

SIMULAÇÃO DA PRODUÇÃO CONTÍNUA E PURIFICAÇÃO DO BIODIESEL DE ÓLEO DE PALMA USANDO ASPEN HYSYS¹

Aline Lobato Gonçalves², Alberto Koji Takakura², Elinéia Castro Costa³, Nélio Teixeira Machado⁴, Marilena Emmi Araújo⁵

¹Aceito para Publicação no 2º Trimestre de 2016.

²Programa de Pós- Graduação em Engenharia Química, Universidade Federal do Pará- UFPA, lobato.alinegoncalves@gmail.com, alberto.koji@gmail.com.

³Programa de Pós- Graduação em Engenharia de Recursos Naturais da Amazônia, Universidade Federal do Pará- UFPA, elineia.costa.ec@gmail.com.

⁴Professor Doutor no Programa de Pós- Graduação em Engenharia de Recursos Naturais da Amazônia e do Programa de Pós- Graduação em Engenharia Química, Universidade Federal do Pará- UFPA, machado@ufpa.br.

⁵Professora Doutora no Programa de Pós- Graduação em Engenharia Química, Universidade Federal do Pará- UFPA, mearaujo@gmail.com.

RESUMO: Este trabalho teve como objetivo o projeto de uma planta para a produção de biodiesel de óleo de dendê, via rota etílica, empregando o simulador ASPEN HYSYS 2006. O óleo de dendê foi representado através dos triglicerídeos percentualmente mais representativos de sua composição, com 10% de acidez em relação à massa de óleo representada pelos ácidos palmítico e oleico. O fluxograma utilizou a desacidificação do óleo de palma com etanol como solvente em coluna de extração líquido-líquido em contracorrente com 10 pratos, a 101,3 kPa e 30°C, garantindo um óleo refinado isento de acidez. Foi utilizado um reator de conversão a 101,3 kPa e 75°C com o etanol na proporção de 6:1 molar e o NaOH a 1% em massa em relação ao óleo. Para as etapas de recuperação de etanol tanto para a desacidificação do óleo bruto quanto para a retirada

do excesso do meio reacional foram utilizadas colunas de destilação fracionada de 10 pratos. O projeto utilizou também uma coluna de extração líquido-líquido, empregando a água como solvente, a 101,3 kPa e 70°C para a purificação do biodiesel seguido de um vaso flash para a evaporação da água residual. A planta apresentou convergência para a conversão do reator de transesterificação de 98%. A proposta da otimização das etapas de separação e purificação, foram validadas pelos valores atingidos na corrente de biodiesel final que correspondem às especificações da ANP (Agencia Nacional de Petróleo Gás Natural e Biocombustíveis) para glicerol residual, máximo de água e de etanol no biodiesel final.

Palavras-chave: biodiesel de palma, simulação, AspenHysys.

ABSTRACT: This study aimed to design a plant for the continuous production of palm oil biodiesel via ethyl route, using the simulator ASPEN HYSYS 2006. The flowchart used physical acidification of palm oil with ethanol as a solvent in liquid extraction column in-liquid counter-current with 10 dishes, to 101.3kPa and 303.15K, ensuring a refined oil free acidity and no soap production. Crude palm oil was represented by percentage of the most representative triglyceride composition, with 10% acidity in relation to the mass of oil represented by palmitic and oleic acids. We used a conversion reactor at 101,3kPa and 348.15K with ethanol at a ratio of 6: 1 molar NaOH and 1% by mass relative to the neutralized oil. For ethanol recovery steps deacidification for both crude oil and for the removal of the excess reaction medium used was fractionated distillation column of 10 plates. The design also used a column of liquid-liquid extraction, using water as solvent at 101.3kPa and 348.15K for the purification of biodiesel followed by a flash vessel to evaporate the residual water. The plant showed convergence to maximum conversion of 98% transesterification reactor. The purpose of the optimization of the separation and purification steps were validated by the values achieved in the final biodiesel stream corresponding ANP (National Agency of Oil, Natural Gas and Biofuels) specifications for residual glycerol, maximum water and ethanol in the final biodiesel.

Keywords: biodiesel, simulation, Aspen Hysys

1. INTRODUÇÃO

O biodiesel é um combustível constituído por uma mistura de ésteres de ácidos graxos derivados de fontes renováveis, produzido a partir da reação de transesterificação de óleos ou gorduras com metanol ou etanol e gerando como subproduto o glicerol. A produção de ésteres etílicos é mais difícil que a dos ésteres metílicos. Especificamente o maior problema é a formação de uma emulsão mais estável durante a etanólise a qual prejudica bastante a separação e a purificação dos ésteres.

De uma forma geral, o biodiesel é produzido por transesterificação de óleos vegetais ou gordura animal, ou através da esterificação de ácidos graxos com alcoóis de cadeia curta na presença de catalisador homogêneo ou heterogêneo, ácido ou alcalino. Dentre os processos catalíticos a reação de transesterificação catalisada por base é mais rápida do que a transesterificação catalisada por ácido, e é a que tem maior o maior número de plantas de produção comercial (CHO et al., 2012).

Uma limitação ao processo catalisado por base é a sensibilidade em relação à pureza dos reagentes. Este sistema é muito sensível à água e a ácidos graxos livres. A presença de água pode causar a hidrólise dos ésteres alquílicos sintetizados a ácidos graxos livres (KNOTHE et al., 2006). Os ácidos graxos livres podem reagir com o catalisador alcalino para formar sabões e água. A saponificação não somente consome o catalisador como a formação de sabões pode resultar na formação de emulsões, as quais dificultam o processo de separação e purificação do biodiesel. Diante disso, óleos vegetais desidratados com menos de 0,5% de ácidos graxos livres, um catalisador alcalino anidro e álcool anidro são necessários para viabilizar comercialmente um processo de produção de biodiesel catalisado por base. Esta limitação pode ser significativa quando se pretende usar óleo de fritura, cujo custo é baixo. Normalmente, o teor de ácidos graxos livres nesta matéria-prima é superior a 2%. Neste caso foi utilizado um pré-tratamento para reduzir este teor, utilizando-se para tal uma esterificação com álcool em presença de um catalisador ácido, normalmente o sulfúrico (KNOTHE et al., 2006; ZHANG et al., 2003).

Devido à necessidade crescente de aperfeiçoar as condições operacionais e os equipamentos de plantas químicas, visando à redução de custos, tanto da energia necessária para o funcionamento, quanto ao custo de capital de implantação, a

simulação de processos tornou-se uma ferramenta de fundamental importância na atualidade.

Os processos produtivos de biodiesel utilizando a rota etílica ainda estão em desenvolvimento e o uso de simuladores comerciais no projeto destes processos ainda é muito restrito. As características tecnológicas especiais em que se enquadra uma planta de transesterificação utilizando a rota etílica, requer estudos aprofundados exatamente nas diferentes condições operacionais que possibilitem a otimização de etapas que são considerados os gargalos tecnológicos da rota etílica dentre eles destacamos: separação (evaporação) do excesso de etanol do meio reacional, refino e purificação do biodiesel (extração líquido- líquido com água) para a separação do glicerol e purificação do etanol para reutilização.

Glisic e Skala (2009) avaliaram as condições de projeto para a etapa de otimização da simulação do processo de purificação do biodiesel em plantas de transesterificação alcalina empregando metanol, principalmente fazendo uma análise crítica das simulações realizadas por Zhangetal. (2003). A crítica principal está relacionada à purificação do biodiesel, comentando que a quantidade da água utilizada no processo seria insuficiente comparado com outros trabalhos da literatura.

Dentro do tema de simulação de processos de produção de biodiesel utilizando o Aspen Hysys, por transesterificação via rota etílica, os resultados obtidos por Teribele (2009) e Takakura (2010), utilizando o óleo de dendê bruto, e publicados recentemente (TERIBELE et al., 2013a,b) servirão de roteiro para a descrição da proposta do fluxograma de processo contínuo descrito neste trabalho.

Teribele (2009) desenvolveu uma planta virtual de produção de biodiesel de óleo de dendê empregando o simulador de processos comercial Aspen Hysys 2004, representando a Unidade Piloto montada no Laboratório de Engenharia Química da UFPA. A planta consiste basicamente dos sistemas de neutralização química do óleo bruto (com hidróxido de sódio); reação de transesterificação com etanol, catalisada com hidróxido de sódio; de aquecimento; de recuperação do excesso de etanol por evaporação a partir do reator; de separação do biodiesel do glicerol e de impurezas utilizando água em separadores horizontais; e de desidratação do biodiesel a vácuo. O fluxograma convergiu para as simulações com equipamentos e condições operacionais

similares da planta piloto da UFPA, possibilitando representar um processo real em batelada. Teribelet al. (2013) destacaram as dificuldades técnicas de representar no simulador a etapa de recuperação do excesso de etanol por evaporação, assim como sugerem a operação unitária de extração líquido-líquido em coluna em contracorrente para a etapa de separação do biodiesel do glicerol e de impurezas utilizando água como solvente.

Este trabalho teve como objetivo a elaboração de um fluxograma no simulador AspenHysys 2006 de uma planta para a produção de biodiesel de óleo de dendê, via rota etílica, empregando como catalisador o NaOH, com ênfase em alternativas de melhorias nas etapas de refino do óleo bruto e da separação e purificação do biodiesel, a fim de atingir as especificações de comercialização da ANP.

2. MÉTODOS E PROCEDIMENTOS

Foi aplicada neste trabalho a metodologia proposta por Teribele (2009) que considerou os triglicerídeos percentualmente mais representativos, com teores mínimo de 5% em massa, incluindo a tripalmitina (PPP) e a trioleína (OOO). A acidez livre do óleo de dendê bruto foi representada pelos ácidos graxos palmítico e oleico. Foi utilizado também neste trabalho a mesma base de dados das substâncias puras cadastradas no Aspen Hysys e também o mesmo modelo termodinâmico (*General-NRTL*) para calcular as propriedades de mistura. A Tabela 1 apresenta a composição do óleo de dendê, normalizada, usada nas simulações.

Tabela 1- Composição do óleo de dendê normalizada usada nas simulações.

| GRUPO ^a | PRINCIPAL TRIGLICERÍDEO | PM ^b | RPO | | BPO | |
|--------------------|----------------------------|-----------------|-------|---------|-------|---------|
| | | | % MOL | % MASSA | % MOL | % MASSA |
| 48:0 | PPP | 807,32 | 6,81 | 6,50 | 7,08 | 6,75 |
| 50:1 | POP | 833,36 | 33,15 | 32,64 | 28,02 | 27,61 |
| 50:2 | PLiP | 831,34 | 8,14 | 7,99 | 13,72 | 13,49 |
| 52:1 | POS | 861,41 | 6,89 | 7,01 | 5,38 | 5,48 |
| 52:2 | POO | 859,39 | 27,00 | 27,41 | 22,35 | 22,71 |
| 52:3 | POLi | 857,38 | 11,43 | 11,57 | 17,72 | 17,97 |
| 54:3 | OOO | 885,43 | 6,57 | 6,88 | 5,72 | 5,99 |

^aCX:Y, X = número de carbonos (exceto carbonos do glicerol), Y = número de duplas ligações

^b PM = Massa molar (kg/kmol)

O processo de produção do biodiesel foi projetado com capacidade de 1000 kg de óleo de dendê bruto. O diagrama de fluxo do processo (Figura 1) pode ser descrito em três etapas: desacidificação do óleo bruto, reação de transesterificação e refino e purificação do biodiesel.

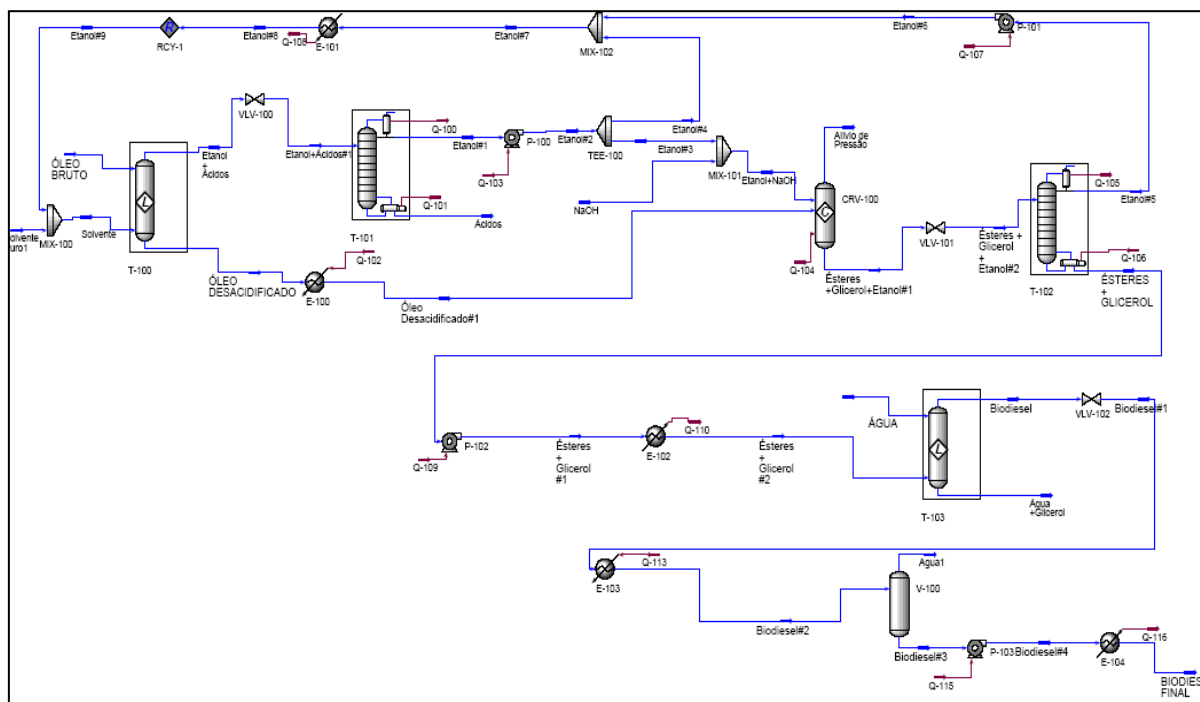


Figura 1—Fluxograma do Processo de Produção de Biodiesel

O óleo de dendê bruto com 10% de acidez, 5% de ácido oléico e 5% de ácido palmítico, foi submetido ao processo de desacidificação empregando uma coluna de extração líquido-líquido. A Figura 2 representa a etapa de desacidificação do fluxograma do processo.

O solvente utilizado foi o etanol anidro que é alimentado em contracorrente. As condições operacionais do processo de desacidificação foi de 101,3 kPa e 30°C para uma coluna líquido-líquido com 10 pratos. Nas correntes de entrada da coluna (T-100), foi utilizada a relação mássica 1:1,5 óleo/etanol. No projeto do processo uma parte do álcool utilizado é proveniente da recuperação por destilação, ou seja, a corrente “Solvente” é proveniente de duas correntes, sendo que uma delas é o Reciclo. A

corrente extrato (etanol + ácidos) foi então encaminhada para uma coluna de destilação e a corrente refinado (óleo desacidificado) foi conduzido para o reator de conversão.

A separação e reciclo do etanol ocorre em duas situações distintas no diagrama de fluxo do processo de produção de biodiesel desenvolvido neste trabalho, porém em ambos os casos foram utilizadas colunas de destilação fracionada operando a vácuo.

A primeira coluna de destilação fracionada (T-101) foi utilizada na etapa de separação do etanol do processo de desacidificação do óleo de palma bruto (Figura 2). A coluna opera a 80 kPa e 29,99 °C, com 70% de eficiência, com 10 pratos, com condensador e rebulidor total, com razão de refluxo igual a 2 e a alimentação é inserida no quinto prato a partir do topo. O produto de topo da destilação são o solvente (corrente Etanol#1) e o produto de fundo os ácidos graxos (corrente Ácidos). O solvente recuperado foi reutilizado, parte na etapa de desacidificação e parte utilizada no reator de conversão.

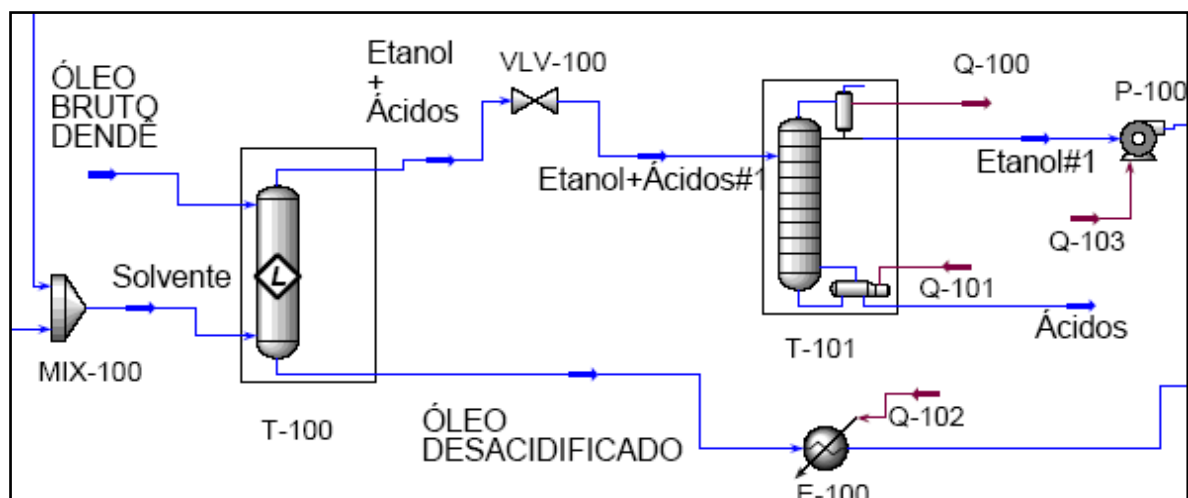


Figura2–Processo de Desacidificação

O óleo desacidificado foi submetido a reação de transesterificação a temperatura de 75°C e pressão de 101,33 kPa, no reator (CRV-100) que é do tipo de conversão e opera com 50% do volume total (Figura 1). A reação de transesterificação foi considerada neste trabalho de acordo com as relações estequiométricas estabelecidas na literatura: etanol admitido na proporção de 6:1 molar e o NaOH na proporção de 1% em massa em relação ao óleo neutralizado. Os produtos da transesterificação são os ésteres etilpalmitato, etil estearato, etiloleato e etilinoleato, que representaram a

composição do biodiesel nas simulações e o glicerol como subproduto. Foi obtida nas simulações a máxima conversão em ésteres etílicos de 98%. A corrente de produtos (Ésteres+Glicerol+Etanol#1) e reagentes não convertidos foi encaminhada para uma coluna de destilação para a separação do etanol dos restantes componentes.

A recuperação do excesso de solvente não reagido no processo de transesterificação ocorre também por destilação fracionada, onde a corrente “Ésteres+Glicerol+Etanol#2” alimenta a coluna (Figura 3). Nesta segunda recuperação do etanol as condições operacionais são 30 kPa e 53,75°C com 10 pratos, razão do refluxo 2,0 e a alimentação é inserida no quinto prato a partir do topo. O resultado desta destilação é o solvente (produto de topo), corrente “Etanol#5”, e a corrente “Ésteres+Glicerol” (produto de fundo). O solvente recuperado é reutilizado na etapa de desacidificação.

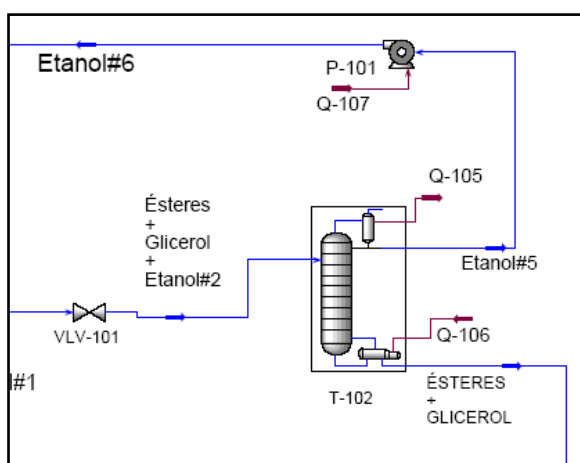


Figura3 - Recuperação do Excesso de Etanol

O diagrama de fluxo do processo é concluído com o refino do biodiesel que ocorre em duas etapas (Figura 4). A primeira é a retirada do glicerol através do processo de extração líquido-líquido em contracorrente, utilizando a água como solvente. Em seguida, é realizada a retirada do excesso da água através de um vaso flash.

As condições do processo para a retirada do glicerol são: na coluna líquido-líquido com 10 pratos a corrente da água foi alimentada a temperatura de 70°C e a pressão de 101,3 kPa e a corrente ésteres+glicerol na temperatura de 30°C e a pressão de 101,3 kPa. No vaso flash, as condições são: temperatura 130°C e pressão de 26,30 kPa.

Para finalizar o processo de purificação do biodiesel, foi utilizado uma bomba e um trocador de calor para liberar a corrente “BIODIESEL FINAL” a pressão de 101,33 kPa e a temperatura de 30°C para o armazenamento.

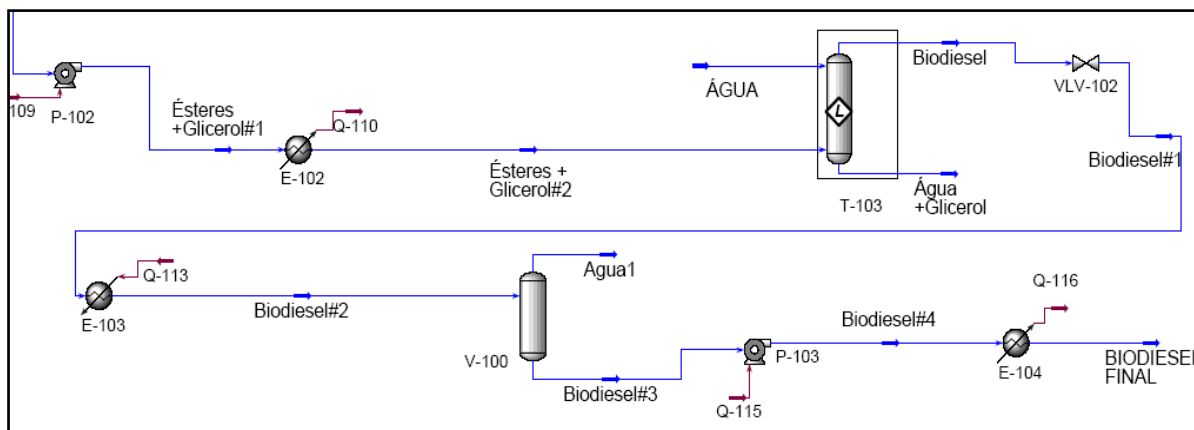


Figura4- Refino e purificação do biodiesel

3. RESULTADOS E DISCUSSÕES

As condições operacionais dos principais equipamentos da planta estão apresentadas na Tabela 2. Na Tabela 3 estão apresentados os resultados da etapa de desacidificação do óleo de dendê bruto onde todas as correntes estão na fase líquida. Pode-se verificar que o óleo foi completamente separado dos ácidos graxos. Verifica-se também que há certa quantidade (6,63%) de etanol nesta corrente, porém foi utilizada na etapa de reação de transesterificação que é realizada com excesso de etanol.

Tabela2 - Equipamentos

| Equipamentos | | P (kPa) | T (°C) |
|--------------|--|---------|--------|
| T-100 | Extrator Líquido-Líquido(Desacidificação) | 101,3 | 30 |
| T-101 | Coluna de Destilação(Separação do Etanol) | 80 | 29,99 |
| CRV-100 | Reator de Conversão(Transesterificação) | 101,3 | 75 |
| T-102 | Coluna de Destilação(Separação do excesso de Etanol) | 30 | 53,75 |
| T-103 | Extrator Líquido-Líquido(Refino do Biodiesel) | 101,3 | 30 |
| V-100 | Vaso Flash(Vaporização da Água) | 26,30 | 130 |

TABELA 3 – Resultados da desacidificação do óleo de palma bruto

| DESACIDIFICAÇÃO DO ÓLEO BRUTO | | | | | |
|-------------------------------|------------|----------|---------------------------|-----------------|---------------------|
| CORRENTES DE ALIMENTAÇÃO | | | CORRENTES DE PRODUTOS | | |
| | ÓLEO BRUTO | SOLVENTE | | ETANOL+ ÁCIDOS1 | ÓLEO DESACIDIFICADO |
| Temperatura(°C) | 30 | 30 | Temperatura(°C) | 29,99 | 30 |
| Pressão(kPa) | 101,3 | 101,3 | Pressão(kPa) | 101,3 | 101,3 |
| Vazão mássica (kg/h) | 1000 | 1571 | Vazão mássica(kg/h) | 1695 | 875,6 |
| Vazão molar (kmol/h) | 1,436 | 34,10 | Vazão molar (kmol/h) | 33,31 | 2,226 |
| Componente fração mássica | | | Componente fração mássica | | |
| ETANOL | 0,0000 | 1,000 | ETANOL | 0,8924 | 0,0663 |
| ÁCIDOS | 0,1000 | 0,0000 | ÁCIDOS | 0,0590 | 0,0000 |
| GRAXOS | | | GRAXOS | | |
| TG | 0,9000 | 0,0000 | PPP | | |
| H ₂ O | 0,0000 | 0,0000 | H ₂ O | 0,0486 | 0,9337 |
| GLICEROL | 0,0000 | 0,0000 | GLICEROL | 0,0000 | 0,0000 |
| BIODIESEL | 0,0000 | 0,0000 | BIODIESEL | 0,0000 | 0,0000 |
| NaOH | 0,0000 | 0,0000 | NaOH | 0,0000 | 0,0000 |

A Tabela 4 apresenta os resultados da reação de transesterificação, onde todas as correntes estão na fase líquida. Pode-se observar que houve uma quantidade 36,4% de etanol na corrente de saída do reator (corrente ÉSTERES + GLICEROL+ ETANOL#1). O excesso de álcool foi retirado da corrente de ésteres utilizando uma coluna de destilação fracionada. Foi obtida nas simulações a máxima conversão em ésteres etílicos de 98%.

Após a descrição das diferentes etapas da construção do diagrama de fluxo apresentados pelas Figuras 1 a 4 e os resultados apresentados nas Tabelas 1 a 5,

expressos em fração em massa, constata-se que a proposta da otimização das etapas de separação e purificação, foram validadas pelos valores atingidos na corrente de biodiesel final que correspondem a algumas especificações da ANP ou seja, máximo de 0,02% (m/m) de glicerol residual, máximo de 0,2% (m/m) de etanol e máximo 500 mg/kg de água no biodiesel.

TABELA 4 – Resultados da reação de transesterificação

| REAÇÃO DE TRANSESTERIFICAÇÃO | | | | |
|------------------------------|------------------------|---------------|---------------------------|--------------------------------|
| CORRENTES DE ALIMENTAÇÃO | | | CORRENTE DE PRODUTOS | |
| | ÓLEO DESACIDIFICADO #1 | ETANOL + NaOH | | ÉSTERES + GLICEROL + ETANOL #1 |
| Temperatura (°C) | 75 | 71,64 | Temperatura (°C) | 75 |
| Pressão (kPa) | 101,3 | 101,3 | Pressão (kPa) | 101,3 |
| Vazão mássica (kg/h) | 875,6 | 625,9 | Vazão mássica (kg/h) | 1501 |
| Vazão molar (kmol/h) | 2,226 | 13,62 | Vazão molar (kmol/h) | 15,84 |
| Componente fração mássica | | | Componente fração mássica | |
| ETANOL | 0,0663 | 0,98402 | ETANOL | 0,36417 |
| ÁCIDOS GRAXOS | 0,0000 | 0,0000 | ÁCIDOS GRAXOS | 0,000004 |
| TG | 0,9337 | 0,0000 | TG | 0,04138 |
| H ₂ O | 0,0000 | 0,0000 | H ₂ O | 0,0 |
| GLICEROL | 0,0000 | 0,0000 | GLICEROL | 0,056413 |
| BIODIESEL | 0,0000 | 0,0000 | BIODIESEL | 0,54656 |
| NaOH | 0,0000 | 0,01598 | NaOH | 0,00666 |

O diagrama de fluxo convergiu para as simulações com as condições operacionais do processo de transesterificação similares da planta piloto da UFPA, com destaque para os resultados significativos obtidos para facilitar a separação e purificação do biodiesel com a formação de somente duas fases no processo de separação por

extração líquido-líquido do biodiesel, em substituição as inúmeras lavagens aplicadas na planta piloto, conforme descrito por Teribele (2009).

A coluna de extração líquido-líquido T-100 mostrou-se eficiente para a etapa de desacidificação do óleo bruto, apresentando perda de 10 % de óleo neutro. Nesta etapa houve recuperação de 91% do etanol na coluna de destilação fracionada (T-101). A coluna de extração líquido-líquido T-103, utilizando água em contracorrente, mostrou-se eficiente na separação do biodiesel do glicerol e do residual de etanol. A etapa final no vaso flash (V-100) e no trocador de calor (E-104) produziram um biodiesel dentro das especificações da ANP em relação aos teores de água, glicerol e etanol.

Nas condições simuladas a planta apresentou convergência para a máxima conversão do reator de transesterificação de 98% obtendo-se, após a recuperação do excesso de etanol, um produto contendo 84,3 % em massa de biodiesel, 8,7% de glicerol e um residual de etanol de 1,8%. A Tabela 5 apresenta a caracterização do biodiesel nas etapas de purificação.

TABELA 5 – Resultados finais do processo de produção de biodiesel.

| PRODUTO FINAL | | | | |
|------------------------------|-----------------------------|-------------|------------------------------|------------------------|
| | CORRENTES DE ALIMENTAÇÃO | | | CORRENTE DE PRODUTO |
| | Biodiesel#3 | Biodiesel#4 | | BIODIESEL FINAL |
| Temperatura(°C) | 130 | 130,1 | Temperatura(°C) | 30 |
| Pressão(kPa) | 26,30 | 101,30 | Pressão(kPa) | 101,3 |
| Vazão mássica (kg/h) | 843,8 | 843,8 | Vazão mássica(kg/h) | 843,8 |
| Vazão molar (kmol/h) | 2,871 | 2,871 | Vazão molar(kmol/h) | 2,871 |
| Componente fração mássica | | | Componente fração mássica | |
| ETANOL | 0,0000 | 0,0000 | ETANOL | 0,0000 |
| ÁCIDOS GRAXOS | 0,000007 | 0,000007 | ÁCIDOS GRAXOS | 0,000007 |
| TG | 0,02137 | 0,02137 | TG | 0,02137 |
| H ₂ O | 0,000464 | 0,000464 | H ₂ O | 0,000464 |
| GLICEROL | 0,0 | 0,0 | GLICEROL | 0,0000 |
| BIODIESEL | 0,95217 | 0,95217 | BIODIESEL | 0,95217 |
| NaOH | 0,005100 | 0,005100 | NaOH | 0,005100 |

4. CONCLUSÕES

As modificações propostas neste novo fluxograma consistiram em considerar no projeto os seguintes processos: de extração líquido-líquido em múltiplos estágios em contracorrente, empregando o etanol como solvente, para o refino do óleo bruto de dendê em substituição ao processo de neutralização com NaOH; de extração líquido-líquido em múltiplos estágios em contracorrente, empregando a água como solvente,

para a purificação do biodiesel; de destilação fracionada para as etapas de recuperação do etanol tanto do processo de desacidificação do óleo bruto quanto para a retirada do excesso de etanol do meio reacional, em substituição a evaporação direta a partir do reator.

O fluxograma convergiu para as simulações com as condições operacionais do processo de transesterificação similares da planta piloto da UFPA, com destaque para os resultados significativos obtidos para facilitar a separação e purificação do biodiesel.

Nas condições simuladas a planta apresentou convergência para a máxima conversão do reator de transesterificação de 98%. Destacam-se os resultados obtidos para facilitar a separação e purificação do biodiesel com a formação de somente duas fases no processo de separação por extração líquido-líquido, em substituição as inúmeras “lavagens” aplicadas na planta piloto. A proposta de otimização das etapas de separação e purificação foi validada pelos valores atingidos na corrente de biodiesel final que correspondem a algumas especificações da ANP, ou seja, máximo de 0,02% (m/m) de glicerol residual, máximo de 0,2% (m/m) de etanol e máximo 500 mg/kg de água no biodiesel.

5. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

CHO, H.J.; KIM, J-K., HONG, S.W.; YEO, Y-K. Development of a Novel Process for Biodiesel Production from Palm Fatty Acid Distillate (PFAD). *Fuel Processing Technology*, v. 104, p. 271-280, 2012.

GLISIC, S.; SKALA, D. Design and Optimisation of Purification Procedure for Biodiesel Washing. *Chemical Industry & Chemical Engineering Quarterly*, v.15(3), p. 159-168, 2009.

KIWJAROUN, C.; TUBTIMDEE, C.; PIUMSOMBOON, P. LCA Studies Comparing Biodiesel Synthesized by Conventional and Supercritical Methanol Methods. *Journal of Cleaner Production*, v.17, p. 143-153, 2009.

KNOTHE, G.; VAN GERPEN, J.; KRAHL, J.; RAMOS, L. P. Manual de Biodiesel. Tradução Luiz Pereira Ramos. São Paulo: Edgard Blücher, 2006.

TAKAKURA, A.K. Simulação do Processo Contínuo de Produção e Purificação de Biodiesel de Óleo de Palma Bruto. *Dissertação (Mestrado em Engenharia Química)*, PPGEQ, Universidade Federal do Pará, Belém, 2010.

TERIBELE, T.; TAKAKURA, A.K.; COSTA, W.J.P.; SANTOS, R.L.; MACHADO, N.T.; ARAÚJO, M.E. Simulação e Otimização da Separação do Excesso de Etanol na Produção de Biodiesel de Dendê da Unidade Piloto da UFPA. *Anais do 13º Encontro de Profissionais da Química da Amazônia*, Belém, CD ROM, p. 10, 2013

TERIBLE, T. Projeto de uma Planta Piloto de Produção de Biodiesel empregando o Simulador de Processos Aspen Hysys: Uma Nova Abordagem na Caracterização do Óleo Vegetal. *Dissertação (Mestrado em Engenharia Química)*, PPGEQ, Universidade Federal do Pará, Belém, 2009.

ZHANG, Y.; DUBÉ, M. A.; McLEAN, D.D.; KATES, M. Biodiesel production from waste cooking oil: 1. Process design and technological assessment. *Bioresource Technology*, v. 89, p. 1-16, 2003.