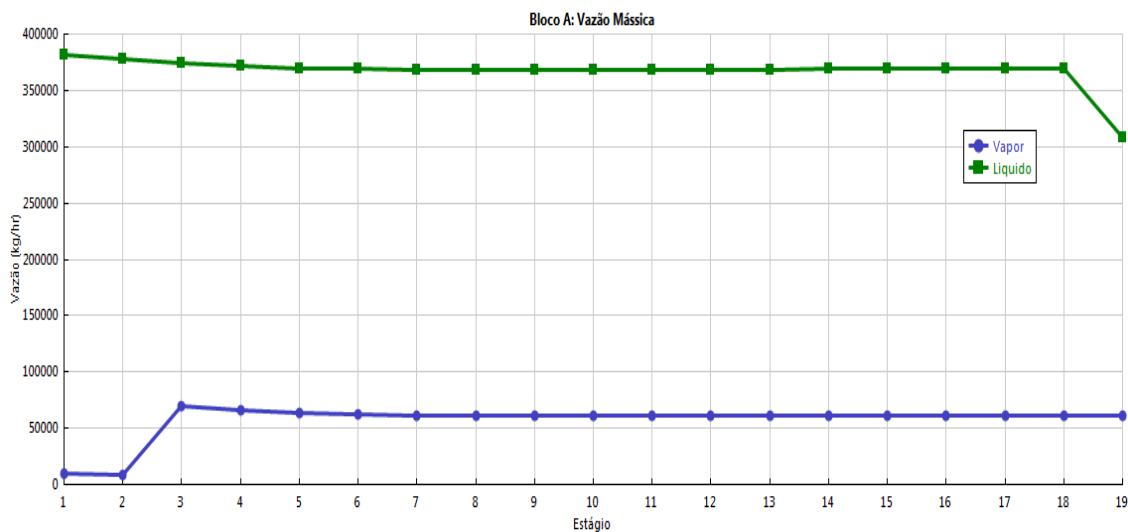
**Figura 15 - Vazão mássica do vapor e do líquido da coluna A do sistema 1.**



Fonte: Autora, 2017.

A figura 16 representa a vazão mássica do vapor e do líquido da coluna A do sistema 2.

**Figura 16 - Vazão mássica do vapor e do líquido da coluna A do sistema 2.**

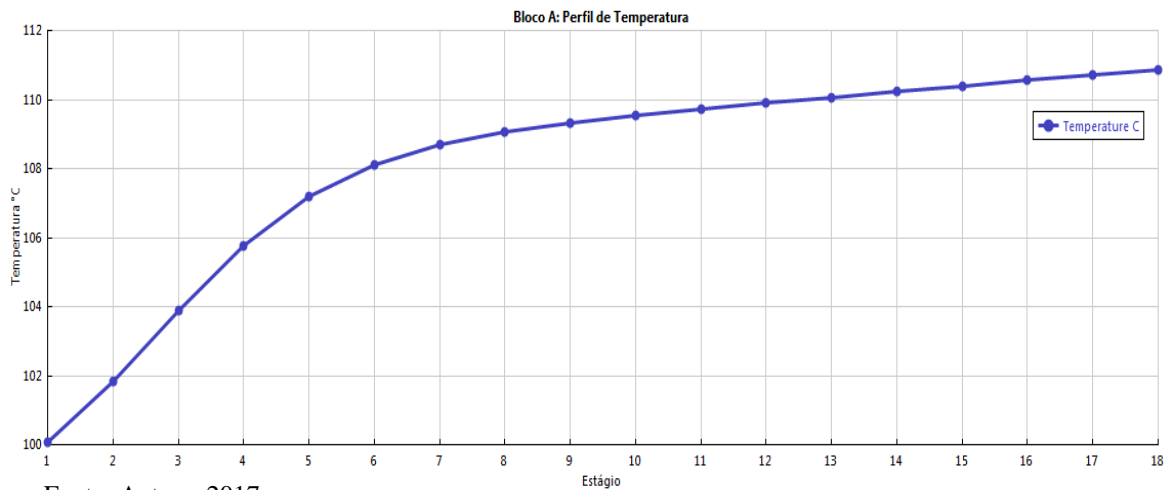


Fonte: Autora, 2017.

A figura 15 é possível observar que a vazão mássica do líquido se mantém em equilíbrio no decorrer dos estágios e a vazão mássica do vapor sofre uma redução em consequência da saída do flegma vapor da coluna. Enquanto que A figura 16 ocorre uma redução na vazão mássica do líquido entre os estágios 18 e 19 porque a vazão mássica do líquido no refervedor, que corresponde ao estágio 19, é menor do que a vazão do líquido que desce por entre os estágios da coluna)

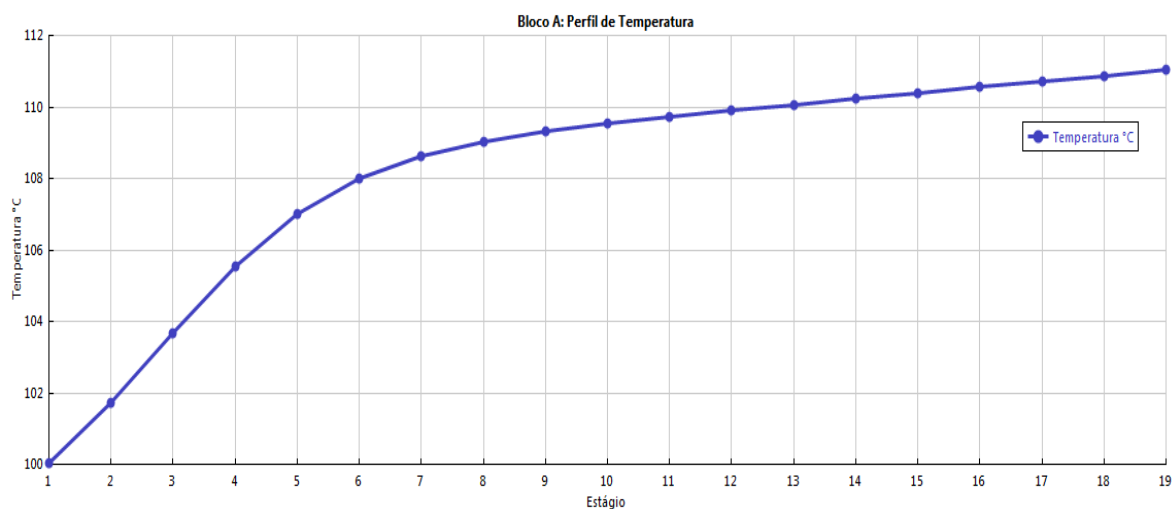
A figura 17 representa o perfil da temperatura da coluna A do sistema 1.

**Figura 17 - Perfil da temperatura da coluna A do sistema 1.**



A figura 18 representa o perfil da temperatura da coluna A do sistema 2.

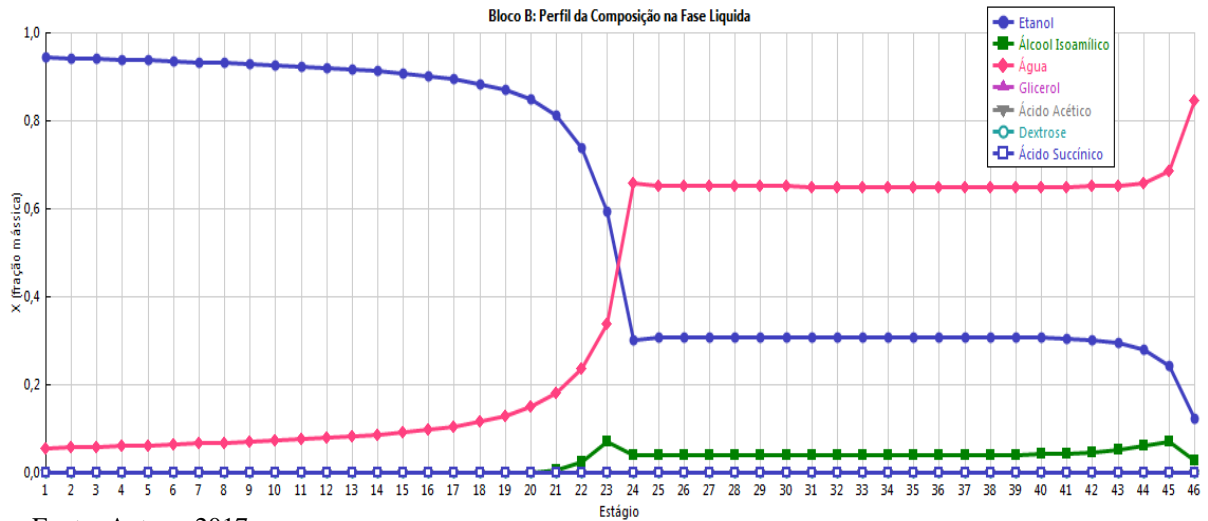
**Figura 18 - Perfil da temperatura da coluna A do sistema 2.**



A figura 17 e 18, mostram um aumento de temperatura do topo estágio 1 para a base estágio 19.

A figura 19 representa o perfil de composição da fase líquida nos estágios da coluna B do sistema 1.

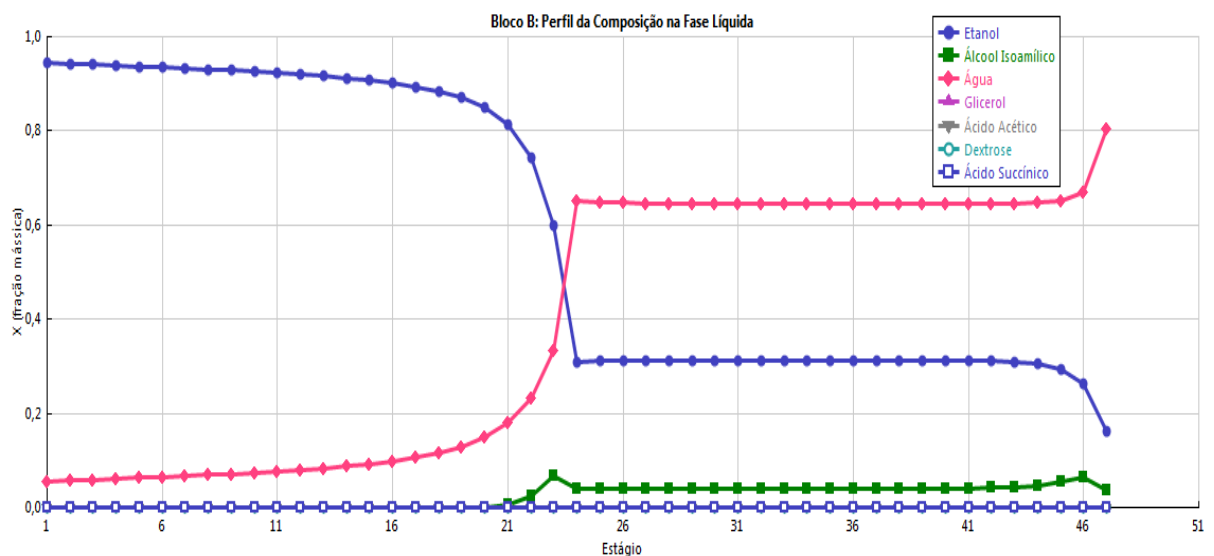
**Figura 19 - Perfil de composição da fase líquida nos estágios da coluna B do sistema 1**



Fonte: Autora, 2017.

A figura 20 representa o perfil de composição da fase líquida nos estágios da coluna B do sistema 2

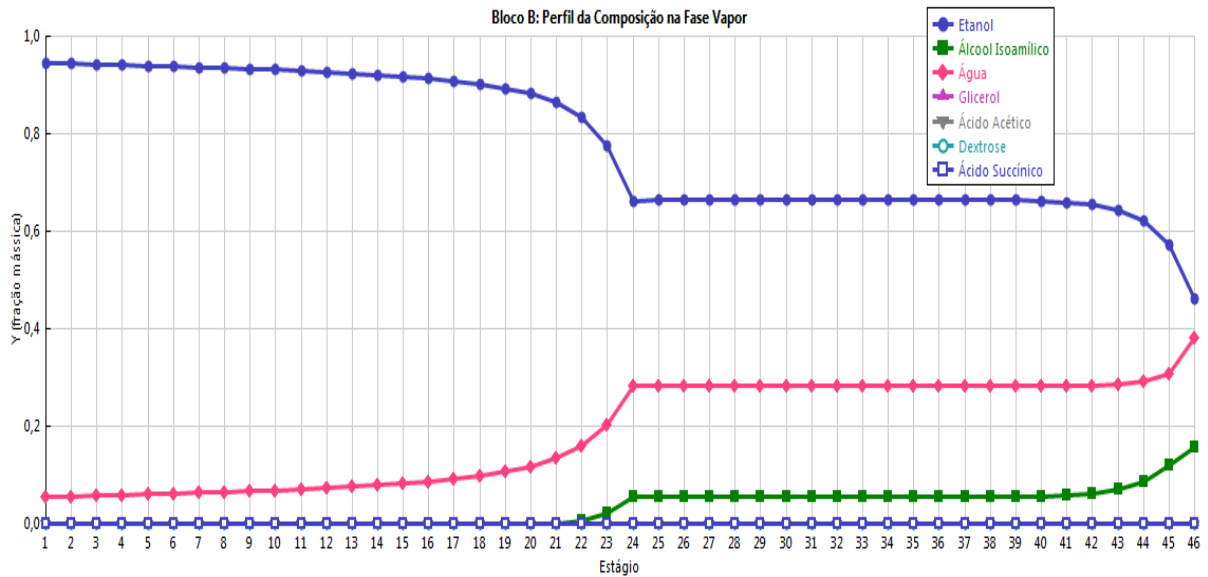
**Figura 20 - Perfil de composição da fase líquida nos estágios da coluna B do sistema 2**



Fonte: Autora, 2017.

A figura 19 e 20 ocorre um pequeno aumento de etanol na fase líquida entre os estágios 46 e 41 e uma diminuição de água. Entre os estágios 41 e 24 a composição do líquido fica estabilizada e a partir do estágio 24 ocorre um novo aumento na composição do etanol na fase líquida e uma diminuição na composição de água e álcool isoamílico.

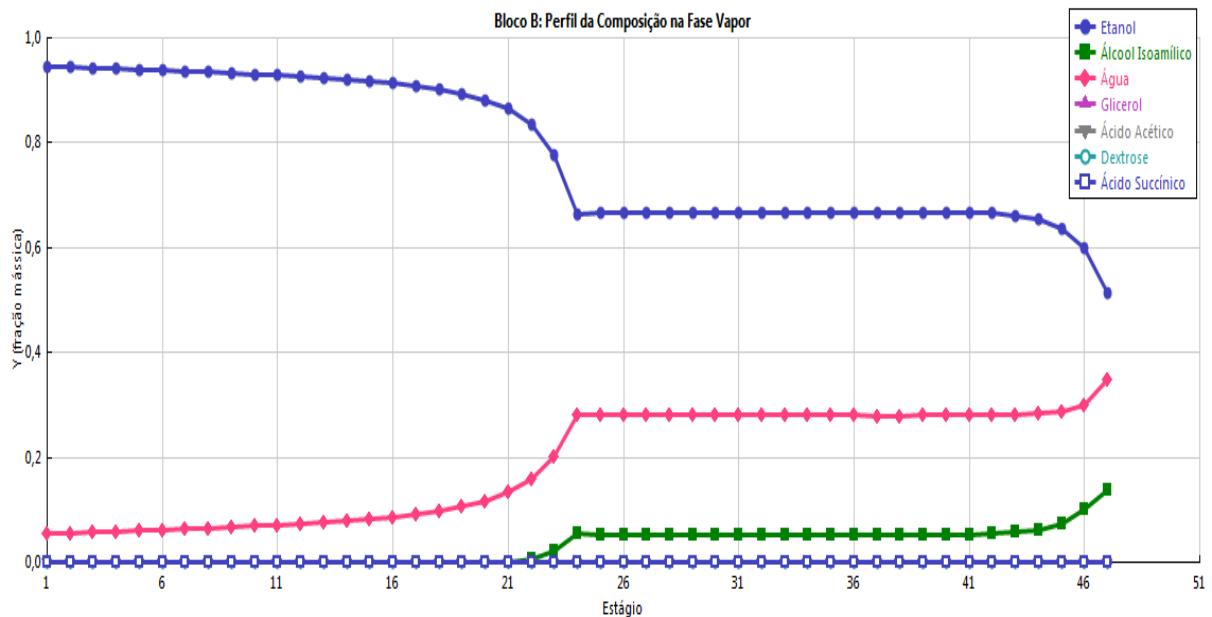
**Figura 21- Perfil de composição da fase vapor nos estágios da coluna B do sistema 1**



Fonte: Autora, 2017.

A figura 22 representa o perfil de composição da fase vapor nos estágios da coluna B do sistema 2.

**Figura 22 - Perfil de composição da fase vapor nos estágios da coluna B do sistema 2**



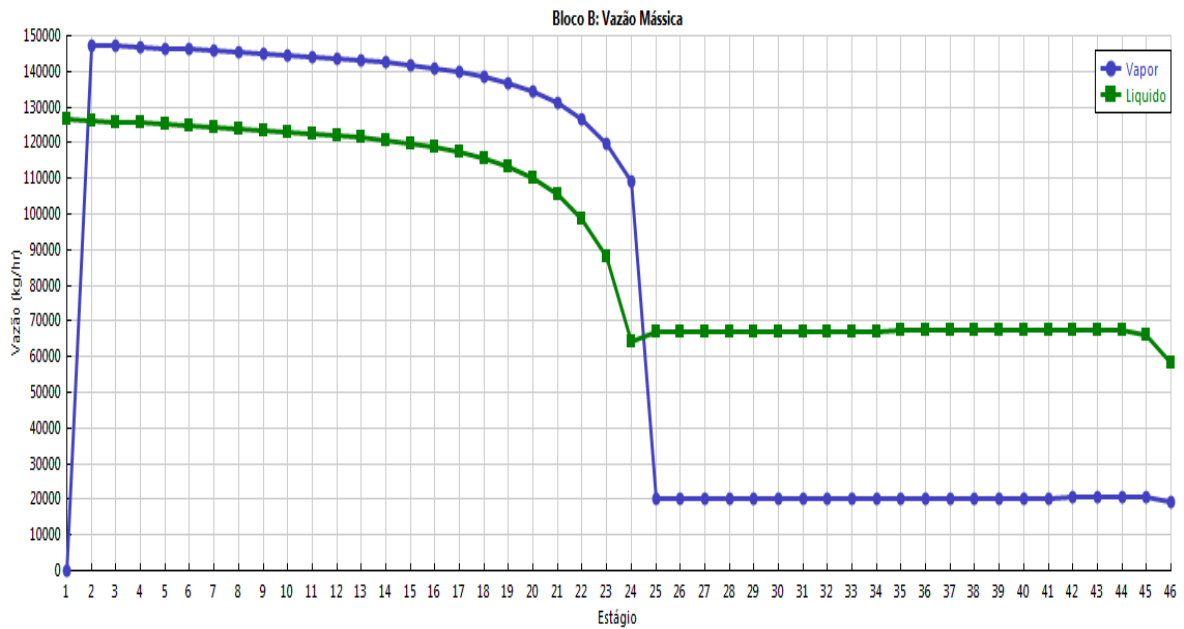
Fonte: Autora, 2017.



A figura 21 e 22, mostram que ocorre um pequeno aumento de etanol na fase vapor entre os estágios 46 e 41 e uma diminuição de água e álcool isoamílico. Entre os estágios 41 e 24 a composição do vapor fica estabilizada e a partir do estágio 24 ocorre um novo aumento na composição do etanol na fase vapor e uma diminuição na composição de água e álcool isoamílico).

A figura 23 representa a vazão mássica do vapor e do líquido da coluna B do sistema 1.

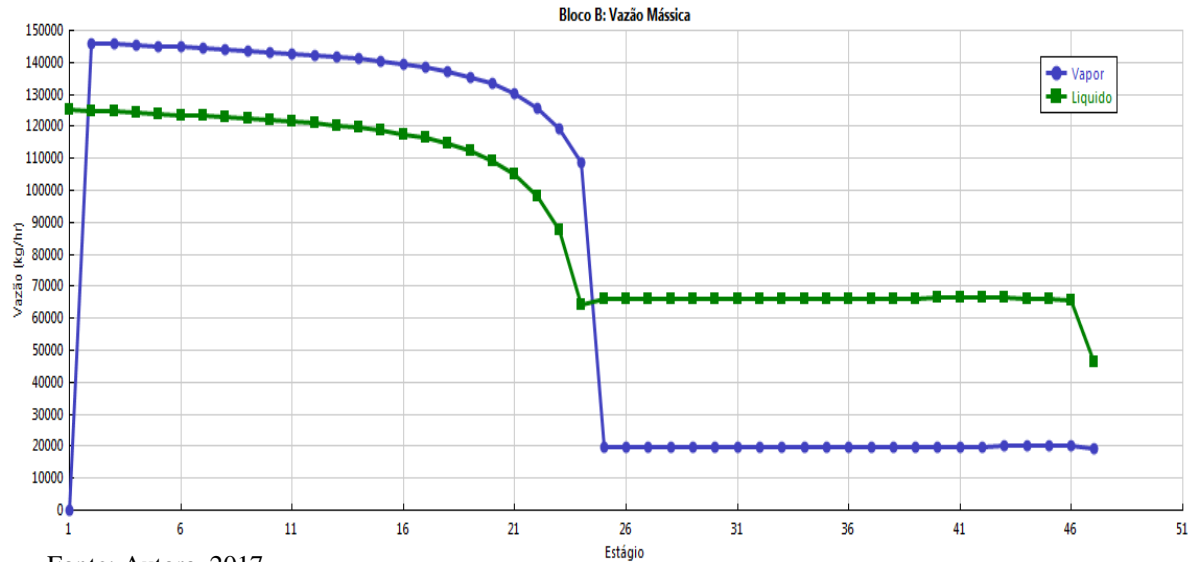
**Figura 23 - Vazão mássica do vapor e do líquido da coluna B do sistema 1**



Fonte: Autora, 2017.

A figura 24 representa a vazão mássica do vapor e do líquido da coluna B do sistema 2.

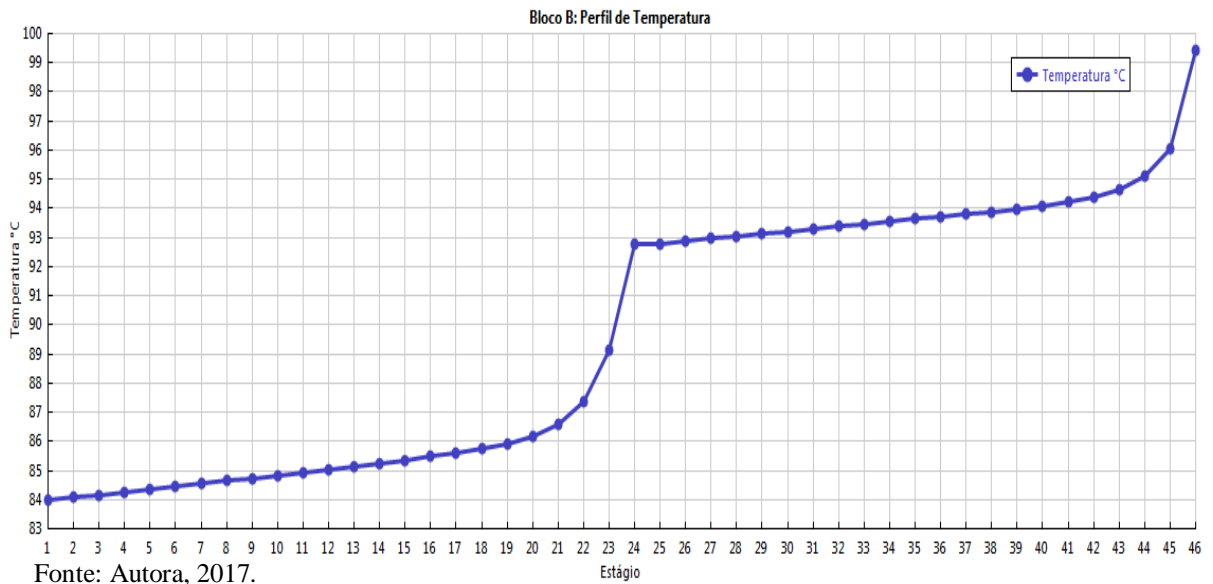
**Figura 24 - Vazão mássica do vapor e do líquido da coluna B do sistema 2**



A figura 23 e 24 observa-se que as vazões de vapor e do líquido acima do estágio de alimentação 25 são maiores do que as vazões do vapor e do líquido abaixo do estágio de alimentação. Isso ocorre porque a coluna B é alimentada com uma flegma composta por 97% de vapor e apenas 3% de líquido. Ao entrar na coluna B, esta flegma na fase vapor, acrescenta o vapor que ascende a coluna B a partir da base e por isso ocorre um aumento na vazão de vapor acima do estágio de alimentação. O aumento na vazão de líquido nos estágios acima do estágio de alimentação é explicado pela vazão de refluxo que é superior a vazão de líquido nos estágios inferiores da coluna B. Como o refluxo é composto em sua grande parte por etanol que é o componente mais volátil, boa parte do líquido é vaporizado nos estágios acima do prato de alimentação e o restante do líquido desce para os pratos localizados abaixo do prato de alimentação.

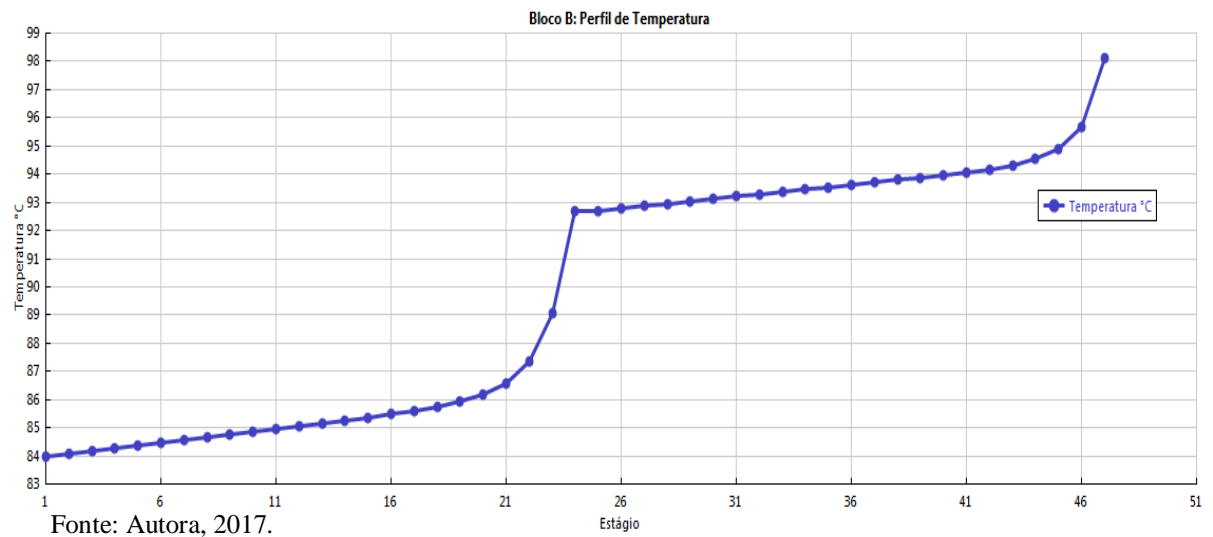
A figura 25 representa o perfil da temperatura da coluna B do sistema 1.

**Figura 25 - Perfil da temperatura da coluna B do sistema 1**



A figura 26 representa o perfil da temperatura da coluna B do sistema 2.

**Figura 26 - Perfil da temperatura da coluna B do sistema 2**



A figura 25 e 26 observa-se que os estágios localizados abaixo do estágio de alimentação possuem temperaturas maiores e os estágios acima do prato de alimentação possuem temperaturas menores.