



Estudo preliminar de viabilidade econômica de polifuranato de etileno (PEF)

Bernardo Rangel Lousada
Leandro Lopes Vidal
Marcella de Souza São Thiago

Projeto de Final de Curso

Orientadores:

Prof^a Dr^a Flávia Chaves Alves
Prof Dr Fábio Almeida Oroski

Março de 2014

Estudo preliminar de viabilidade econômica de polifuranato de etileno (PEF)

Bernardo Rangel Lousada
Leandro Lopes Vidal
Marcella de Souza São Thiago

Projeto de Final de Curso submetido ao corpo docente da Escola de Química como parte dos requisitos necessários à obtenção do grau de Graduação de Engenharia Química.

Aprovado por:

Mauricio Franco Mitidieri

Daniella Fartes

Filipe Guimarães Teixeira

Orientado por:

Flávia Chaves Alves

Fábio Almeida Oroski

Rio de Janeiro, RJ – Brasil
Março de 2014

Lousada, Bernardo Rangel.

Vidal, Leandro Lopes.

São Thiago, Marcella de Souza.

**ESTUDO PRELIMINAR DE VIABILIDADE ECONÔMICA DE
POLIFURANATO DE ETILENO (PEF)** / Bernardo Rangel Lousada, Leandro
Lopes Vidal, Marcella de Souza São Thiago. Rio de Janeiro: UFRJ/EQ, 2014.
x, 52p.; il.

(Projeto Final) - Universidade Federal do Rio de Janeiro, Escola de Química, 2014.

Orientadores: Flávia Chaves Alves e Fábio Almeida Oroski.

1. PEF. 2. Avaliação Econômica. 3. Bioplásticos. 4. Projeto Final (Graduação –
UFRJ/EQ). 5. Prof. Dr^a Flávia Chaves Alves e Prof. Dr. Fábio Almeida Oroski.

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

Charles Chaplin

AGRADECIMENTOS

Agradecemos primeiramente a Deus pois sem ele nada seria possível em nossas vidas. Somos gratos pelo Criador por estar sempre nos apoiando e nos dando forças para superar todos os desafios que nos foram impostos até aqui e por nos possibilitar de nos formar nesta difícil carreira.

Agradecemos também aos nossos pais e avós por toda a paciência, aprendizado, cuidado, sabedoria e pelas palavras de conforto que nos foram ditas nas horas mais críticas durante toda a nossa vida e nestes últimos anos, por ter nos proporcionado uma educação de qualidade que nos possibilitou ingressar nesta faculdade renomada. Sabemos que sem seus conselhos e empurrões ao longo desta árdua jornada, nada teríamos conquistado até aqui.

Somos gratos também aos nossos irmãos que na ausência de nossos pais, exerceram seus papéis cuidando de nós.

Gostaria de agradecer também a minha namorada e grande amiga Marcella São Thiago que me deu a mão desde a primeira matéria desta faculdade e espero que nunca mais saia de perto de mim. Agradeço-te por ter explicado cada tópico que não consegui entender na sala de aula, por estudar junto de mim para todas as provas da graduação mesmo que já tivesse sido aprovada na matéria, por ter tomado conta de mim, por ter me aceitado, acolhido e ajudado ao longo destes cinco anos e meio, mesmo nos momentos de estresse. Amo-te!

Também gostaria de agradecer ao Leandro Lopes Vidal, por estar sempre ao meu lado todos esses anos, me auxiliando em todas as provas, trabalhos, iniciações científicas, estágios, etc. Obrigada por tudo! Posso dizer com toda certeza que não estaria me formando agora se não fosse a sua ajuda! Você foi o maior dos presentes que essa faculdade me deu! Obrigada por ser meu anjo da guarda todos esses anos. Amo-te até o fundo do meu coração.

Agradecemos ao Bernardo por ter nos acompanhado neste período do projeto final. Por ter ficado dias até tarde estudando conosco para chegarmos a melhores resultados para a planta produtora de PEF. Finalmente, por ter sido um grande amigo e irmão ao longo de toda a graduação!

Agrademos pelos ensinamentos, conselhos e momentos divertidos proporcionados pelos amigos de graduação que hoje são irmãos de mesma profissão.

Dizemos obrigado aos queridos orientadores Flávia Alves e Fábio Oroski pela paciência e discernimentos que nos foram dados para que consolidássemos esta etapa de nossas vidas. E também agradecemos à disponibilidade da nossa banca formada por: Filipe Guimarães Teixeira, Daniella Fartes, Mauricio Mitidieri.

Aos demais parentes agradecemos também pelo apoio, compreensão e condolência nos momentos que tivemos que deixar de ir a algum evento da família para ficar estudando.

Enfim, a todos dizemos um sincero muito obrigado e que este diploma também é de vocês!

Resumo do Projeto Final de Curso apresentado à Escola de Química como parte dos requisitos necessários para obtenção de grau de Graduação de Engenharia Química.

Estudo preliminar de viabilidade econômica de polifuranato de etileno (PEF)

Bernardo Rangel Lousada
Leandro Lopes Vidal
Marcella de Souza São Thiago

Orientadores: Prof^a Dr^a Flávia Chaves Alves
Prof Dr Fábio Almeida Oroski

Atualmente, a busca por materiais alternativos aos produtos gerados a partir de fontes fósseis, com o uso de energias mais limpas, matérias-primas de fonte renovável e outros meios que levem em consideração a preservação do meio ambiente, vem ganhando destaque. Nesse contexto, surgiu o polifuranato de etileno (PEF), um bioplástico com o principal objetivo de substituir o PET. O PEF é obtido a partir da polimerização do etileno glicol com o ácido 2,5-furandicarboxílico (FDCA), um componente alternativo ao ácido teraftálico purificado (PTA), monômero utilizado na reação de produção do PET. O objetivo do presente trabalho é fazer uma análise preliminar de viabilidade econômica, por meio do método de fluxo de caixa de uma unidade de produção do FDCA para a obtenção do PEF, acompanhado de uma análise de sensibilidade para avaliar quais variáveis são mais impactantes no processo. Com os resultados dos fluxos de caixa estimados foi possível observar que a produção de PEF nas condições do projeto com um preço competitivo ao do PET atual não é viável economicamente. As variáveis de maior impacto para a sua viabilidade são o preço do FDCA, o preço da matéria-prima principal (frutose), os custos fixos e o investimento. Sugere-se a realização de estudos mais aprofundados acerca da tecnologia e do processo produtivo adotado, assim como, maior estudo acerca das características técnicas do produto em suas potenciais aplicações para que se compreendam as chances de competição do novo material no mercado.

ÍNDICE

INTRODUÇÃO.....	I
Capítulo 1: Revisão Bibliográfica	15
1.2 Propriedades físico-químicas:	16
1.3 Aplicações:	17
Capítulo 2 – Dimensões técnicas da produção do PEF	20
2.1. Etapas de Produção e suas principais variáveis	20
2.1.1.Etapa 1: Desidratação catalítica	21
2.1.2.Etapa 2: Oxidação catalítica	23
2.2.3.Etapa 3:Polimerização catalítica.....	27
Capítulo 3 – Avaliação Econômica	30
3.1 Premissas e dados considerados	30
3.2 Fluxo de Caixa	37
Capítulo 4 – Análise de sensibilidade.....	42
4.1 - Simulação para melhoria das variáveis:	45
Capítulo 5 - Conclusões:	47
5.1 - Sugestões.....	48
Referências Bibliográficas	50

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1: Classificações dos bioplásticos	12
Figura 2: Diagrama de produção do PEF	18
Figura 3: Etapas do Processo de Produção	20
Figura 4: Representação das etapas de produção do PEF	21
Figura 5: Síntese do HMF a partir da glicose, via isomerização glicose-frutose.....	21
Figura 6: Diagrama de blocos da produção de HMF	23
Figura 7: Fluxograma de produção do FDCA utilizando cristalização e filtração.....	25
Figura 8: Fluxograma de produção do FDCA utilizando destilação.	27
Figura 9: Fluxograma da etapa de polimerização catalítica	29
Figura 10: -Variação do VPL em relação à variação de diversos parâmetros.....	43
Figura 11: Variação do TIR em relação à variação de diversos parâmetros.....	44

ÍNDICE DE TABELAS

Tabela 1: Principais fatores que influenciam no crescimento dos bioplásticos.....	13
Tabela 2: Propriedades vantajosas do PEF em relação ao PET	17
Tabela 3: Fatores utilizados para estimar o investimento total	33
Tabela 4: Custo total de instalação de equipamentos por área na etapa da desidratação catalítica	34
Tabela 5: : Custos variáveis da etapa de desidratação catalítica.....	34
Tabela 6: Custos de capital da etapa de oxidação catalítica	35
Tabela 7: Custos fixos da etapa de oxidação catalítica	36
Tabela 8: Custos variáveis da etapa de oxidação catalítica.....	36
Tabela 9: Fluxo de caixa considerando o ácido levulínico.....	39
Tabela 11: VPL, TIR e TR para o fluxo de caixa considerando o ácido levulínico.....	40
Tabela 12: VPL, TIR e TR para o fluxo de caixa desconsiderando o ácido levulínico.	40
Tabela 13: Simulação das principais variáveis para zerar o VPL.....	45

INTRODUÇÃO

Com o crescente risco de escassez de matérias-primas fósseis originadas do petróleo associado ao aumento da conscientização da população em relação aos problemas ambientais, as indústrias começaram a buscar alternativas ecologicamente corretas, como o uso de matérias-primas renováveis para a produção de diversos produtos, como os plásticos.

De acordo com um estudo feito pela *Columbia University* em julho de 2012, a produção norte-americana de lixo proveniente do plástico saltou de 5.5 milhões em 1950 para 110 milhões em 2009.

Neste contexto, os bioplásticos aparecem como uma alternativa, recebendo grande atenção por parte da indústria nos últimos anos. Segundo a Associação Europeia de Bioplásticos (2014), estes são obtidos a partir de matéria-prima renovável, como milho, cana-de-açúcar e celulose, podendo ou não ser biodegradáveis, no caso dos materiais de origem fóssil, este possui a obrigatoriedade de ser biodegradável para ser classificado como tal. O termo biodegradável refere-se a todo material que, após seu uso, pode ser decomposto pela ação de microorganismos, em condições específicas, como temperatura, umidade, entre outras, diminuindo o impacto no meio ambiente. A Figura 1 ilustra as classificações mencionadas. Nesta é possível perceber claramente que alguns produtos, mesmo sendo classificados como bioplásticos, podem ser não biodegradáveis. Desta forma, é importante ressaltar que a característica de biodegradabilidade não depende da origem, mas sim da estrutura química do produto. Segundo a Associação Europeia de Bioplásticos, os bioplásticos podem ser considerados *drop-in* ou não *drop-in*. Os *drop-in* são produtos que já eram obtidos por fontes fósseis, mas agora possuem uma rota de síntese partindo de biomassa. Já os não *drop-in* são novos polímeros, para os quais se faz necessário um esforço de desenvolvimento de aplicações e aceitação pelo mercado, como é o caso do PHB e do PEF.

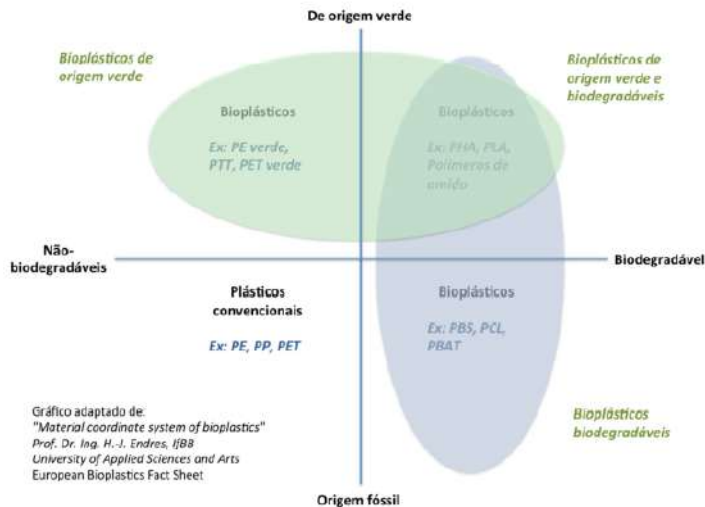


Figura 1: Classificações dos bioplásticos

Fonte: FIORENCIO et. al, 2014

Os bioplásticos têm como principal vantagem reduzir a dependência dos recursos fósseis, que notadamente estão expostos às variações de preços do petróleo. Percebe-se um esforço na direção da implementação de processos que usem cada vez mais recursos renováveis (como por exemplo, milho, cana de açúcar, entre outros).

Os bioplásticos podem ser usados em diversas aplicações, tais como embalagens, utensílios de serviço, peças automotivas, bens de consumo eletrônicos e muitas outras em que são utilizados normalmente os plásticos convencionais; o mercado destes é caracterizado por um crescimento anual expressivo. Todavia, atualmente a representatividade dos bioplásticos ainda não é muito expressiva no mercado atual. Um estudo feito pela própria Associação Europeia de Bioplásticos (2014) mostra que somente 1% das quase 290 milhões de toneladas de plástico produzidas corresponde aos bioplásticos. No entanto, fatores externos e internos fortalecem o crescimento desses bioprodutos, conforme mostrado na Tabela 1 a seguir.

Interno	Externo
Potencial na redução de custo	Grande aceitação do consumidor
Mais opções de reciclagem com um melhor custo benefício	Subida de preço dos recursos fósseis
Avançadas propriedades técnicas e funcionalidades	Preocupações da sociedade sobre a mudança climática

Tabela 1: Principais fatores que influenciam no crescimento dos bioplásticos

Fonte: Associação Européia de Bioplásticos, 2014

Mesmo com grandes investimentos recebidos neste setor, a inserção dos mesmos no mercado é vista como um grande desafio pelas companhias. Isto porque, como os plásticos convencionais já são usados a muito tempo, as empresas possuem toda sua cadeia de suprimento otimizada por anos para esses produtos, por isso, pode ser difícil prever o futuro dos bioplásticos quanto a sua adoção, principalmente em larga escala. Outro ponto negativo é que os preços dos bioplásticos são considerados elevados em relação aos plásticos convencionais, pois os primeiros não possuem uma cadeia produtiva bem definida, gerando maiores custos. Além disso, outra barreira à entrada seria a pequena margem que as indústrias de plásticos convencionais possuem, fazendo com que o preço de um possível produto substituto que entre no mercado seja baixo, podendo assim inviabilizar o investimento.

Entre as iniciativas de desenvolvimento dos bioplásticos, está o polifuranato de etileno (PEF) como uma oportunidade de substituição ao plástico convencional PET. Baseando-se no potencial de substituição do mesmo, a empresa Avantium desenvolveu uma rota sintética para obtenção deste bioplástico. No cenário mundial, o PEF ganhou maior atenção devido a sua semelhança com o PET e por ter sido evidenciado pelos grandes investimentos realizados pela The Coca Cola Company e a Danone no desenvolvimento da sua rota de produção. Porém, como citado anteriormente, existem dúvidas sobre a evolução desse produto e sobre as perspectivas de crescimento do seu mercado.

Dessa forma, o objetivo desse projeto é realizar uma análise preliminar de viabilidade econômica de uma unidade de produção do ácido 2,5-furanodicarboxílico (FDCA) para a

obtenção do PEF, identificando os pontos e variáveis críticas que podem trazer maior impacto sobre os resultados obtidos a partir de uma análise de sensibilidade.

O trabalho foi dividido em cinco capítulos, além da introdução. O primeiro capítulo trata de uma revisão bibliográfica do bioplástico em foco, fazendo sempre comparações com o PET, enfatizando a importância de avaliar se o PEF seria capaz de substituir o PET dada a tecnologia que temos hoje. O segundo capítulo abrange as questões técnicas, o processo de produção do material e suas etapas. Já no terceiro, um estudo preliminar de viabilidade econômica é desenvolvido, discutindo os principais desafios para o desenvolvimento do produto sob este ponto de vista econômico. O quarto capítulo trata-se da análise de sensibilidade das variáveis mais importantes ao processo e de uma simulação com o objetivo de encontrar os valores que devem assumir a fim de tornar o presente projeto economicamente mais atrativo. No quinto e último capítulo, estão apresentadas as conclusões do trabalho, bem como suas limitações e as sugestões de trabalhos futuros.

Capítulo 1: Revisão Bibliográfica

O PET foi desenvolvido primeiramente em 1941 pelos ingleses *Whinfield e Dickson*, formado pela reação entre o ácido tereftálico e o etileno glicol. Inicialmente este polímero foi utilizado na indústria têxtil. Somente no início dos anos 70 surgiram as primeiras embalagens de PET nos Estados Unidos e na Europa. No Brasil, o PET se inseriu em 1988. Seguindo a mesma trajetória do resto do mundo; iniciou-se o uso na indústria têxtil, e apenas em 1993 passou a ser utilizado para fabricação de embalagens (Abipet, 2010).

Quando fabricantes de refrigerantes começaram a utilizar recipientes plásticos para envasar seus produtos, surgiu um grande problema, a disposição final desses recipientes. A difusão do uso desses polímeros (em embalagens alimentícias, embalagens de produtos farmacêuticos, entre outras) gerou um volume cada vez maior de lixo plástico. Além disso, levando em conta a grande durabilidade desses polímeros, o tempo necessário para a sua degradação é muito longo, podendo chegar a centenas de anos, o que agrava ainda mais o problema da destinação final desse produto. (MOTTIN et. al, 2011)

A maioria dos plásticos produzidos atualmente utiliza o petróleo como fonte de matéria-prima. Porém, devido às desvantagens já citadas anteriormente com relação ao uso de matéria prima de origem fóssil, aumentou-se consideravelmente a busca por produtos de fonte renovável.

Segundo Oliveira (2005), os primeiros biopolímeros tiveram sua origem na história do poli (hidroxibutirato) [PHB], pertencente à família dos poli (hidroxialcanoatos) [PHAs], que foi descoberto e estudado pelo pesquisador francês Maurice Lemoigne, do Institut Pasteur, em 1926. Como exemplo dos biopolímeros desenvolvidos podem ser citados os polímeros de amido (PA), o poli(ácido láctico) (PLA), os poliésteres alifáticos – aromáticos (PAA), o poli(tereftalato de butileno) (PBT), o poli(succinato de butileno) (PBS), entre outros. Tais polímeros demonstraram grande potencial de substituição em relação aos polímeros convencionais de origem fóssil (Mottin et. al., 2011). Porém, muitas dessas descobertas relacionadas ao desenvolvimento de biopolímeros, que ocorreram inicialmente entre as décadas de 1930 e 1940, permaneceram em níveis laboratoriais devido à falta de tecnologia para se obter rendimentos do processo satisfatórios.

A busca por substitutos ao PET, polímero produzido em larga escala atualmente, impulsionou a descoberta de novos produtos e novos processos. Uma grande tendência atualmente tem sido o desenvolvimento de polímeros drop-in, como, por exemplo, o PE verde,

comercializado pela Braskem, e o Bio-PET30, empregado pela Coca-Cola em suas garrafas PlantBottle TM.

No contexto de iniciativas de desenvolvimento dos bioplásticos destaca-se o PEF (polifuranato de etileno), um material novo que vem surgindo a partir do interesse de grandes empresas, por possuir características e propriedades muito semelhantes (segundo a Avantium). Desta forma, este pode vir a ser o substituto do PET de origem fóssil em muitos setores.

O PEF é um polímero, formado a partir da reação do ácido 2,5-furandicarboxílico (FDCA) com o etilenoglicol (MEG). O FDCA é considerado uma das alternativas de base biológica para o ácido tereftálico purificado (PTA), um dos monômeros de base fóssil do tereftalato de polietileno (PET). Em 2004, o FDCA foi identificado pelo *U.S. Department of Energy* (U.S. D.O.E.) como um dos doze blocos de construção (*building blocks*) à base de açúcar que possuem maior potencial para a produção de materiais de base biológica. O FDCA pode ser produzido a partir da oxidação catalítica do 5-hidroximetilfurfural (HMF), e este é obtido principalmente a partir da frutose. Contudo, a principal barreira para a produção em escala comercial do HMF é que este não é estável sob as condições ácidas necessárias para a sua formação, e ainda reage para formar o ácido levulínico (AL) e o ácido fórmico (AF).

Dumesic et. al., (2011) relataram um processo que alcançou altas conversões da frutose e uma boa seletividade do HMF (80% de seletividade do HMF e 90% de conversão da frutose). Em 2006, a Avantium fez um avanço em relação à decomposição não seletiva do HMF em ácido levulínico e ácido fórmico.

O PEF teve sua planta piloto completada em 2011 pela empresa Avantium, com previsões de implementar a primeira planta comercial em 2016. Indústrias de grande porte como a The Coca-Cola Company (TCCC), a Danone e a ALPLA estão investindo, em parceria com a Avantium, no desenvolvimento desse biopolímero.

1.2 Propriedades físico-químicas:

Segundo a Avantium (2014), os materiais feitos de PEF apresentam propriedades físico-químicas superiores aos materiais de PET. Além disso, o PEF pode ser reciclado de forma muito similar à reciclagem do PET, o que facilita a absorção desse novo material pelas indústrias recicladoras.

Com o objetivo de exemplificar a diferença de PEF e PET, foi selecionada uma aplicação específica que possui um grande potencial de substituição: a produção de garrafas. Algumas das características citadas no *website* da empresa Avantium são que as garrafas do polímero PEF têm maior capacidade de suportar a permeabilidade do gás através do frasco (propriedade de barreira superior às garrafas PET); o PEF apresenta uma selagem maior, dificultando ainda mais a passagem de oxigênio através do recipiente, o que resulta em uma vida útil prolongada e bebidas mais carbonatadas; o PEF possui maior capacidade de resistir ao calor, o que torna desnecessário a utilização de revestimentos específicos para manter a temperatura da bebida na garrafa. Na tabela 2 é mostrada uma comparação entre os dois materiais.

Propriedades superiores de barreira:	Mais atraentes propriedades térmicas:
Barreira ao oxigênio do PEF é 10 vezes melhor do que o PET	A Tg (temperatura de transição do vidro) do PEF é de 86°C em comparação com a Tg do PET de 74°C
PEF barreira dióxido de carbono é de 4 vezes melhor do que o PET	A Tm (temperatura de fusão) do PEF é de 235°C, já Tm de PET de 265°C
Barreira de água do PEF é 2 vezes melhor do que o PET	

Tabela 2: Propriedades vantajosas do PEF em relação ao PET

Fonte: Avantium, 2014

1.3 Aplicações:

O PEF pode ter variadas aplicações, mas as de maior destaque são: embalagens de refrigerantes, água, bebidas alcoólicas, sucos de frutas, alimentos, e em produtos não alimentícios como fibras de PEF, filmes de PEF, entre outros.

A Figura 2 ilustra alguns dos componentes envolvidos na produção do PEF e os principais destinos potenciais desta resina depois de fabricada.

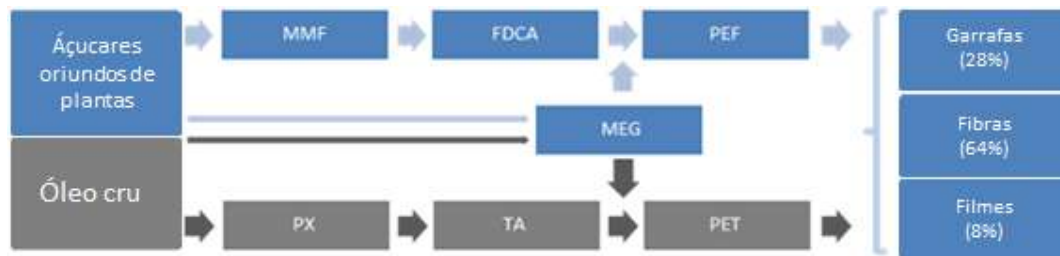


Figura 2: Diagrama de produção do PEF

Fonte: Adaptado da Avantium, 2014

Abaixo são listados alguns exemplos de aplicações e suas finalidades.

- Fibras do PEF: Atualmente a fibra de PEF é amplamente utilizada em diversas áreas, como: vestuário, tapetes, mobiliário doméstico, materiais descartáveis, tecidos, fraldas, filtros e fibras industriais. A fibra feita a partir do PEF tem um grande potencial por ter uma elevada aplicabilidade em muitos dos setores citados acima. A Avantium, em parceria com outros líderes da indústria, vem trabalhando para desenvolver esse enorme potencial das fibras feitas a partir do PEF.

- Filme PEF: O filme de PEF tem o potencial de afetar significativamente o mercado de materiais de embalagens flexíveis tendo em vista que suas propriedades são diretamente competitivas ao PET, o que certamente irá estimular uma disputa no comércio de ambos. Integrados em estruturas multicamadas para criar embalagens mais flexíveis com uma elevada proteção à entrada de gás e uma excelente capacidade de conter odores, os filmes de PEF podem ser utilizados para criar copos para alimentos e bebidas, ou até mesmo ser aplicado com o simples objetivo de criar uma barreira para embalagens que utilizam as tecnologias atuais. Assim, o PEF filme tem destaque para diversas aplicações que envolvam o acondicionamento de algum material, por exemplo: creme dental, alimentos para animais domésticos, para embalagem de alimentos frescos, entre outros.

- Poliâmidas de FDCA: O 2,5-furandicarboxílico (FDCA), um dos monômeros de base biológica necessário para a formação do PEF, também pode ser aplicado como um dos componentes em uma grande variedade de opções, como garrafas, embalagens de alimentos, têxteis, tapetes, materiais eletrônicos, e aplicações automobilísticas. Estudos realizados pela Avantium apontam a possibilidade de desenvolver materiais de poliamida a partir do FDCA, que são um grupo de polímeros com um desempenho superior em resistência e durabilidade.

A substituição do PET pelo PEF nas aplicações exemplificadas anteriormente poderá contribuir para a diminuição da emissão de muitos poluentes. Considerando somente o setor de garrafas, por exemplo, as reduções irão variar entre 40 e 50% do uso de energia não renovável e entre 45 e 55% da emissão de gases do efeito estufa. Com uma produção anual de 15 milhões de toneladas métricas de garrafas PET (o que corresponde a 5,9% da produção mundial de plásticos e a 0,2% do consumo de energia primária global), a redução será de 440 a 520 Pj do uso de energia não renovável e de 20 a 35 MT de emissão de gases do efeito estufa (Eerhart *et al.*, 2012) Levando em conta a incorporação de fibras de PEF em outros setores nos quais o PET ainda é utilizado, as reduções serão ainda maiores.

Alguns de seus atributos como as propriedades térmicas, as características de barreira superiores ao PET, a redução da emissão de poluente, e por ser renovável e reciclável, contribuem para que o PEF tenha maiores chances de inserção no mercado.

Capítulo 2 – Dimensões técnicas da produção do PEF

O desenvolvimento dos bioplásticos é pautado pela diversidade de opções de matérias-primas, produtos e processos. Segundo *Eerhart et al* (2012) há várias formas para a produção de bioplásticos, que são divididas em três categorias:

- Fermentação da matéria-prima de base biológica para monômeros, que depois são convertidos em polímeros;
- Conversão termoquímica e catalítica da matéria-prima de origem biológica para monômeros, que posteriormente são combinados com polímeros;
- Modificações em polímeros que ocorrem naturalmente, mantendo-os praticamente intactos.

A rota de produção do PEF se enquadra no segundo grupo citado. Na reação que lhe origina, o 2,5-furanodicarboxílico (FDCA), composto de origem biológica, é um substituto alternativo para o ácido teraftálico (PTA), um dos monômeros de origem fóssil constituintes do PET.

2.1. Etapas de Produção e suas principais variáveis

O processo se dá em três grandes etapas, mostradas na Figura 3. Na Figura 4, as reações são detalhadas. Primeiramente faz-se a desidratação de uma matéria-prima rica em açúcar (glicose, frutose ou sacarose) com ácido orgânico ou anidrido na presença de catalisador ou ácido catalítico gerando o 5-hidroximetilfurfural (HMF), que por sua vez, em um segundo passo, sofre oxidação com um catalisador isolado dando origem ao ácido 2,5-furandocarboxílico (FDCA). Por último, o FDCA passa por uma polimerização catalítica junto ao etilenoglicol (MEG) produzindo o polifuranato de etileno (PEF).



Figura 3: Etapas do Processo de Produção

Fonte: Elaboração própria

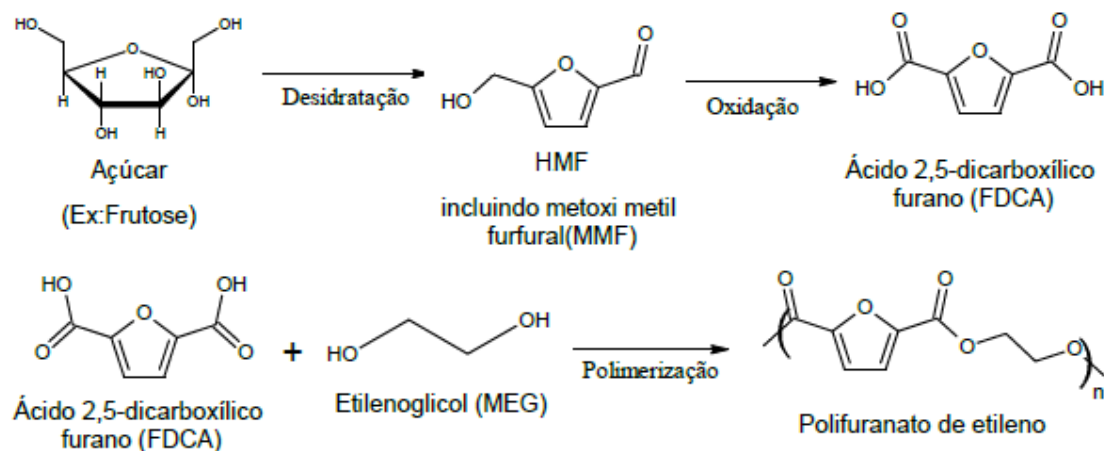


Figura 4: Representação das etapas de produção do PEF

Fonte: Adaptada de Avantium,2013

2.1.1. Etapa 1: Desidratação catalítica

A matéria-prima necessária para a geração dos furanos tem que ser, obrigatoriamente, uma reserva natural de açúcares simples, ou seja, ser rica em glicose, sacarose ou frutose. Algumas fontes podem ser exemplificadas, como o amido (que pode ser encontrado em cereais, sementes, raízes e frutos), a celulose (presente em todos os vegetais), entre outros.

Apesar de serem os tipos de fontes mais baratas, quando a desidratação do açúcar ocorre diretamente sobre a glicose ou sacarose, observa-se que a conversão nos furanos relevantes é muito pequena, devido a sua menor seletividade para o HMF. A reação de produção do PEF se torna viável se basicamente forem utilizadas fontes de açúcares ricas no monossacarídeo frutose. É possível também partir da glicose, mas para produzir o PEF a mesma deve ser transformada em frutose por meio de uma isomerização, para posteriormente sofrer a desidratação catalítica, o que encareceria ainda mais o processo. A produção do HMF a partir de uma fonte de açúcar é representada na Figura 5.

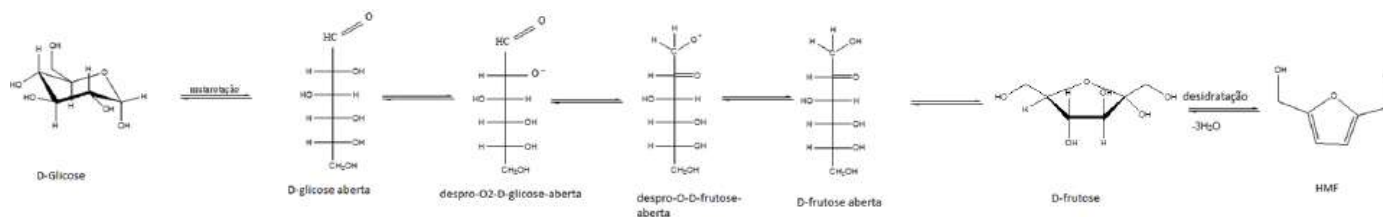


Figura 5: Síntese do HMF a partir da glicose, via isomerização glicose-frutose

Fonte: Klein, Souza e Melo,2011

Cada tipo de sacarídeo tem seu próprio processo de transformação em frutose. O milho, por exemplo, depois de colhido sofre uma hidrólise com enzimas virando uma mistura de dextrose e água. Essa mistura passa por uma isomerização enzimática e a água é evaporada, gerando então uma corrente contendo frutose e dextrose, que são separadas por meio de uma cromatografia de resinas de troca iônica. A frutose pura pode então ser cristalizada (Kazi *et al.*, 2011).

Inicialmente o solvente composto por butanol e água é introduzido no reator CSTR com o intuito de facilitar a dissolução da frutose no meio reacional criando um sistema bifásico (área 100 no esquema da Figura 6). O catalisador HCl é adicionado aos poucos ao reator e sua quantidade deve variar dentro da faixa de 0,01 e 20% da quantidade em mol da frutose. São alternativas possíveis para o catalisador um ácido orgânico, um ácido inorgânico, um ácido de Lewis, um sal, resinas de troca iônicas, zeólitas ou uma combinação entre os anteriores.

A reação é conduzida entre 180°C e 220°C por 3 minutos com 8 bar de pressão. É importante controlar a temperatura no interior do reator, pois, caso esteja acima da faixa citada, há risco do açúcar caramelizar e, caso esteja abaixo, apresenta uma velocidade muito baixa. Parte do HMF que fora gerado a partir da frutose está em fase aquosa e tende a se degradar em ácidos fórmico e levulínico, acarretando a perda de um intermediário de interesse. Para evitar que isso ocorra, o NaCl também é adicionado ao sistema, pois este componente possui o importante papel de auxiliar na migração do HMF da fase aquosa para a fase orgânica, a qual é mais facilmente extraída. A corrente de produtos contendo HMF, frutose não convertida, ácidos fórmico e levulínico, segue para a área 200 (Figura 6), onde se inicia o processo de separação. Na unidade de destilação, o ácido fórmico é removido juntamente a um fluxo de águas residuais, que seguem para uma unidade de tratamento. O restante vai para a decantação, onde o HMF é separado do ácido levulínico e frutose através da lavagem com água. A fase orgânica do HMF é purificada na área 300 do diagrama da Figura 6. Já o ácido levulínico e os resquícios de frutose são separados na área 400, sendo o primeiro armazenado em um tanque para ser utilizado em outro processo já que possui 98% de pureza e a frutose é reciclada diretamente para o tanque CSTR citado no início do processo. Segundo Kazi *et al.* (2011), o processo acima descrito, alcança uma conversão de 80% da frutose utilizada e uma seletividade de até 83%.

Para se contabilizar a quantidade de HMF produzido através da desidratação catalítica, utiliza-se a cromatografia líquida de alta performance. Estima-se que a produção atual de HMF mundial é de 61000 toneladas/ano (Kazi *et al.*, 2011).

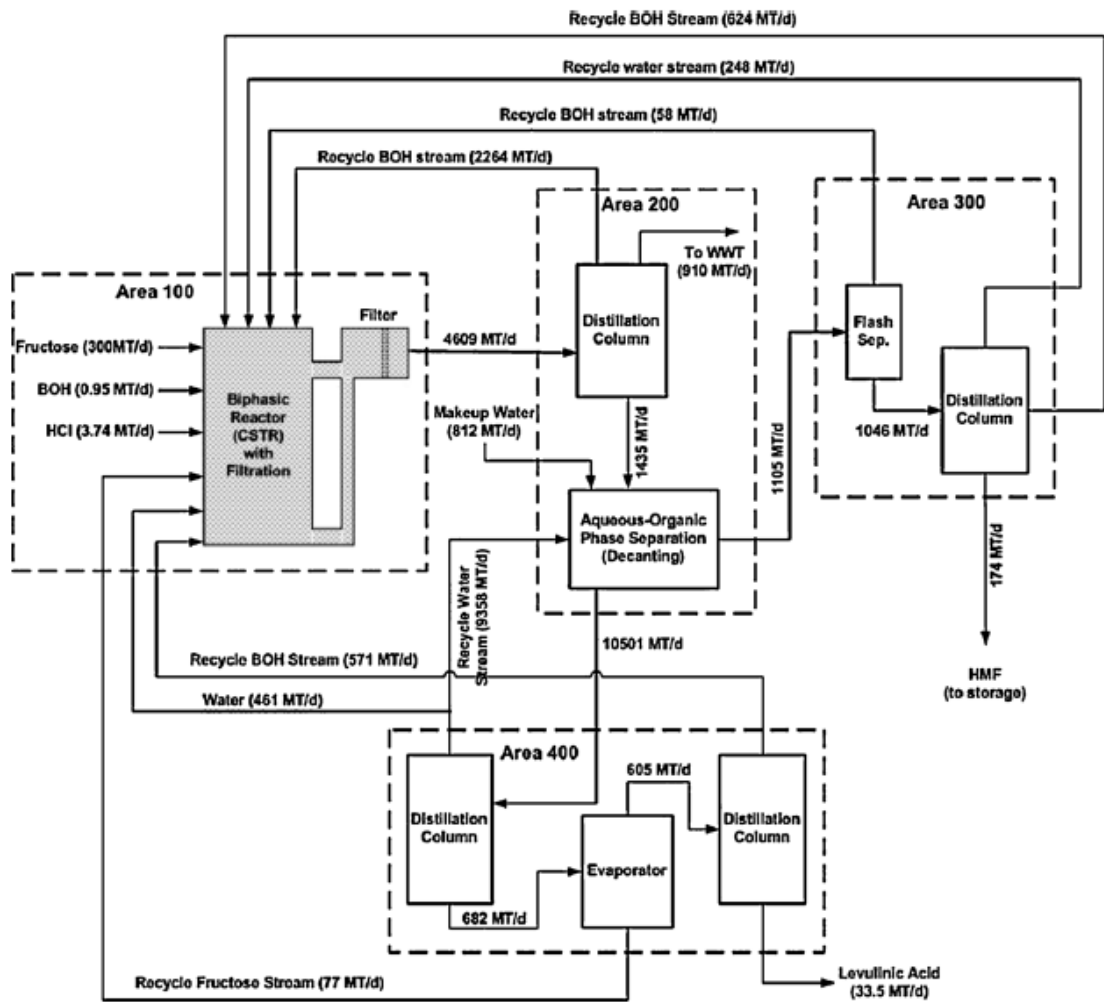
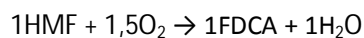


Figura 6: Diagrama de blocos da produção de HMF

Fonte: Kazi et al.,2011

2.1.2. Etapa 2: Oxidação catalítica

Nesta etapa o HMF produzido via desidratação catalítica da frutose é convertido a FDCA por meio da seguinte reação:



São descritos abaixo três procedimentos distintos encontrados na literatura que explicam diferentes formas de realizar esta reação.

1) Segundo *Davis et al.* (2011), o catalisador necessário para que ocorra esta reação pode ser de ouro ou de platina. Sendo de ouro, pode ser utilizado de imediato na reação de oxidação; já no caso do segundo, deve-se passar por um processo de tratamento, no qual sofre redução em H_2 por 6 horas a aproximadamente $298\text{ }^\circ\text{C}$ antes de ser utilizado.

A oxidação se dá em um reator equipado com um revestimento de vidro, onde são inseridos inicialmente o catalisador e uma solução composta por NaOH 0.3M, HMF 0.15M e água (H_2O , 99,7% pura). No reator deve ser injetado uma corrente de alimentação contínua de O_2 ou O_2 que colabora para manter a pressão constante em 7 bar no interior do mesmo ao longo da reação. A reação é conduzida a uma temperatura de aproximadamente 22°C por 22 horas. Após este processo, a corrente gerada segue para uma etapa de filtração.

2) Hansen *et.al.* (2013) descrevem um processo em bancada, em balões de um único gargalo equipados com condensadores. No balão são introduzidos HMF (125mg, 1mmol) e CuCl (10mg, 0.1 mmol) que são então dissolvidos em 2 ml de solvente. Posteriormente, com o auxílio de uma seringa, adiciona-se lentamente uma solução de hidroperóxido de *tert*-butila (0.64g, 1.3 mL, 7.2 mmol) durante 15 minutos à mistura contida no recipiente, que deve estar em agitação magnética de 450rpm. Com o passar do tempo, conforme vai ocorrendo a reação, a mistura deixa de ser incolor e adquire uma coloração esverdeada. Após a reação, o produto é diluído em NaOH 0.1M e segue para um filtro seringa (VWR, $0.45\text{ }\mu\text{m}$ PTFE) aonde é filtrado.

3) Segundo *Lilgia et. al.* (2012), no reator tubular são inseridos uma solução aquosa de HMF (0,5%wt), ar (agente oxidante) e o catalisador Pt/ZrO₂ junto ao ácido acético ou a uma base de caráter fraco, que colabora para aumentar a solubilidade do FDCA em soluções aquosas. Porém, deve-se tomar cuidado, tendo em vista que dependendo da quantidade de ácido acético ou base fraca adicionada, perde-se a seletividade do FDCA produzido e conseqüentemente em rendimento da reação. A velocidade espacial horária líquida (LHSV) deve ser de aproximadamente 3h^{-1} e a razão de líquido/ar na alimentação é de 1/100. A reação é conduzida a aproximadamente 10 bar e 100°C . Os rendimentos na corrente de produtos do reator são de 90% em peso de FDCA, 2% em peso de FFCA, e 0,05% em peso em DFF, que são os subprodutos formados. O FDCA pode ser produzido desta forma por meio de dois processos: filtração e cristalização (ilustrado na figura 7) ou por meio da destilação (representado na Figura 8).

Produção do FDCA utilizando filtração e cristalização:

Trieb et. al.,(2013) descrevem este processo segundo apresentado na Figura 7. Neste caso, a corrente F que contém HMF e ácido acético se mistura com as correntes 8 e 12 de reciclo do processo antes de entrar no reator R1, o que garante que o HMF de alimentação conterá a concentração mínima desejada (0,5% wt). A bomba P1 aumenta para 10 bar a pressão desta corrente de alimentação do reator R1. Este mesmo reator também recebe uma corrente de ar ambiente (A1) que previamente passa por um compressor C1 e um reator A2 aonde ocorre a oxidação. A corrente 2 de produto gerada em R1 segue para a etapa de separação, passando primeiramente pelo tanque de separação de flash (FL1) que gera uma corrente líquida e outra gasosa. A fase vapor contém ar e solvente a 9,5 bar e 150°C e é conduzida ao segundo tanque de separação flash, o FL2. Neste, separa-se o ar, a água e o ácido acético que passam por um compressor multi-estágio a 10 bar antes de serem reciclados até a corrente de alimentação do reator R1. Já a parte líquida gerada no FL1 passa por uma etapa de suspensão e por um cristalizador de mistura líquida (MSMPR) aonde o FDCA se solidifica a 2,5 bar e 25°C. Por último, o FDCA passa por um filtro que o deixa com uma pureza superior a 98%. Já o que fica contido no filtro passa por um divisor (S1), que remove a água em excesso da corrente que é reciclada ao processo.

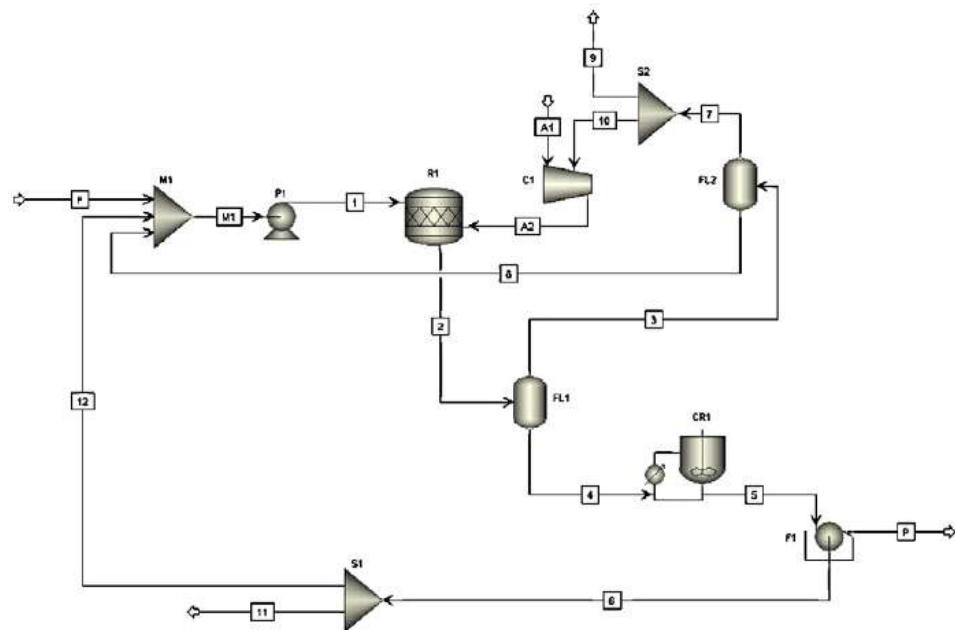


Figura 7: Fluxograma de produção do FDCA utilizando cristalização e filtração

Fonte: Trieb et al.2013

Produção do FDCA utilizando destilação:

Devido ao alto ponto de ebulição do FDCA (342° C), este não pode ser produzido com utilização de coluna de destilação. O processo é semelhante ao de produção do FDCA utilizando filtração e cristalização descrita anteriormente até o FL1 e está representado na Figura 8. Porém, neste ponto, a corrente líquida que sai do tanque flash segue para o extrator E1 de quatro estágios, aonde se mistura com trioctilamina, um solvente com ponto de ebulição em 366°C que assegura que FDCA líquido em todas as bandejas (*Brient, 1998; Galaction, Kloetzer, & Cascaval, 2011; Jain&Chand, 1995; Tolan, Foody, & Anand, 2011a, 2011b*). A razão molar estimada de solvente aquoso para trioctilamina no extrator é de 10/1. O refinado aquoso gerado no E1 passa por um divisor S1 e depois é reciclado novamente para o reator R1. Já a extrato do E1 segue para a coluna de destilação DC1, onde a trioctilamina é separada do FDCA, que sai na base da coluna com uma pureza de 97%. A trioctilamina gerada no condensador parcial do topo de DC1 é resfriada em um trocador de calor até 250°C e é conduzida até uma segunda coluna de destilação DC2, onde se separa da água e do ácido acético (corrente 8) que são resfriados em um condensador (HX3) e são reciclados até o reator R1. A trioctilamina produzida no fundo da segunda coluna de destilação também passa por uma etapa de resfriamento a 50°C e retorna ao reator R1 para ser reutilizada. Para repor supostas perdas do solvente trioctilamina, uma corrente 10 pura neste composto também é adicionada diretamente ao reator R1.

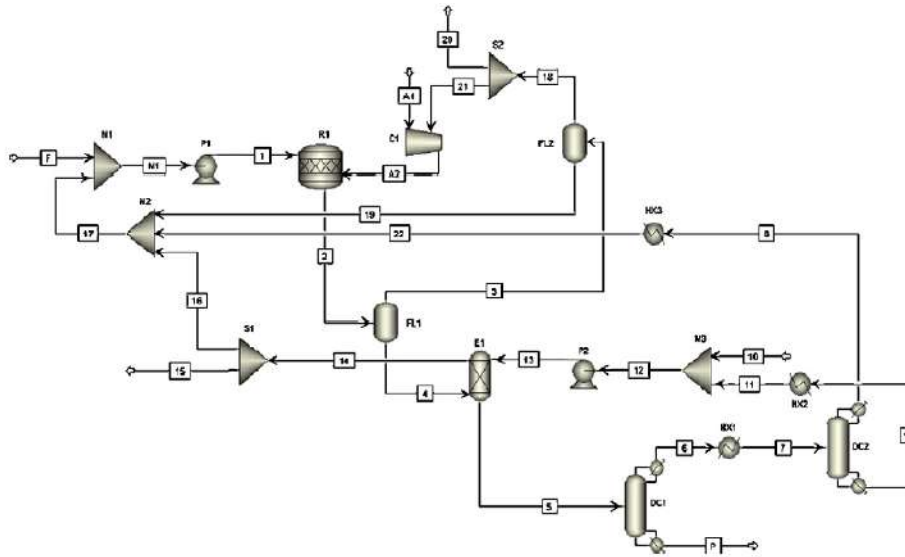


Figura 8: Fluxograma de produção do FDCA utilizando destilação.

Fonte: Triebel et al, 2013

2.2.3. Etapa 3: Polimerização catalítica

O processo de polimerização é similar ao processo de preparação do PET, porém existem algumas características diferentes. Por exemplo, alguns catalisadores usados tipicamente no PET (como manganês, cobalto) deixam o produto final PEF com cor o que pode ser um grande delimitador de futuras aplicações. Outro ponto é a temperatura usada para a produção do PET também acarreta num PEF com cor. Por último, utilizando o mesmo processo, o PEF resultante é de baixa massa molecular o que não garante uma boa aplicabilidade para a fabricação de garrafas e fibras.

O processo de polimerização do PEF foi dividido em 3 sub-etapas que serão descritas a seguir:

1. Transesterificação

Nesta sub-etapa, um pré polímero contendo o FDCA como estrutura é produzido. Esse intermediário é preferencialmente composto de dois dióis e um diácido e tem a função de preparar as unidades que, posteriormente, serão utilizados para a polimerização.

Sipos et. al. (2013) descobriram que, usando determinados catalisadores, esse processo demora cerca de 1 a 3 horas e que deve ocorrer em temperaturas entre 150 – 220°C. Essa etapa deve ser preferencialmente executada durante 2h e em temperaturas superiores a 180 °C. Acima desse tempo, mesmo usando temperaturas mais baixas, o processo não é desejável do ponto de vista econômico.

Exemplos de catalisadores que podem ser usados nessa etapa são: os alcoxidos de titânio IV ou os quelatos de titânio IV, misturas de sais de cálcio ou magnésio ou estrôncio ou zinco. No caso da polimerização usando o etileno glicol, catalisadores de misturas de sal são usados. Todavia, esses compostos podem intervir no processo de policondensação e, por isso, uma etapa de neutralização com uma base de Lewis deveria ser efetuada antes dessa condensação.

2. Policondensação catalisada

Nesta sub-etapa acontece a polimerização propriamente dita dos intermediários obtidos na etapa anterior, em baixas pressões e elevadas temperaturas.

Segunda um estudo feito pela empresa FURANIX TECHNOLOGIES B.V. que patenteou um processo de obtenção do PEF, a temperatura varia de 210° (temperatura de fusão) até mais ou menos 30° acima desta, porém nunca deve ser inferior que 180°C. A pressão deve ser reduzida gradativamente abaixo de 1mbar e catalisadores específicos devem ser adicionados. Exemplos de possíveis catalisadores incluem titânio alcoxidos e sais de antimônio. A quantidade relativa de catalisador costuma ser cerca de 0,005 mol % até 0,2 mol% em relação a concentração de diéster inicial. Porém, experiências mostram que bons resultados foram obtidos com o valor de 0.02 mol % até 0.16 mol%. O catalisador preferencial é o óxido de antimônio solubilizado (ex: glicolato de antimônio) que pode ser obtido fazendo-se o refluxo oxido de antimônio durante toda a noite em etilenoglicol. Outras possibilidades como catalisadores a base de estanho IV pode também ser usados.

3. Polimerização no estado sólido (SSP)

A reação de policondensação ou polimerização no estado sólido é feita a uma temperatura entre a temperatura de transição vítrea e a temperatura de fusão (145° até

200°C). Ela é utilizada para a produção de PEF com alta massa molar. O PEF produzido é utilizado, em geral, em artefatos processados por injeção-sopro, como as embalagens para bebidas carbonatadas. Segundo a patente da empresa *FURANIX TECHNOLOGIES B.V* de 2013, a SSP é realizada a 200°C aproximadamente, por um período de até 84h, dependendo do tipo de aplicação para tal. O aspecto mais importante do SSP é aumentar o grau de cristalinidade com um sistema de atmosfera inerte sob agitação, evitando assim o processo de sinterização, no qual as partículas começam a aderir umas as outras. Se isso acontecer, alguns flocos podem grudar nas paredes do reator podendo, dessa forma, danificá-los.

Tal patente afirma que a partir desse procedimento é possível obter polímeros de maior massa molecular média, que podem ser usados para a produção de garrafas por intrusão.

Uma visão geral do processo é descrito conforme apresentado na Figura 9.

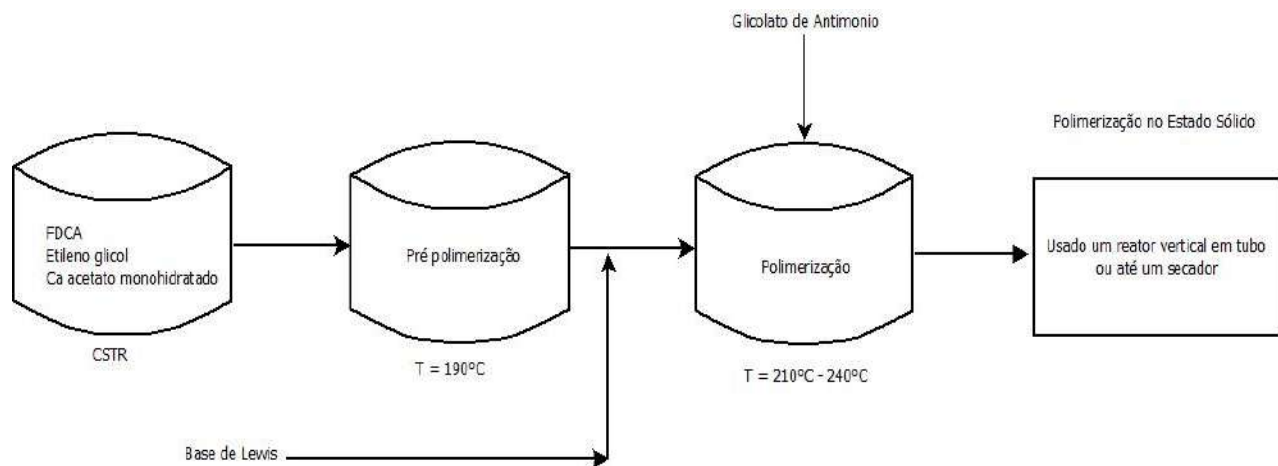


Figura 9: Fluxograma da etapa de polimerização catalítica

Fonte: Elaboração própria a partir da patente da *FURANIX TECHNOLOGIES B.V*, 2013

Capítulo 3 – Avaliação Econômica

Em face ao objetivo do presente projeto, este capítulo apresenta um estudo preliminar de viabilidade econômica para produção do FDCA, considerando os processos descritos no capítulo 2. Vale ressaltar que, dado o estágio inicial de desenvolvimento da tecnologia, o que lhe confere um caráter sigiloso de dados do processo, as estimativas apresentadas são bastante aproximadas. Por este motivo ressalta-se a execução de um estudo preliminar.

Será utilizado o método de fluxo de caixa (ou *cash-flow*), o principal objetivo deste método é organizar as entradas e saídas de caixa do projeto em questão. Baseada em diferentes premissas, a primeira avaliação considerou o método determinístico, utilizando o Valor Presente Líquido (VPL) e a Taxa Interna de Retorno (TIR). Em seguida, partiu-se para uma abordagem em condições de incerteza, utilizando análise de sensibilidade para identificar as variáveis críticas do projeto. Além disso, buscou-se identificar os esforços necessários para viabilizar o projeto, verificando as variações necessárias para atingir a viabilidade econômica.

3.1 Premissas e dados considerados

- Horizonte de planejamento de 10 anos, sem valor residual do investimento fixo e com recuperação do capital de giro no último ano;
- Para simplificar, considerou-se que todos os investimentos são realizados apenas no primeiro ano de operação (ano zero);
- Depreciação do investimento fixo em 10 anos, para fins do imposto de renda;
- A taxa de inflação da moeda americana do período de 2007 a 2014 é desprezada, a título de simplificação;
- Imposto de renda com alíquota de 34% do lucro tributável (Receita Federal);
- Taxa de desconto utilizado na avaliação do valor presente: 18% a.a.

Neste caso, a opção por um valor relativamente elevado considerou principalmente o risco e o nível de maturidade da tecnologia.

Além destas premissas, outras considerações foram adotadas para o estudo.

O primeiro ponto diz respeito ao percentual de utilização da planta ao longo do horizonte de planejamento. Logicamente, em um estudo de viabilidade econômica é necessário considerar a entrada gradual do produto no mercado, principalmente quando se trata de um novo produto. Desta forma, projeta-se uma produção inicial e a perspectiva de aumento desta produção ao longo dos anos, baseando-se em um estudo de mercado do produto. No presente estudo, será considerada a utilização plena da capacidade instalada, uma vez que o foco é uma análise preliminar da viabilidade econômica. Neste caso, não estão sendo consideradas variáveis relacionadas ao mercado, construindo o cenário mais otimista para o projeto.

Apenas as etapas de desidratação catalítica e oxidação catalítica foram consideradas, pois não foi encontrada na literatura nenhuma referência com todos os valores requisitados da terceira etapa para a sua inclusão no estudo. A partir do fluxo de caixa estimou-se o preço do PEF, considerando uma relação que será explicada posteriormente.

Foi considerado que a planta opera em um contínuo estado estacionário durante 350 dias (*Kazin et al., 2011*) ao longo de um ano, gerando neste período uma quantidade de 50.000 toneladas (*Weastra, 2011*), o que resulta em uma produção diária de cerca de 143 toneladas de resina de PEF. Esta escala de produção escolheu informações da empresa Avantium em relação a seus investimentos no negócio. Com esta produção e os coeficientes técnicos de cada etapa, foi possível obter a capacidade instalada de cada. Fazendo uma aproximação para valores inteiros, os resultados obtidos foram: 35.000 toneladas de HMF/ano e 43.000 toneladas de FDCA/ano.

O coeficiente técnico foi calculado dividindo-se a quantidade da matéria-prima pela quantidade de intermediário (ou produto final) gerado em cada etapa da reação. Por exemplo, na etapa de desidratação catalítica, a quantidade de frutose utilizada na planta foi dividida pela quantidade de HMF produzida, gerando um coeficiente técnico para a mesma. Na segunda etapa, a quantidade de HMF foi dividida pela quantidade de FDCA produzida para gerar outro coeficiente técnico. O mesmo foi feito para a terceira etapa, aonde o coeficiente técnico foi calculado dividindo-se a quantidade de FDCA utilizada pela quantidade de PEF produzida.

Os dados para cada etapa da reação foram retirados de diferentes artigos, para a primeira etapa os dados foram retirados do artigo *Kazi et al., 2011*, para a segunda etapa foi

utilizado o artigo *Triebel et al., 2013*, e por fim, para a última etapa a fonte foi o artigo *Eerhart et al., 2012*. Para que os investimentos fixos estejam na mesma escala foi feita uma conversão da capacidade, onde o investimento atualizado é obtido a partir da seguinte fórmula:

$$I2 = I1 * (C2/C1)^f$$

Onde:

- I2 é o investimento na capacidade do trabalho.
- I1 é o investimento na capacidade do artigo.
- C2 é a capacidade instalada do trabalho.
- C1 é a capacidade instalada do artigo.
- f é o fator de escala, com valor igual a 0,6.

Os preços dos equipamentos da etapa de desidratação catalítica foram obtidos com valor referência ao dólar americano no ano de 2007 (*Kazi et al., 2011*) e por isso foi atualizado em nosso estudo a partir do índice *IC Index da Intratec (2014)*

O custo total de instalação de equipamentos, os custos totais indiretos da planta e o investimento fixo da primeira etapa do processo tiveram seus valores baseados em relações percentuais do custo total de compra de equipamentos, adotados a partir de *Kazi et al., 2011*. Tais percentuais são respectivamente de 302%, de 126%, de 428%. Além destes, outros custos diretos foram também estimados por meio do preço de compra de equipamentos (*Kazi et al., 2011*) como indicado na tabela 3. O capital de giro considerado, valor médio usual na indústria química, corresponde a 10% do investimento fixo.

Categoria do custo	Custo de referência	% do custo de referência	Valor (milhões US\$)
Custo total de compra de equipamento (CTCE)		100	37.24
Instalação	CTCE	39	14.52
Instrumentação	CTCE	26	9.68
Tubulação	CTCE	31	11.54
Eletricidade	CTCE	10	3.72
Edifícios	CTCE	29	10.80
Melhorias do terreno	CTCE	12	4.47
Instalações de serviços	CTCE	55	20.48
Custo total de instalação (CTI)	CTCE	302	112.46
Custos indiretos			
Engenharia e supervisão	CTCE	32	11.92
Despesas de construção	CTCE	34	12.66
Despesas de legislação	CTCE	4	1.50
Taxas contratuais	CTCE	19	7.08
Contingências	CTCE	37	13.78
Custos totais indiretos da planta (CTIP)	CTCE	126	46.92
Investimento fixo (IF)		CTI + CTIP	159.39
Custo de startup (CS)	IF	10	15.94
Investimento total de capital		IF + CS	175.33

Tabela 3: Fatores utilizados para estimar o investimento total

Fonte: Kazi et al, 2011

O custo total de instalação de equipamentos foi dividido em 4 áreas: sendo a área 100, a seção do reator bifásico; a área 200, a seção de separação parcial; a área 300, a seção de purificação do HMF e por último a área 400, responsável pela separação do ácido levulínico e da frutose, conforme mostrado, conforme mostrado na Figura 6 do capítulo 3.

Área	Seção do processo	Custo de Instalação de Equipamentos		
		milhões US\$ (2007)	milhões US\$ (atualizado)	%
100	Seção do reator bifásico	1.86	2.04	1.82
200	Seção de separação parcial	28.13	30.90	27.48
300	Seção de purificação do HMF	7.24	7.95	7.07
400	Seção de separação do ác. levulínico e frutose	65.14	71.56	63.63
Total		102.37	112.46	100

Tabela 4: Custo total de instalação de equipamentos por área na etapa da desidratação catalítica
Fonte: Kazi et al, 2011

Segundo Kazi et al.,(2011), na etapa de desidratação catalítica, os custos fixos totalizaram um valor de U\$S 5.050.000,00 por ano, considerando uma planta com capacidade instalada de 60.970,00 toneladas de HMF/ano, não foi feita a conversão da escala para os custos fixos, por ser considerado que os custos fixos não são diretamente proporcionais à capacidade instalada da planta. O preço da água foi retirado de Kazi et al.(2011), o do butanol e do HCl foram retirados do anuário da ABIQUIM (2013); já o preço do ácido levulínico foi retirado da empresa Kunshan Yalong Co. Ltd. e da frutose foi obtido da empresa Beijing Golden Future International Trading Co. Ltd. Os custos variáveis são descritos na tabela 5:

Descrição	Especificação	Coefficiente Técnico	Preço (US\$/ton)	Preço (US\$/ton de HMF)
Matéria-Prima	Frutose	1.72	645	1110.79
	Butanol	0.01	2034.83	16.03
	Água*	4.66	1.10	5.13
Créditos subproduto	Ácido Levulínico	0.19	3000,00	576.92
Catalisador	HCl	0.02	467.64	10.28
			Preço (US\$/ano)	Preço (US\$/ton de HMF)
Utilidade	-	-	3460000,00	56.75

*considerando a densidade da água 1 kg/l, foi obtido esse valor em US\$/ton

Tabela 5: Custos variáveis da etapa de desidratação catalítica.
Fonte: Elaboração própria

O total de custos variáveis contabiliza U\$S 622,03 quando descontado o crédito de subproduto, já que este elemento é comercializado posteriormente, não gerando custos à planta.

Na etapa de oxidação catalítica, o investimento fixo foi considerado a partir dos dados de *Triebel et al. (2013)*, conforme mostrado na tabela 6. Neste caso, é importante ressaltar que esses autores avaliaram uma planta com capacidade instalada de 4.000 toneladas de FDCA/ano, logo, foi feita a conversão da capacidade para a que irá ser utilizada no presente trabalho (43.000 toneladas de FDCA/ano). O capital de giro foi novamente estimado como 10% do investimento fixo.

Elemento	Valor do processo utilizando cristalizador (em milhões \$)	Valor do processo utilizando coluna de destilação (em milhões \$)
Catalisador Pt/ZrO ₂	35,00	35,00
Compra de equipamento	2,93	3,96
Manutenção de equipamento	0,05	0,08
Tubulação	0,27	2,00
Civil	0,09	0,29
Aço	0,03	0,11
Instrumentação	0,63	1,25
Elétrico	0,78	0,80
Isolamento	0,06	0,40
Pintura	0,02	0,07
Outros*	2,07	4,94
Despesas gerais e administrativas	0,18	0,34
Taxas contratuais	0,28	0,58
Contingências	0,13	2,65
Custos totais de capital	43,73	52,34

Tabela 6: Custos de capital da etapa de oxidação catalítica

Fonte: Triebel et al,2013

*Outros inclui: custos com design, engenharia, frete de matéria e taxas, custos indiretos na instalação da planta, aluguel de equipamentos, serviços de campo, startup da planta, entre outros

Como observado na tabela comparativa 6, o processo de oxidação catalítica realizado por meio de colunas de destilação apresentou um custo total superior ao processo utilizando cristalizador, e também, segundo o artigo, o preço final do FDCA encontrado, em US\$/ton, foi

inferior para o processo utilizando cristalizador, motivos estes que justificam a escolha do último para este estudo.

Segundo *Triebel et al.*,(2013) os custos fixos totalizam U\$2.615.600,00 por ano e os custos variáveis totalizam U\$1.651,50 por toneladas de FDCA produzida. Ambas as categorias de custos estão apresentadas nas tabelas 7 e 8.

Descrição	US\$/ano
Manutenção do catalisador	100.000,00
Custo do trabalho operacional	920.000,00
Manutenção e encargos	109.000,00
Custos operacionais	230.000,00
Custos sobre a planta	514.500,00
Custos de administração e gerais	742.100,00
Total	2.615.600,00

Tabela 7: Custos fixos da etapa de oxidação catalítica
Fonte: Triebel et al, 2013

Descrição	US\$/ton de FDCA
Matéria-prima	873,25
Utilidades	778,24
Total	1.651,50

Tabela 8: Custos variáveis da etapa de oxidação catalítica
Fonte: Triebel et al, 2013

Como está sendo considerado o estudo para a produção do PEF a partir da frutose, o HMF produzido na primeira etapa é a fonte de matéria-prima para a segunda etapa, e por isso o custo de matéria-prima para a segunda etapa foi considerado zero.

Na terceira e última etapa, segundo *Eerhart et al.*,(2012), é necessário 20.000,00 ton/ano de FDCA, e 7.954,00 ton/ano de etileno glicol (MEG) para produzir 23.340,00 ton/ano de PEF.

A partir do preço atual de mercado do PET, é possível encontrar o valor que o FDCA deve ser vendido para possibilitar a produção de um PEF competitivo com o PET.

O preço atual de venda do PET varia entre 105,00 a 112,00 ct/lb (Plastic News, 2014). Como o processo aqui estudado apresenta custos elevados, para deixá-lo o mais próximo da

viabilidade possível é considerado o maior valor de venda do PET, 112 ct/lb, o que equivale a 2.468,48 US\$/ton. Considerando o preço do PEF igual ao preço adotado para o PET, e de posse da capacidade de produção anual do PEF (23.340,00 ton/ano), estima-se a receita anual do PEF (é o preço do PEF multiplicado pela produção anual do mesmo), que é de 57.614.323,20 US\$/ano.

Já o custo anual do MEG pode ser encontrado a partir do preço atual de mercado do mesmo, 1.125,00 US\$/ton, multiplicado pela quantidade necessária deste, 7.954,00 ton/ano. O custo anual encontrado para o etileno glicol é 8.948.250,00 US\$/ano.

O custo do PEF engloba o custo do FDCA e do MEG. Logo, o custo anual do FDCA pode ser obtido pela subtração do MEG ao custo encontrado do PEF. O valor encontrado para o custo anual do FDCA é 48.666.073,20 US\$/ano.

Finalmente, o preço do FDCA é obtido pelo quociente do custo anual do FDCA com a quantidade anual necessária de FDCA para produzir o PEF (20.000 ton/ano). O valor encontrado é 2.433,30 US\$/ton. Este é o preço que o FDCA deve ter para viabilizar a produção de um PEF competitivo com o PET.

$$\text{Preço FDCA (US\$/ton)} = \frac{\text{Custo anual do PEF } \left(\frac{\text{US\$}}{\text{ano}}\right) - \text{Custo anual do MEG } \left(\frac{\text{US\$}}{\text{ano}}\right)}{\text{quantidade de FDCA } \left(\frac{\text{ton}}{\text{ano}}\right)}$$

3.2 Fluxo de Caixa

A partir dos dados apresentados acima, e com as considerações anteriormente citadas, foram montados dois fluxos de caixa para a produção de FDCA a partir da frutose. A terceira etapa não está incluída nos cálculos dos fluxos de caixa, tendo em vista a falta de dados de investimentos, custos, entre outros. Assim, para estimar o valor final do PEF, são adotadas aproximações explicadas na última seção.

O primeiro fluxo de caixa inclui todos os dados relatados acima; já, o segundo desconsiderou uma das etapas mais caras de todo o processo, que é a da separação do ácido levulínico, um subproduto do processo, com o objetivo de tentar reduzir os custos do investimento.

Para ambos os fluxos de caixa foi utilizado o valor final de venda do FDCA sendo 2.500,00 US\$/ton. Este valor foi baseado no preço encontrado para viabilizar a comercialização de um PEF competitivo com o PET. O valor foi arredondado para cima para que o projeto esteja ainda mais próximo da viabilidade. Também foi usado como referência o artigo *Triebel et al, 2013*(artigo cujos dados foram utilizados na segunda etapa), em seu estudo de viabilidade o preço mínimo alcançado pelo FDCA foi 2458,00 US\$/ton, e o máximo foi 3885,00 US\$/ton. Comparativamente com o preço que a Avantium anuncia que quer alcançar do FDCA de 1.000,00 US\$/ton, considerou-se 2.500,00 US\$/ton um preço intermediário para ser utilizado como base para os cálculos de fluxo de caixa.

Cálculos do fluxo de caixa

O investimento fixo total foi obtido a partir da soma do investimento fixo de cada etapa (1ª etapa e 2ª etapa), assim como o capital de giro.

A receita total foi encontrada pela multiplicação da capacidade de produção de FDCA com o preço correspondente do mesmo. Já no ano 1 foi considerado o uso total da capacidade da planta.

O custo operacional foi obtido a partir da multiplicação do custo variável pela capacidade de produção, e depois somado ao custo fixo. Isso foi feito para cada etapa, e depois somado para se obter o total.

O lucro operacional é calculado subtraindo os custos operacionais da receita obtida naquele período.

O lucro tributável é o resultado do lucro operacional menos a depreciação, que foi obtida a partir do investimento fixo (depreciação = IF/10).

O imposto de renda corresponde a 34% do valor do lucro tributável.

E finalmente, o fluxo de caixa livre é calculado de forma diferenciada para cada ano. No ano 0, o fluxo de caixa é a soma do investimento fixo com o capital de giro, sendo portanto um valor negativo. Do 1º ao ano 9, o fluxo de caixa é o lucro operacional menos o imposto de renda. Já no último ano, o fluxo de caixa é o resultado do lucro operacional menos o imposto de renda mais o capital de giro recuperado nesse ano.

A partir do fluxo de caixa é possível calcular o VPL, que é a soma algébrica de todos os fluxos de caixa descontados para o instante presente (t=0), considerada uma taxa de desconto de 18%. O VPL é utilizado para avaliar a viabilidade econômica do projeto.

Caso o VPL seja maior do que zero, o investimento é economicamente viável. Caso seja igual a zero, o investimento é indiferente. E no caso em que o VPL é menor do que zero, o investimento não é economicamente viável.

O VPL é calculado da seguinte forma:
$$VPL(i) = \sum_{j=0}^n \frac{FC_j}{(1+i)^j}$$

A taxa interna de retorno (TIR) é a taxa de desconto que anula o VPL, e é calculada da seguinte forma:
$$VPL(i = TIR) = \sum_{j=0}^n \frac{FC_j}{(1+i)^j} = 0$$

A análise da viabilidade econômica do projeto a partir da TIR obtida é semelhante a análise do VPL. No caso de uma TIR com um valor menor do que o da taxa mínima de atratividade (TMA), o investimento é considerado economicamente viável. No caso em que a TIR é igual a taxa mínima de atratividade, o investimento é indiferente. Por último, no caso em que a TIR tem um valor menor do que o da taxa mínima de atratividade, o investimento não é economicamente viável.

A tabela 9 apresenta o fluxo de caixa considerando a obtenção de ácido levulínico como sub-produto.

Tabela 9: Fluxo de caixa considerando o ácido levulínico.

Ano	Investimento fixo	Capital de giro	Receita	Custo operacional	Lucro operacional	Depreciação	Lucro tributável	Imposto de renda	Fluxo de caixa	VPL
0	-282.684.909,52	-28.268.490,95	-	-	-	-	-	-	-310.953.400,48	-310.953.400,48
1	-	-	107.500.000,00	-62.901.215,94	44.598.784,06	-28.268.490,95	16.330.293,10	-5.552.299,65	39.046.484,40	-277.863.159,46
2	-	-	107.500.000,00	-62.901.215,94	44.598.784,06	-28.268.490,95	16.330.293,10	-5.552.299,65	39.046.484,40	-249.820.582,33
3	-	-	107.500.000,00	-62.901.215,94	44.598.784,06	-28.268.490,95	16.330.293,10	-5.552.299,65	39.046.484,40	-226.055.686,45
4	-	-	107.500.000,00	-62.901.215,94	44.598.784,06	-28.268.490,95	16.330.293,10	-5.552.299,65	39.046.484,40	-205.915.944,18
5	-	-	107.500.000,00	-62.901.215,94	44.598.784,06	-28.268.490,95	16.330.293,10	-5.552.299,65	39.046.484,40	-188.848.365,99
6	-	-	107.500.000,00	-62.901.215,94	44.598.784,06	-28.268.490,95	16.330.293,10	-5.552.299,65	39.046.484,40	-174.384.316,67
7	-	-	107.500.000,00	-62.901.215,94	44.598.784,06	-28.268.490,95	16.330.293,10	-5.552.299,65	39.046.484,40	-162.126.647,76
8	-	-	107.500.000,00	-62.901.215,94	44.598.784,06	-28.268.490,95	16.330.293,10	-5.552.299,65	39.046.484,40	-151.738.792,75
9	-	-	107.500.000,00	-62.901.215,94	44.598.784,06	-28.268.490,95	16.330.293,10	-5.552.299,65	39.046.484,40	-142.935.525,79
10	-	28.268.490,95	107.500.000,00	-62.901.215,94	44.598.784,06	-28.268.490,95	16.330.293,10	-5.552.299,65	67.314.975,35	-130.074.025,91

Fonte: Elaboração própria

Foi realizado também um fluxo de caixa desconsiderando a etapa de recuperação do ácido levulínico (área 400 da 1ª etapa), e conseqüentemente, seus créditos como subproduto. Os resultados encontrados aparecem na tabela 10:

Tabela 10: Fluxo de caixa desconsiderando o ácido levulínico.

Fluxo de caixa para determinar o preço do FDCA com uso total da capacidade										
Ano	Investimento fixo	Capital de giro	Receita	Custo operacional	Lucro operacional	Depreciação	Lucro tributável	Imposto de renda	Fluxo de caixa	VPL
0	-209.990.681,80	20.999.068,18	-	-	-	-	-	-	-188.991.613,62	-188.991.613,62
1	-	-	107.500.000,00	-83.093.523,64	24.406.476,36	-20.999.068,18	3.407.408,18	-1.158.518,78	23.247.957,58	-169.289.954,66
2	-	-	107.500.000,00	-83.093.523,64	24.406.476,36	-20.999.068,18	3.407.408,18	-1.158.518,78	23.247.957,58	-152.593.633,50
3	-	-	107.500.000,00	-83.093.523,64	24.406.476,36	-20.999.068,18	3.407.408,18	-1.158.518,78	23.247.957,58	-138.444.208,79
4	-	-	107.500.000,00	-83.093.523,64	24.406.476,36	-20.999.068,18	3.407.408,18	-1.158.518,78	23.247.957,58	-126.453.170,90
5	-	-	107.500.000,00	-83.093.523,64	24.406.476,36	-20.999.068,18	3.407.408,18	-1.158.518,78	23.247.957,58	-116.291.274,38
6	-	-	107.500.000,00	-83.093.523,64	24.406.476,36	-20.999.068,18	3.407.408,18	-1.158.518,78	23.247.957,58	-107.679.497,67
7	-	-	107.500.000,00	-83.093.523,64	24.406.476,36	-20.999.068,18	3.407.408,18	-1.158.518,78	23.247.957,58	-100.381.381,82
8	-	-	107.500.000,00	-83.093.523,64	24.406.476,36	-20.999.068,18	3.407.408,18	-1.158.518,78	23.247.957,58	-94.196.537,87
9	-	-	107.500.000,00	-83.093.523,64	24.406.476,36	-20.999.068,18	3.407.408,18	-1.158.518,78	23.247.957,58	-88.955.144,70
10	-	-20.999.068,18	107.500.000,00	-83.093.523,64	24.406.476,36	-20.999.068,18	3.407.408,18	-1.158.518,78	2.248.889,40	-88.525.461,84

Fonte: Elaboração própria.

O VPL e a TIR encontrados para cada fluxo de caixa anterior estão indicados nas tabelas 11 e 12:

Tabela 101: VPL, TIR e TR para o fluxo de caixa considerando o ácido levulínico.

VPL =	-130.074.025,91
TIR =	5%

Fonte: Elaboração própria

Tabela 112: VPL, TIR e TR para o fluxo de caixa desconsiderando o ácido levulínico.

VPL =	-88.525.461,84
TIR =	2%

Fonte: Elaboração própria

Como pode-se observar, o VPL encontrado para o fluxo de caixa considerando o ácido levulínico foi negativo (US\$ -130.074.025,91), o que indica que o investimento apresenta prejuízo, ou seja, não é atrativo (de acordo com as nossas premissas). A TIR encontrada reafirma a inviabilidade do projeto, pois a mesma obteve um valor abaixo da taxa mínima de atratividade.

Comparando os valores encontrados na tabela 12 com os resultados para o fluxo de caixa considerando o ácido levulínico, pode-se observar que o VPL resultou em um valor maior, porém ainda negativo, ou seja, o processo ainda é inviável economicamente; tal inviabilidade é confirmada pela TIR, que foi menor que a taxa mínima de atratividade. Pode-se afirmar apenas que, a partir dos valores encontrados para a TIR, em ambos os casos o projeto é inviável economicamente. Além dos diferentes valores no investimento fixo para os dois projetos, a diferença entre os valores de VPL encontrados também deve-se ao fato de, como o investimento fixo assume um valor menor por desconsiderar os equipamentos da área 400, a depreciação também tem um valor mais baixo, portanto o imposto de renda deveria ser maior do que para o projeto com um investimento mais elevado. Porém também há um aumento dos custos operacionais, uma vez que os créditos de sub-produto do ácido levulínico não são mais abatidos nos custos.

Capítulo 4 – Análise de sensibilidade

Esta seção tem como principal intuito analisar as variáveis que são consideradas de maior influência na viabilidade do processo estudado. Neste sentido, realizou-se uma análise alterando-se o preço do FDCA, o preço da frutose, os investimentos fixos, os custos fixos e os custos de utilidades da primeira e segunda etapa em 10, 20 e 30% para cima e para baixo.

Abaixo são listados os principais tópicos analisados:

- Em processos químicos o preço de venda do produto final impacta diretamente no estudo de viabilidade econômica das indústrias. Levando em conta que o FDCA é o último intermediário da cadeia de reações em estudo, certa importância deve ser destinada a este para que se consiga analisar seu peso e influência no processo;

- Outro fator importante na representatividade do custo é o preço da matéria prima. Neste processo, a frutose é a principal matéria-prima para a produção de PEF;

- Outro tópico em questão é o investimento, que, como falado na revisão bibliográfica, é um dos pontos mais críticos para o desenvolvimento dos bioplásticos, pois pode ser muito elevado, inviabilizando a produção em escala industrial. Na análise, o investimento foi separado por etapa, lembrando que a primeira etapa trata-se da produção do HMF a partir da frutose e a segunda etapa é a produção do FDCA a partir do próprio HMF;

- Assim como o investimento, é importante se atentar a quanto ao custo fixo das duas primeiras etapas do processo separadamente;

- Um dos principais custos variáveis na indústria química que podem influenciar a viabilidade econômica de uma planta industrial é o custo com utilidades, como vapor e eletricidade. Todavia, neste estudo de sensibilidade foi considerado a variação do custo de utilidades total por etapa.

Com o objetivo de analisar quais são as mais críticas para a viabilidade do projeto, todas as variáveis supracitadas foram colocadas em um único gráfico por indicador. Dessa forma, todos os valores são trazidos para uma escala única, o que facilita a visualização e a identificação dos mais relevantes, como pode ser visto pelas figuras 10 e 11.

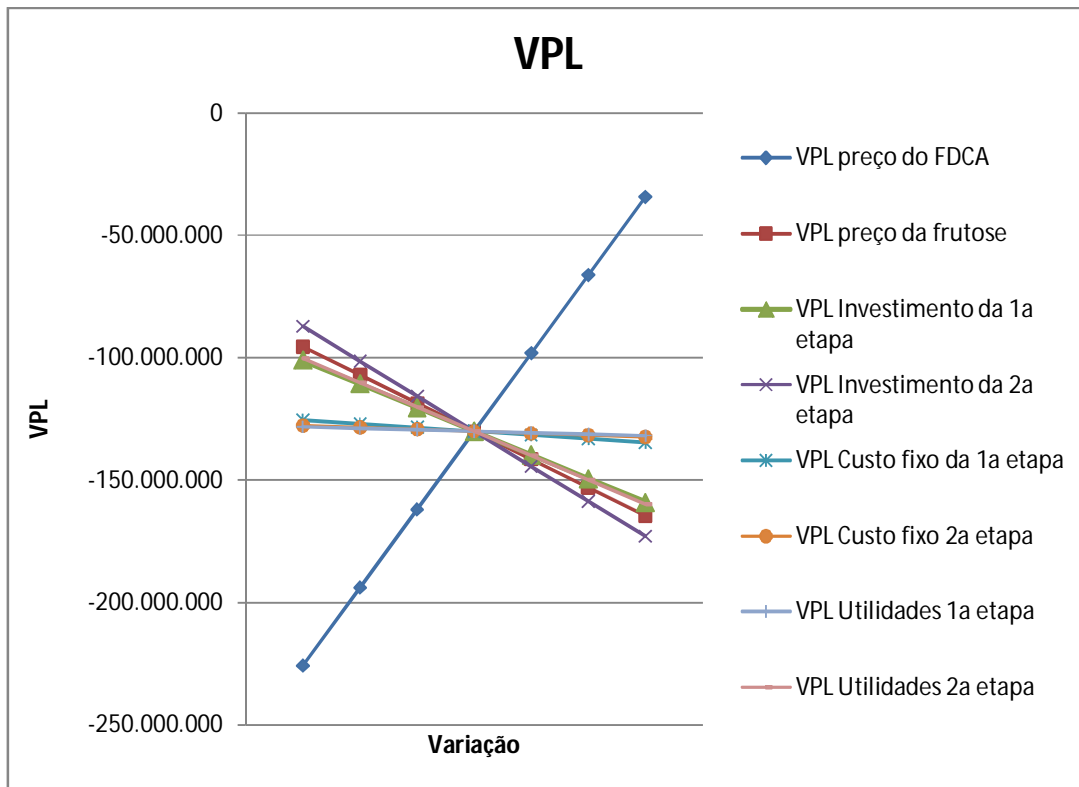


Figura 10: -Variação do VPL em relação à variação de diversos parâmetros
Fonte: Elaboração própria

Observando o gráfico da figura 10, nota-se que as curvas de VPL dos custos fixos da primeira e da segunda etapa e a de VPL de utilidades da primeira etapa por possuírem valores bem inferiores aos outros tópicos analisados, se encontram com um comportamento praticamente constante diante das variações de 10, 20 e 30% dos seus valores centrais, quando comparadas as outras variáveis analisadas. Já as curvas de VPL de utilidades da segunda etapa e VPL de investimento da primeira etapa também se encontram colineares, mas com um menor coeficiente angular que as curvas do preço da frutose, do investimento da segunda etapa e do preço do FDCA. As curvas de VPL de investimentos da segunda etapa e a curva de preço da frutose decaem conforme há o aumento da variação, o que é esperado, tendo em vista que mantendo as outras variáveis fixas, quanto mais cara a matéria-prima, menor será a viabilidade do projeto. O mesmo acontece quando há um acréscimo no investimento de ambas as etapas, porém por possuir um valor mais elevado, o investimento da segunda etapa gera maiores variações no VPL, o que é indicado no gráfico pela maior inclinação de sua curva quando comparada ao investimento da primeira etapa.

Observando o gráfico da figura 10 pode-se ver que o preço do FDCA é a variável de maior impacto na análise de sensibilidade. Apesar disso, o VPL negativo ao longo de toda a análise evidencia a inviabilidade do projeto.

É importante destacar que mesmo após analisar todas as variáveis em questão o processo se demonstrou completamente inviável, tendo em vista que nenhuma das curvas obteve valores positivos para o indicador de VPL.

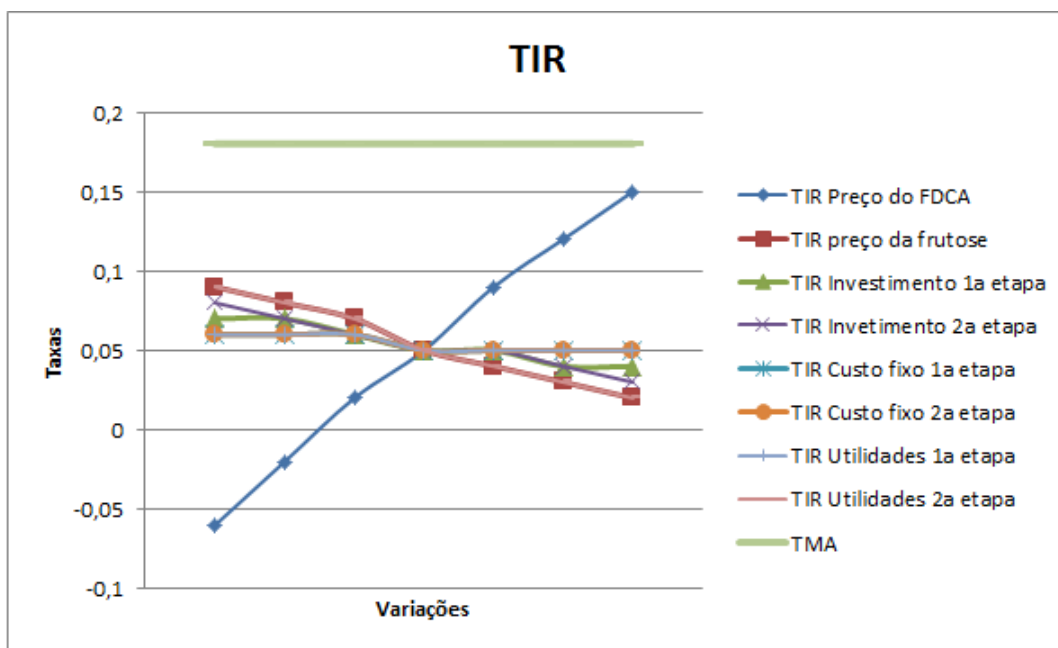


Figura 11: Variação do TIR em relação à variação de diversos parâmetros.
Fonte: Elaboração própria

Vale destacar que todas as curvas analisadas no gráfico da figura 11 apresentaram valores de TIR inferiores ao de TMA, indicando que o processo não é viável em nenhum momento.

Sem dúvidas, tanto para o VPL quanto para a TIR, destaca-se o preço do FDCA como o aspecto de maior peso na análise, mas apesar disso, deve-se levar em conta que este valor deve estar dentro de uma faixa aceitável pelo mercado, não bastando apenas ser viável ao processo em estudo, o que por fim não ocorre. Possivelmente, este fator se destacou mais que as outras variáveis estudadas pelo fato do estudo em questão estar bem distante da realidade e viabilidade, o que distorce resultados.

4.1 - Simulação para melhoria das variáveis:

Nesta seção fez-se uma simulação, ou seja, um exercício para encontrar os valores que as principais variáveis isoladamente devem assumir para viabilizar o projeto. As variáveis analisadas foram: o preço final do FDCA, o preço da frutose, o investimento fixo total e o custo fixo total.

Os pontos acima citados foram modificados para alcançar-se o VPL zero, ou próximo de zero, pois é a partir deste valor que o investimento começa a tornar-se viável. A manipulação de cada uma foi até o valor máximo permitido pela lógica para moedas, US\$ 0,00;

Em alguns casos, mesmo zerando o valor da variável, o VPL continuou dando um valor abaixo de zero, reforçando a idéia de projeto inviável economicamente. Os resultados encontrados estão indicados na tabela 13.

Tabela 12: Simulação das principais variáveis para zerar o VPL.

	Atual	Simulação	Variação percentual	VPL simulado
Preço do FDCA	2,500.00	3,519.85	41%	0.00
Preço da frutose	645.00	0.00	-	-14,758,918.99
Investimento fixo	282,684,909.50	129,151,077.80	54%	0.00
Custo Fixo	7,665,600.00	0.00	-	-107,337,113.10

Fonte: Elaboração própria

Para zerar o VPL o preço do FDCA deve sofrer um aumento de 41%, passando de 2.500,00 para 3.519,85 US\$/ton. A partir deste último valor o investimento começa a se tornar viável.

Ao alcançar um VPL nulo, o preço da frutose adquiriu um valor menor que zero, por isso, aproximou-se o mesmo ao menor número admissível, ou seja, 0,00 US\$/ton. Mesmo assim, o projeto continuou sendo inviável por gerar um VPL de US\$ -14.758.918,99.

Já para o investimento fixo, variando-se 54% do seu valor para baixo, o projeto passa a ser viável. O valor encontrado para zerar o VPL foi de US\$ 129.151.077,80, sendo mais plausível, tendo em vista que, na indústria química, estima-se que o investimento fixo deve ser por volta de 1.000 US\$/tonelada de produto produzido. Como foi usada a junção de duas plantas (produção do HMF a partir da frutose e a produção do FDCA a partir do HMF), o investimento total é a soma do investimento das duas plantas. Então, deve-se considerar a capacidade de produção em cada etapa para saber qual deve ser, aproximadamente, o

investimento total da planta. Sendo assim, a primeira tem capacidade de 35.000 toneladas de HMF/ano, e a segunda tem capacidade de 43.000 toneladas de FDCA/ano, somando as duas capacidades e multiplicando por 1.000 US\$/ton, o investimento total deveria ser por volta de US\$ 78.000.000,00. O valor simulado para o investimento é de US\$ 129.151.077,80, estando mais próximo de US\$ 78.000.000,00 do que o anterior, US\$ 282.684909,50.

Assim como o preço da frutose, o custo fixo foi alterado até gerar em um VPL nulo, assumindo um valor negativo, o que seria impraticável. Então se aproximou o custo fixo para seu menor número possível, US\$ 0,00/ton, e mesmo nesse caso o projeto ainda não se tornou viável, gerando um VPL de US\$ -107.337.113,10.

Capítulo 5- Conclusões:

O PEF é um biopolímero ainda muito novo, que, apesar dos grandes investimentos que vem recebendo para o seu desenvolvimento, até agora foi produzido apenas em nível de planta piloto. A implantação de uma fábrica de produção de PEF tem ainda muitos desafios a serem superados, dentre estes se destacam: o desenvolvimento da tecnologia, a adaptação para as já existentes fábricas de produção de PET, a aceitação deste produto novo pelo mercado, a incorporação da reciclagem deste à atual reciclagem do PET, a comprovação de suas possíveis propriedades físico-químicas superiores às do PET, entre outros.

Devido ao fato de ainda não existir uma planta industrial de PEF, não foram encontrados dados diretos de investimentos da planta, custos fixos, custos variáveis, entre outros. Assim, para tornar possível o estudo, foram feitas algumas aproximações e a produção do PEF foi dividida em diferentes etapas. Provavelmente, por esses motivos, o preço final do PEF tenha dado um valor elevado. O valor final de venda do PEF encontrado foi de 3.399,54 US\$/ton considerando o uso da capacidade total de produção desde o primeiro ano da planta. Esse preço, como dito anteriormente, foi encontrado para o caso em que o VPL é nulo, ou seja, esse é o valor do PEF em que o investimento não gera nem lucro nem prejuízo.

Com o intuito de tentar gerar um VPL positivo, fez-se um novo fluxo de caixa (com uso total da capacidade desde o primeiro ano) desconsiderando a etapa de recuperação do ácido levulínico. Como visto anteriormente, a área 400, responsável pela separação do ácido levulínico, tem um dos custos de instalação mais elevados de todo o processo. Retirando esses custos do investimento total, e, conseqüentemente, não somando os créditos de venda do ácido levulínico ao fluxo de caixa, obteve-se um novo valor para o VPL superior ao encontrado anteriormente. O valor final do VPL encontrado para este caso foi US\$ -88.525.461,84, comprovando mais uma vez a inviabilidade do processo, tendo em vista que a TIR encontrada foi menor que a taxa mínima de atratividade.

Buscando cenários ainda mais otimistas para a produção do PEF, foi feita uma análise de sensibilidade, e a partir dela pode-se observar que a variável que mais afeta o VPL e a TIR do processo é o preço final do FDCA. Isso se deve ao fato do estudo está afastado de um cenário real. Com isso, pontos que deveriam ter mais relevância na análise passam despercebidos, como acontece com o preço da matéria-prima, por exemplo, parte importante

dos custos variáveis na indústria química. Assim, o preço do FDCA que deveria ser encontrado na análise de sensibilidade apenas para constatar se o seu valor se enquadrava ao esperado pelo mercado, passa a ser o tópico de maior importância dentro deste estudo.

Atualmente o valor de mercado do PET é 2.468,48 US\$/ton que é bem inferior ao valor encontrado neste estudo para o PEF. Logo, é possível concluir que o processo de produção do PEF, por ser ainda muito novo, por faltar muitos dados, leva em conta diversas aproximações em sua produção, precisando ainda ser estudado e remodelado de forma a tornar seu preço minimamente competitivo, em termos econômicos, com o PET.

Apesar da inviabilidade provada a partir do presente estudo do processo, não se pode descartar a produção do PEF, tendo em vista que a Avantium busca atualmente as melhores rotas e continua mantendo a meta fixa para a instalação de sua unidade já anunciada com produção estimada em 50.000 ton/ano de PEF.

5.1. Sugestões

Como dito anteriormente, o presente estudo foi feito a partir da junção de duas plantas, uma para a produção de HMF a partir da frutose, e a outra para a produção do FDCA a partir do HMF. As aproximações feitas foram necessárias devido à falta de dados a cerca do assunto na literatura atual. Uma sugestão possível seria obter um estudo para a produção do PEF a partir de uma única planta, englobando os investimentos, os custos fixos, o capital de giro, as utilidades, para toda a produção (desde a frutose até o produto final).

Deve-se fazer um estudo a cerca do processo com o intuito de reduzir custos com equipamentos e utilidades. Na segunda etapa, por exemplo, uma alternativa para minimizar o custo do compressor e das utilidades é a redução do volume da corrente de oxidante que irá ser comprimida, podendo reduzir os custos a até 74% dos custos anteriores na segunda etapa (Triebel *et al.*, 2013). Outra opção para diminuir custos, seria conduzir um estudo fugindo do escopo estimado pela Avantium com a escala superior a 50.000 ton/ano de PEF, provavelmente reduziria o custo de investimento, custo fixo, entre outros por material produzido. Além disso, amortizando ou financiando o investimento em um prazo maior certamente faria com que a planta absorvesse mais vagarosamente o valor total de investimento inicial.

Empresas de grande porte que possuem unidades com menor escala de produção poderiam utiliza-las para testar rotas alternativas mais econômicas para a produção do PEF.

Vale considerar também o aumento horizonte de planejamento utilizado no fluxo de caixa deste trabalho para a busca de melhores resultados para o preço final do PEF.

Também deve-se fazer um estudo levando-se em conta as legislações e possíveis incentivos fiscais (isenção em impostos, subsídios, novas leis favorecendo a produção e utilização de bioplásticos, entre outros) que seriam dados a uma nova planta produtora.

Foram feitas simulações com as variáveis individualmente pra obter um VPL nulo, com o objetivo de avaliar o quanto cada uma tem que variar para tornar o projeto viável. Porém, seria importante alterar as variáveis conjuntamente, de forma a avaliar efeitos conjuntos na viabilidade do projeto.

Referências Bibliográficas

1. ABIPET disponível em:
<http://www.abipet.org.br/index.html?method=mostrarInstitucional&id=46> acessado em 03 de fevereiro de 2014.
2. AVANTIUM disponível em: <http://avantium.com/yxy/YXY-technology.html> acessado em 28 de janeiro de 2014.
3. BRIENT, J. A. (1998). "Removal of acidic organic contaminants from refinery waste water." US: 5705074
4. CELULOSEONLINE disponível em:
<http://www.celuloseonline.com.br/noticias/CocaCola+vai+apoiar+produo+de+garrafas+bioPET> acessado em 03 de fevereiro de 2014
5. CHO, R. (2012) "What Happens to All That Plastic?" , The Earth Institute – Columbia University disponível em: <http://blogs.ei.columbia.edu/2012/01/31/what-happens-to-all-that-plastic/> acessado em 5 de fevereiro de 2014
6. DAVIS, S. E. ; ZOPE, B. N. ; DAVIS, R. J. "On the mechanism of selective oxidation of 5-hydroxymethylfurfural to 2,5-furandicarboxylic acid over supported Pt and Au catalysts", *Green Chem.*, 2012, 14, 143–147.
7. DESENHANDO O FUTURO disponível em:
http://www.desenhandoofuturo.com.br/anexos/anais/design_e_inovacao/o_uso_de_bioplasticos_no_desenvolvimento_de_produtos_sustentaveis.pdf acessado em 4 de fevereiro de 2014
8. DIÁRIO VERDE disponível em: <http://diariodoverde.com/avantium-e-the-coca-cola-company-assinam-acordo-para-desenvolver-o-pef-plastico-100-vegetal/> acessado em 03 de fevereiro de 2014

9. EERHART, J. J. E. ; FAAIJ, A. P. C. ; PATEL, M. K. (2012) "Replacing fossil based PET with biobased PEF"; *process analysis, energy and GHG balance, Energy Environ. Sci.*, 2012, 5, 6407–6422
10. EMBALAGEM MARCA disponível em:
<http://www.embalagemmarca.com.br/2012/03/danone-se-interessa-pelo-pef-o-prometido-pet-%E2%80%9Cverde%E2%80%9D/> acessado em 02 de fevereiro de 2014
11. EUROPEAN BIOPLASTICS ASSOCIATION disponível em: <http://en.european-bioplastics.org/bioplastics/> acessado em 2 fevereiro de 2014.
12. FIBRE2FASHION disponível em: <http://www.fibre2fashion.com/textile-market-watch/monoethylene-glycol-meg-price-trends-reports.asp>
13. FIORENCIO, D. E. H. ; MENDES, F. B. DE S.; MITIDIERI, M. F. , (2013) "Análise da competitividade de um bioplástico – um estudo exploratório do PHB";
14. FOOD PACKAGING FORUM disponível em:
<http://www.foodpackagingforum.org/News/PEF-New-food-contact-polymer-on-the-horizon> acessado em 03 de fevereiro de 2014
15. GALACTION, A. I., KLOETZER, L., & CASCAVAL, D. (2011). "Influence of solvent polarity on the mechanism and efficiency of formic acid reactive extraction with trinoctylamine from aqueous solutions." *Chemical Engineering & Technology*, 34, 1341–1346.
16. HANSEN, T. S. ; SADABA, I. ; GARCIA-SUAREZ, E. J.; RIISAGER, A. "Cu catalyzed oxidation of 5-hydroxymethylfurfural to 2,5-diformylfuran and 2,5-furandicarboxylic acid under benign reaction conditions"; *Applied Catalysis A: General* 456 (2013) 44– 50
17. KAZI, F. K. ; PATEL, A. D. ; SERRANO-RUIZ, J. C. ; DUMESIC, J. A.; ANEX, R. P. "Techno-economic analysis of dimethylfuran (DMF) and hydroxymethylfurfural (HMF) production from pure fructose in catalytic processes", *Chemical Engineering Journal* 169 (2011) 329–338

18. KLEIN, A. P. ; DE MELO, F. C. ; DE SOUZA, R. F.(2011) "Síntese de hidroximetilfurfural pela desidratação de açúcares. "
19. JAIN, S. K., & CHAND, S. (1995). "Removal/recovery of carboxylic acids from waste water." *Chemical Engineering World*, 30, 55–61.
20. MOTTIN, A. C.; CÂMARA, J. J. D.; DE MIRANDA, C. A. S.; PAGNAN, C. S. "O uso de bioplásticos no desenvolvimento de produtos, *Desenhando o futuro*, 2011 "
21. PLASTIC NEWS disponível em: <http://www.plasticsnews.com/resin/commodity-thermoplastics/current-pricing> acessado em 15 de março de 2014.
22. TECPLASTICO disponível em:
http://www.tecplastico.com.br/index.php?pagina=1382534144_01 acessado em 03 de fevereiro de 2014.
23. TOLAN, J. S., FOODY, B., & ANAND, V. (2011A). "Recovery of volatile carboxylic acids by a stripper-extractor system." WO: 2011/022811.
TOLAN, J. S., FOODY, B., & ANAND, V. (2011B). "Recovery of volatile carboxylic acids by extractive evaporation." WO: 2011/022812.
24. TRIEBL, C. ; NIKOLAKIS, V. ; LERAPETRITOU, M. "Simulation and economic analysis of 5-hydroxymethylfurfural conversion to 2,5-furandicarboxylic acid" *Computers and Chemical Engineering* 52 (2013) 26– 34
25. WEASTRA, S. R. O. ; "Determination of market potencial for selected platform chemicals" disponível em: www.weastra.com acessado em 10 de março de 2014