

UNIVERSIDADE DE SÃO PAULO ESCOLA POLITÉCNICA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA MECÂNICA

Estudo de viabilidade de cogeração de uma unidade de extração de óleo
de palma integrada a uma usina de biodiesel

Bruno Bocchi

São Paulo

2008

UNIVERSIDADE DE SÃO PAULO ESCOLA POLITÉCNICA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA MECÂNICA

Estudo de viabilidade de cogeração de uma unidade de extração de óleo
de palma integrada a uma usina de biodiesel

Trabalho de formatura apresentado à Escola
Politécnica da Universidade de São Paulo para
obtenção do título de Graduação em Engenharia

Bruno Bocchi

Orientador: Silvio de Oliveira Junior

Área de Concentração:
Engenharia Mecânica

São Paulo
2008

FICHA CATALOGRÁFICA

Bocchi, Bruno

Estudo de viabilidade de cogeração de uma unidade de extração de óleo de palma integrada a uma usina de biodiesel / B. Bocchi. – São Paulo, 2008.

54 p. + Anexos

Trabalho de Formatura - Escola Politécnica da Universidade de São Paulo. Departamento de Engenharia Mecânica.

1.Cogeração de energia elétrica 2.Energia I.Universidade de São Paulo. Escola Politécnica. Departamento de Engenharia Mecânica II.t.

DEDICATÓRIA

Dedico este trabalho à minha família, por sempre estar ao meu lado, à minha namorada Marcia, pelo amor e paciência, e ao Professor Silvio, por ter me ensinado a gostar de Termodinâmica.

RESUMO

Este trabalho consiste na elaboração de um estudo de viabilidade técnico-econômica de uma planta de cogeração de uma unidade de extração de óleo de palma integrada a uma usina de biodiesel com capacidade de produção de 50.000 toneladas/ano. Os combustíveis utilizados são os resíduos do dendê, resultantes da extração do óleo de palma, e a glicerina, resultante do processo de transesterificação. Com a unidade de cogeração, energia elétrica é exportada para a rede e custos operacionais da planta de biodiesel são reduzidos já que não há mais o uso de combustível fóssil para gerar vapor para o processo de produção de biodiesel e a energia elétrica consumida é disponibilizada pelo sistema de cogeração. Foi verificada economicamente que a planta integrada é viável comparando-se com o modelo atual, em que as usinas de extração e de biodiesel se encontram fisicamente separadas. Uma planta integrada com exportação de energia elétrica é viável com as condições atuais de mercado, mas dependendo do preço da eletricidade, da taxa de juros e do custo da biomassa perderia a viabilidade. Por meio de uma análise exergética, obtiveram-se os custos operacionais de produção de vapor de baixa pressão e energia elétrica e sua influência no preço do óleo vegetal e do preço do biodiesel. Por meio de análise do ciclo de produção do biodiesel a partir do óleo de palma, quantificou-se a redução das emissões de gases geradores do efeito estufa com a cogeração.

Palavras-chave: Cogeração, Óleo de Palma, Biodiesel, Glicerol, Glicerina

ABSTRACT

This work consists in a technical and economic feasibility study of a cogeneration plant, which integrates a palm oil mill with a biodiesel plant with a capacity of 50.000 tonnes/year. The combusted fuels are the palm residues, resultants of the palm oil extraction, and the glycerin, resultant of the transesterification process. With the cogeneration plant, electricity is exported to the grid and operational costs are reduced, since no more fossil fuel is used to generate steam for the biodiesel production process and the electricity is provided by the cogeneration plant. It was verified that the integrated plant is feasible, comparing with the baseline, in which the extraction plant is separated of the biodiesel plant. An integrated plant with electricity exported to the grid is feasible considering the current market conditions. Depending of the electricity price, the interests rate and the biomass cost, it could become unfeasible exporting electricity to the grid. Using a exergetic analysis, the exergy based operational costs and their influence on vegetable oil and biodiesel prices were found. Analysing the palm oil biodiesel production cycle, the greenhouse gases emissions reduction with the cogeneration was quantified.

Keywords: Cogeneration, Palm Oil, Biodiesel, Glycerol, Glycerin

SUMÁRIO

1 INTRODUÇÃO	1
2 PRODUÇÃO DE ÓLEO DE PALMA ATUAL	2
2.1 UNIDADES DE EXTRAÇÃO	3
3 PRODUÇÃO DE BIODIESEL	5
3.1 PRODUÇÃO DE BIODIESEL (ESTERIFICAÇÃO)	5
3.2 PRODUÇÃO DE BIODIESEL (TRANSESTERIFICAÇÃO)	5
3.2.1 Glicerina.....	6
4 UNIDADE INTEGRADA DE BIODIESEL	9
4.1 ESTUDO DE CASO	10
4.2 ANÁLISE DE RESULTADOS	12
5.1 ANÁLISE FINANCEIRA	18
5.2 ANÁLISE DE SENSIBILIDADE	26
5.3 ANÁLISE DE SENSIBILIDADE DE PREÇO DE BIOMASSA	26
6 ANÁLISE EXERGÉTICA DE CUSTOS	28
6.1 EXERGIA DOS VAPORES DE ALTA E BAIXA PRESSÃO	28
6.2 CUSTOS DA CALDEIRA E DA TURBINA	29
6.3 CUSTOS E EXERGIA DOS COMBUSTÍVEIS.....	30
6.4 CUSTOS DA ELETRICIDADE E VAPOR DE BAIXA PRESSÃO	32
6.5 AVALIAÇÃO DA REDUÇÃO DOS CUSTOS DE PRODUÇÃO DE ÓLEO VEGETAL E BIODIESEL	34
7 ANÁLISE DE EMISSÕES DE GASES GERADORES DO EFEITO ESTUFA	39
7.1 REDUÇÃO DE EMISSÕES DA USINA INTEGRADA	39
7.2 REDUÇÃO DE EMISSÕES EM COMPARAÇÃO À CADEIA DE PRODUÇÃO DO BIODIESEL	41
8 CONCLUSÕES	49
REFERÊNCIAS	50
ANEXO A – programa: unidade de extração de óleo.....	55
ANEXO B – programa: usina de biodiesel	59
ANEXO C – programa: unidade de extração de óleo integrada à usina de biodiesel.....	61

ANEXO D – programa: unidade de extração de óleo com exportação de energia elétrica	65
ANEXO E – programa: unidade de extração de óleo integrada à usina de biodiesel com exportação de energia elétrica.....	68

1 INTRODUÇÃO

Com o presente estudo, visa-se demonstrar a viabilidade técnico-econômica de um sistema de cogeração aplicado a um novo modelo de planta de produção de biodiesel a partir do óleo de palma, no qual a unidade de extração do óleo vegetal está integrada à usina de biodiesel.

O que motivou este trabalho é a possibilidade de redução de custos operacionais, de exportação de energia para a rede e de destinação final para a glicerina pela sua combustão, reduzindo os impactos ambientais da produção de biodiesel. Outra motivação é mostrar como o dendê pode ser uma alternativa viável para a produção deste combustível renovável.

Para tanto, foram feitas revisões bibliográficas da produção do óleo de palma e do biodiesel, e da combustão da glicerina. Com base nesses dados, fez-se uma análise de viabilidade econômica da integração das plantas de produção e da exportação de energia elétrica, comparando-se diversos modelos de planta. Analisou-se também exergeticamente quais seriam os impactos nos custos de produção do biodiesel. Por último, realizou-se uma análise da redução de emissões de CO₂ com o uso da cogeração na fabricação do biodiesel.

2 PRODUÇÃO DE ÓLEO DE PALMA ATUAL

No Brasil, em 2006, a produção de óleo de palma ficou na ordem de 140 mil toneladas. Somente o Grupo Agropalma é responsável por mais de 95% da produção, com uma área cultivada de 32.000 ha e com uma área de reservas florestais de 50.000 ha. (BRITO, 2006)

Em comparação com os outros produtores mundiais, a produção brasileira é desprezível conforme a Tabela 2.1 abaixo.

Tabela 2.1 - Produção de óleo de palma mundial em mil toneladas (OIL WORLD ANNUAL, 2005 apud BRITO, 2006)

País	Ano						Particip. (%)2004	Crescimento 99-04 (%)
	1999	2000	2001	2002	2003	2004		
Malásia	9.235	9.171	10.733	10.886	12.266	12.575	52,3	36,2
Indonésia	3.319	4.140	4.940	6.490	7.180	8.820	36,6	165,7
Papua N. Guiné	254	336	328	324	327	339	1,4	33,5
Singapura	292	240	224	220	250	237	1,0	-18,8
Colômbia	93	86	100	76	110	214	0,9	130,1
Outros	980	1.137	1.356	1.343	1.724	1881	7,8	91,9
Total	14.173	15.110	17.681	19.339	21.857	24.066	100,0	69,8

Segundo estimativas, o Brasil possui aproximadamente 70 milhões de hectares disponíveis para o plantio da palma (LIMA, 2000). Esta quantidade de terras disponíveis é um fator que possibilita a expansão da produção de biodiesel a partir do dendê.

Além disso, a sua produtividade é muito elevada em relação a outras oleaginosas, conforme pode ser visto na tabela abaixo.

Tabela 2.2 - Produtividade de oleaginosas (HOLANDA, 2004 apud MONTEIRO et al., 2005)

Oleaginosa	Produtividade (t-óleo/ha/ano)
Mamona	0,47
Soja	0,21
Amendoim	0,45
Babaçu	0,12
Dendê	5

A extração de óleo pela Agropalma é realizada próxima às plantações de palma, sendo que cada unidade de extração fica responsável por 5.000 ha. (BRITO, 2006)

2.1 UNIDADES DE EXTRAÇÃO

Segundo Brito (2006), inicialmente, os cachos ou comumente chamados de FFB (Fresh Fruit Bunch) são colhidos nas plantações de palma e são transportados até a unidade de extração. Ali, os cachos são aquecidos com vapor a uma temperatura de aproximadamente 135°C sob pressão absoluta de 321,9 kPa, por aproximadamente uma hora. Este seria o principal consumo de vapor do processo.

Depois os frutos passam pelo debulhador, onde ocorre a separação dos frutos e cachos. Os cachos vazios são os primeiro resíduos da extração do óleo de palma e recebem o nome de buchas ou EFB (Empty Fruit Bunch). Depois, os frutos são prensados para a retirada do óleo cru. Este então é transferido para o desaerador, onde são retiradas as partículas pesadas, e depois ocorre uma clarificação e filtração para a remoção de umidade e de sujeira, obtendo-se o óleo de palma bruto. Os resíduos desses processos são a fibra, as nozes e impurezas diversas.

As nozes são transferidas para um moinho o qual separa as amêndoas das cascas. Das amêndoas é extraído o óleo de palmiste sendo as cascas o resíduo desta etapa. Na figura abaixo, pode-se observar mais claramente o processo de fabricação.

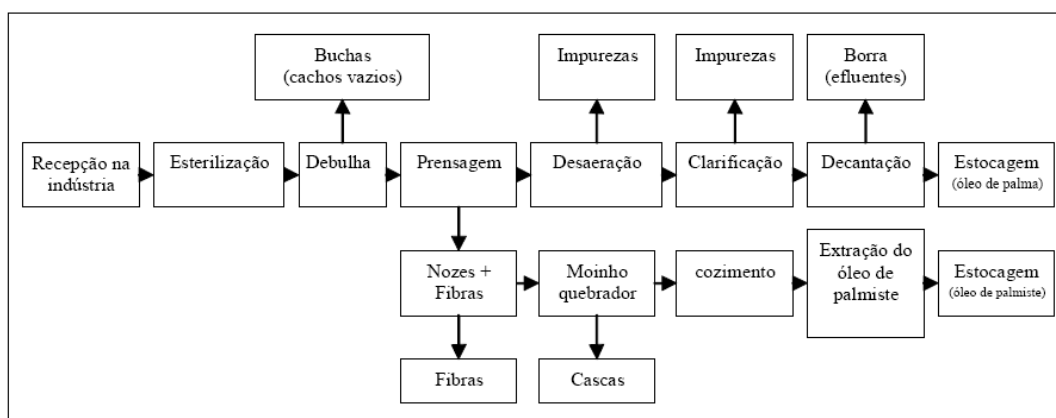


Figura 2.1. Processo industrial de extração de óleo de palma (BRITO, 2006)

Atualmente, a fibra e as cascas são utilizadas como combustível no processo de geração de vapor. Turbinas de contrapressão são empregadas para geração de energia elétrica, não havendo exportação para a rede, e o vapor que deixa as turbinas é utilizado, principalmente, no processo de aquecimento do FFB. As buchas e as cascas são utilizadas como adubo e os efluentes líquidos são utilizados na fertirrigação.

Os seguintes valores foram obtidos em relação à porcentagem mássica e ao poder calorífico inferior (PCI) de cada componente, ao consumo de vapor e de eletricidade.

Tabela 2.3 - Valores relevantes para a cogeração (ARRIETA et al., 2007, e HUSAIN et al., 2003)

Fibra	% FFB	11,6-15
Casca	% FFB	5-7,4
EFB	% FFB	17,7-30,1
Óleo	% FFB	18,8-21
Consumo de vapor a 135 °C	kg/t-FFB	550-650
Consumo de eletricidade	kWh/t-FFB	17-38
PCI, Fibra	MJ/kg	18,6-19,2
PCI, Casca	MJ/kg	20,8-21,4
PCI, EFB	MJ/kg	8,2

3 PRODUÇÃO DE BIODIESEL

A produção comercial de biodiesel pode se dar atualmente ou por meio de uma esterificação ou por meio de um transesterificação. Estes métodos serão esmiuçados a seguir.

Outra vertente é a escolha do álcool a ser utilizado na produção: o metanol ou o etanol. No presente estudo, será estudada a produção pela via do metanol já que essa hoje é a opção mais barata, apesar de não ser a mais ambientalmente recomendável, já que o metanol é produzido a partir do gás natural, uma fonte não renovável de energia.

3.1 PRODUÇÃO DE BIODIESEL (ESTERIFICAÇÃO)

A reação de esterificação do biodiesel ocorre conforme a seguinte reação:

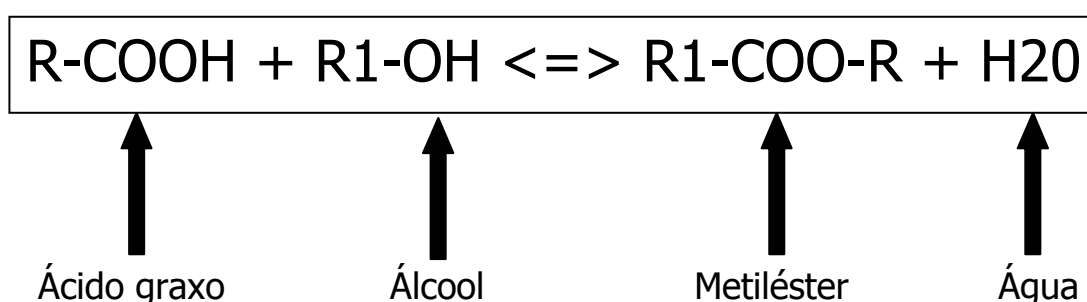


Figura 3.1. Reação de esterificação (ARREDONDO et al., 2007)

Atualmente, a Agropalma possui uma usina que produz biodiesel a partir dessa reação, que é usado para movimentar a sua frota de veículos. O ácido graxo utilizado é um resíduo do processo de refino do óleo de palma, sendo sua produção muito pequena.

3.2 PRODUÇÃO DE BIODIESEL (TRANSESTERIFICAÇÃO)

Esta é a reação mais utilizada mais difundida atualmente para a produção de biodiesel. Segundo Talens et al. (2007) a reação se dá por meio de duas etapas. A

primeira é a esterificação, na qual os ácidos graxos livres do óleo reagem com o álcool com o uso de um catalisador ácido, como ácido sulfúrico ou ácido fosfórico. O óleo vegetal, já sem os ácidos graxos livres, formado na maior parte por glicerídeos, reage com o álcool por meio de uma transesterificação, que ocorre em um meio alcalino (hidróxido de potássio ou de sódio) ou em meio com óxido-alcalinos (etóxido ou metóxido).

A reação se dá conforme a seguinte reação:

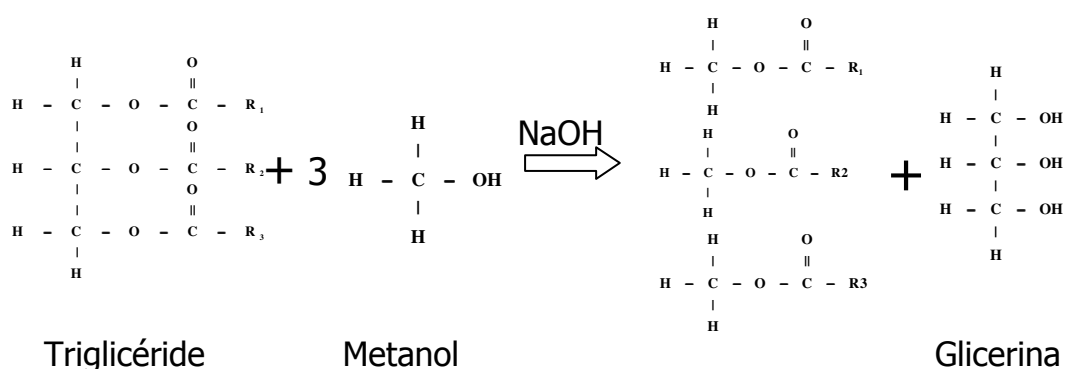


Figura 3.2. Reação de transesterificação (ARREDONDO et al., 2007)

Em uma usina de biodiesel, segundo Talens et al. (2007), consomem-se 22 kWh de eletricidade e 577 kg de vapor (a uma temperatura de 120 °C) para cada tonelada de biodiesel produzido. Atualmente, utilizam-se caldeiras elétricas ou caldeiras alimentadas com combustíveis diversos para a geração deste vapor.

3.2.1 Glicerina

Conforme visto na figura 3.2, a glicerina ou glicerol é um resíduo proveniente da reação de transesterificação. Deseja-se buscar uma destinação final para a glicerina já que a demanda atual da indústria de cosméticos será muito menor do que a oferta gerada pelas usinas de biodiesel com a crescente adição de biodiesel ao diesel prevista para ocorrer nos próximos anos. Além disso, existe um custo grande na purificação da glicerina para que ela possa ser utilizada pela indústria de cosméticos. Uma possível solução é a sua queima. Segundo recomendação da própria

CETESB (2001), a sua disposição final deve ser feita com o uso de incinerador químico com pós-queimador e lavador de gases.

Por isso, a solução analisada por esse estudo é a queima da glicerina gerando calor para a cogeração, cujo é de aproximadamente 19,0 MJ/kg.

A maior dificuldade é possibilitar a sua queima, já que possui um grande poder incrustante e baixa inflamabilidade, sendo a sua temperatura de auto-ignição por volta de 370 °C (METZGER, 2007). Outro problema em queimar a glicerina é a possibilidade de gerar como produto da combustão a acroleína, gerada a partir da decomposição térmica da glicerina por volta de 280 °C, que é abaixo da temperatura de auto-ignição (METZGER, 2007). A acroleína pode trazer riscos para a saúde em concentrações inferiores a 0.09 ppm (EPA, 2003).

Experimentos realizados por Metzger no desenvolvimento de um queimador para a glicerina mostraram que, quando a combustão ocorre em temperaturas elevadas, a acroleína não é gerada e os níveis de CO, NO_x e aldeídos gerados são muito próximos dos níveis referente à queima de hidrocarbonetos comuns como querosene.

Atualmente, existem equipamentos de pequeno porte para a queima do glicerol, misturado com 10-12% de biodiesel, como o fabricado pela King Built (2008) que produzem água quente. A questão é que esses equipamentos são de batelada e voltados para a queima de pequenas quantidades de glicerina.

Cogitou-se o uso de caldeiras em leito fluidizado para a queima da glicerina, que já foram desenvolvidas em escala piloto pela Energy Systems & Solutions (2007), mas devido ao alto custo de investimento, 40% superior a de uma caldeira comum para uma mesma vazão de vapor e pressão, e devido ao fato desta concepção ainda estar em caráter experimental, foi abandonada por este estudo.

Pela pouca quantidade de glicerina em massa produzida em relação à quantidade de biomassa total (11,1%), calculada com o programa do anexo E, a melhor maneira de queima da glicerina é sua mistura com a biomassa no leito fixo. Como o leito atinge temperaturas bem elevadas, não haveria risco de geração de acroleína na sua combustão.

Este modelo de queima foi implementado com sucesso pela Big Frango, empresa de avicultura que produz biodiesel a partir da gordura de frango, gerando uma economia de 10% no consumo de lenha das suas caldeiras. (ORGADEM, 2007)

4 UNIDADE INTEGRADA DE BIODIESEL

Com a obrigatoriedade da adição de 3% de biodiesel ao diesel em 2008 e da adição de 5% em 2013, aumentar-se-á a demanda por este combustível de maneira abrupta, necessitando-se a construção de novas plantas para suprir este consumo. Estas deverão ser mais eficientes com intuito de se diminuir custos de operação. Além disso, a produção de óleo vegetal deverá ser direcionada diretamente para a fabricação de biodiesel, sendo utilizado o processo de transesterificação.

Conforme foi observado, a produção de biodiesel envolve grande uso de energia, seja na produção do óleo, seja na produção do biodiesel. Pela figura abaixo, apesar de estar relacionada ao óleo de soja (há poucas diferenças entre uma planta de biodiesel a partir de óleo de soja e de óleo de palma), pode se observar o quanto o custo da energia é significativo em relação aos custos operacionais. Uma pequena redução nestes seria de vital importância em um setor que opera com pequenas margens de lucro.

Lurgi

Distribuição dos Custos Operacionais Específicos

100.000 tpa Planta de Biodiesel, Matéria Prima: Óleo de Soja, sem o custo do óleo

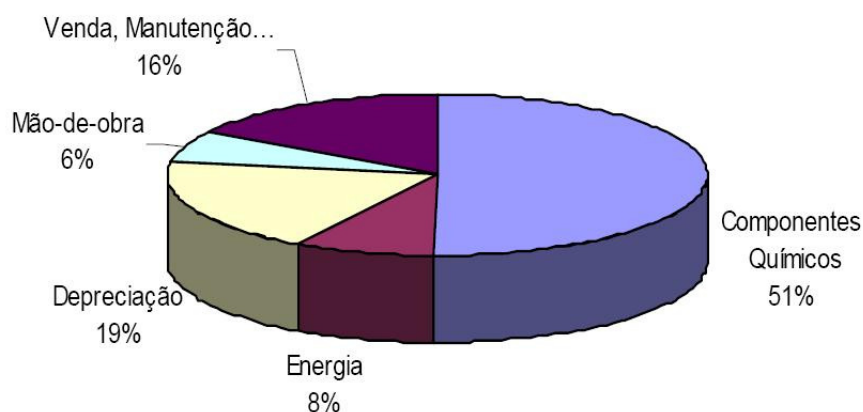
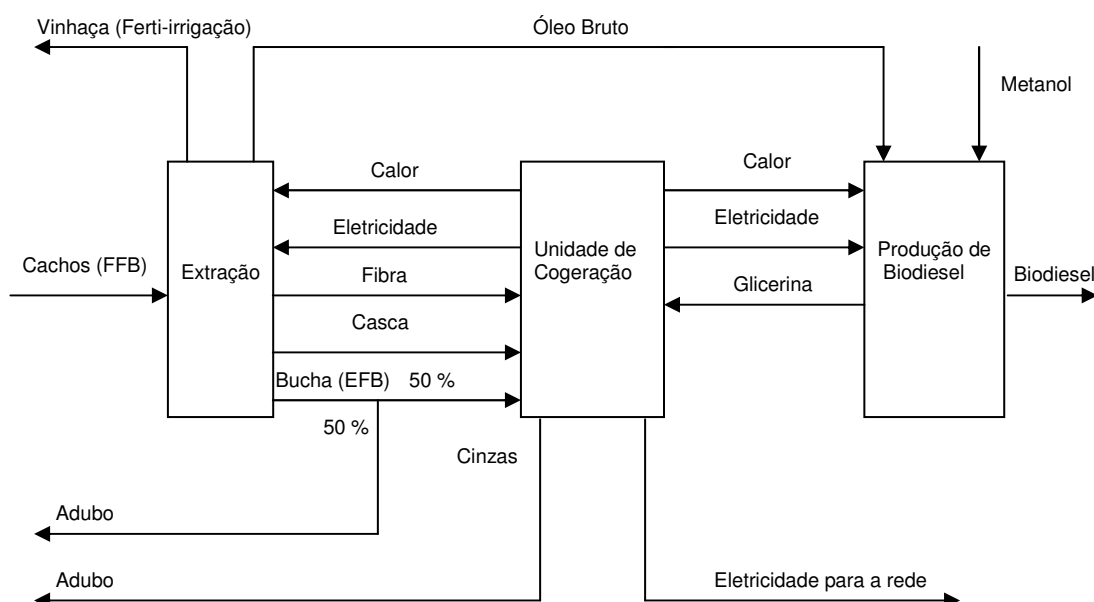


Figura 3.3. Custos operacionais na produção do biodiesel segundo a Lurgi (2005), fabricante de plantas de biodiesel

A Agrenco, empresa envolvida na produção de óleo de soja, está construindo uma planta de esmagamento de soja integrada a uma usina de biodiesel com capacidade de 160.000 toneladas/ano no Mato Grosso e que utiliza a cogeração para cobrir sua demanda energética e exportar energia elétrica. (BIODIESELBR, 2008). A tendência é que os novos projetos utilizem a cogeração para se aumentarem os lucros com a exportação de energia elétrica para a rede e integrem a extração do óleo com a fabricação de biodiesel.

4.1 ESTUDO DE CASO

A usina de biodiesel integrada a ser analisada tem uma capacidade de produção de biodiesel de 50.000 toneladas/ano. Existe uma limitação no tamanho de uma futura usina, já que a área de palmares ao redor para a produção de óleo não pode ser muito grande para suprir esta produção de biodiesel. Para uma usina com esta capacidade, estima-se uma área de palmares de no máximo 17 mil hectares, supondo uma produção de 3.000 kg de óleo vegetal por hectare. No fluxograma abaixo, pode se observar como se dará a cogeração.



Fluxograma 4.1. Planta Integrada de Biodiesel

Para o estudo da cogeração, foram escolhidas as condições das turbinas de extração-condensação fornecidas pela TGM (2008) (vapor super aquecido a 45 bar e a 450 °C), a qual é a maior fabricante de turbinas a vapor de pequeno porte para o mercado brasileiro. Optou-se por se utilizar apenas uma extração a 120 °C, já que as temperaturas dos consumos de vapor da usina de biodiesel e da unidade de extração são muito próximas e uma diminuição da temperatura do vapor não afetaria o processo de produção na extração de óleo de dendê.

A relação entre a massa de FFB e a de biodiesel produzida é de aproximadamente 18,8 % (HUSAIN et al., 2003), supondo que todo óleo vegetal seja utilizado pela usina de biodiesel, enquanto a relação entre a massa de glicerina produzida e a de biodiesel é de 19% e a relação entre massa de biodiesel e de óleo vegetal é de 1:1. (TALENS et al., 2007)

Além disso, foram adotados os seguintes valores para a cogeração:

Fator de Capacidade= 80% (PRASERTSAN et al., 1996)

Eficiência da caldeira= 85%

Temperatura máxima da caldeira= 450 °C

Pressão da caldeira= 46,3 bar

Perda de pressão até a entrada da turbina= 3%

Eficiência isentrópica da turbina= 85%

Pressão de condensação= 0,1 bar (TGM, 2008)

Eficiência do gerador= 98% (EPPLÉ, 2006)

Eficiência da turbina (perdas no mancais)= 99% (EPPLÉ, 2006)

Eficiência de autoconsumo= 98% (EPPLÉ, 2006)

Usando-se os valores acima, os valores intermediários de PCI e de vazões mássicas da Tabela 2.3 combinados com a vazão mássica e PCI da glicerina, os consumos de vapor e de eletricidade na planta de biodiesel e na unidade de extração, chegou-se aos seguintes resultados principais, expostos nas tabelas a seguir, com o uso do programa do anexo E.

Tabela 4.1 - Calor liberado na combustão de cada subproduto

Q, Fibra	kW	26.897
Q, Casca	kW	13.791
Q, EFB	kW	10.323
Q, Glicerina	kW	7.155
Q, Total	kW	58.166

Tabela 4.2 - Consumo de vapor em cada unidade

Q, extração	kW	14.797
Q, biodiesel	kW	2.519
Q, consumido total	kW	17.316

Tabela 4.3 – Fluxo de energia elétrica em cada unidade

W, extração	kW	968
W, biodiesel	kW	157
W, exportação	kW	11.790
W, total	kW	12.915

Baseando-se nos dados das tabelas 4.1, 4.2 e 4.3, obteve-se um fator de utilização igual 0,5197.

4.2 ANÁLISE DE RESULTADOS

Pode-se observar que, com o uso da cogeração com turbinas de extração-condensação, houve exportação de energia elétrica (11.790 kW) conforme previsto. Esta energia é de origem renovável e disponível durante o ano todo, já que a produção de dendê é pouco sazonal. Deve-se salientar que a exportação não ocorre nas unidades de extração do óleo atuais pela presença de turbinas de contra-pressão e pelo pouco aproveitamento da biomassa.

A destinação final da glicerina pela sua combustão se mostrou adequada ao processo, já que sua contribuição mássica e energética é pequena em comparação aos outros combustíveis. O excesso de glicerina poderia provocar problemas de operação na caldeira pela baixa inflamabilidade.

Com a cogeração toda demanda elétrica e térmica da planta de biodiesel é suprida sem gastos adicionais com combustíveis ou energia elétrica da rede. Isto

acarretará em uma diminuição dos custos operacionais da planta como um todo, além de se obterem rendimentos com a exportação da energia elétrica. No tópico a seguir, verificar-se-á a viabilidade econômica do empreendimento.

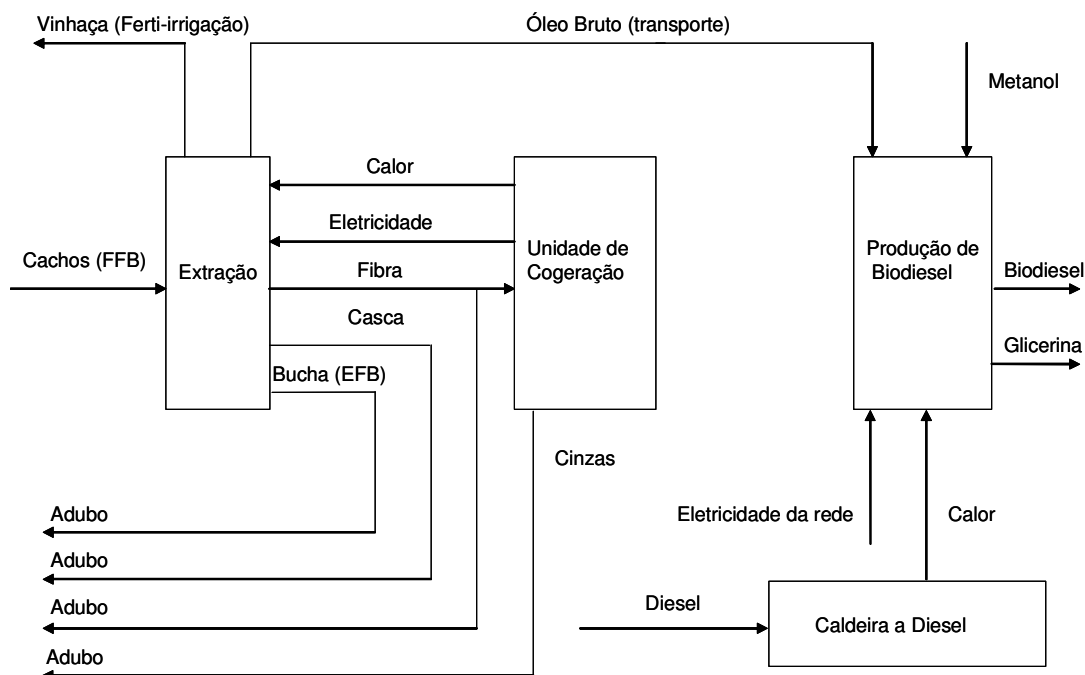
5 ESTUDO DE VIABILIDADE ECONÔMICA

Com o intuito de se avaliar a viabilidade econômica da cogeração da usina integrada de biodiesel, foram estipuladas quais seriam as alternativas mais exeqüíveis. Inicialmente foi estipulada uma linha de base, que possui as seguintes características, que correspondem ao estado atual das usinas de extração e de biodiesel:

Linha de base - unidade de extração de óleo de palma e usina de biodiesel fisicamente separadas:

Na usina de extração, o ciclo é composto por uma turbina a vapor de contrapressão de 300 °C e 22,7 bar alimentada por uma caldeira de 9,8 t/h utilizando a fibra do dendê como combustível. O vapor de escape a 2,5 bar é utilizado no processo de extração. Além disso, uma caldeira a vapor de 2,5 bar com vazão 15,4 t/h é utilizada para suprir a demanda adicional de vapor.

Enquanto isso, a usina de biodiesel utiliza eletricidade da rede e possui uma caldeira a vapor de 2 bar com vazão de 5 t/h alimentada com óleo diesel com custo de R\$2,47/kg (R\$ 2,10/litro). A utilização do óleo diesel na queima se deve ao fato desse ser mais barato do que o biodiesel, cujo preço está por volta de R\$ 3,02/kg (R\$2,60/litro) nos últimos leilões da ANP (Agência Nacional de Petróleo, Gás Natural e Biodiesel), além de possuir um maior poder calorífico inferior. A glicerina não seria utilizada na caldeira pela necessidade de queima em leito fluidizado ou em queimadores especiais, tecnologia ainda em estágio inicial de desenvolvimento. Os programas desenvolvidos com esses balanços de massa e de energia estão nos anexos A e B. O Fluxograma 5.1 abaixo explicita a linha de base.



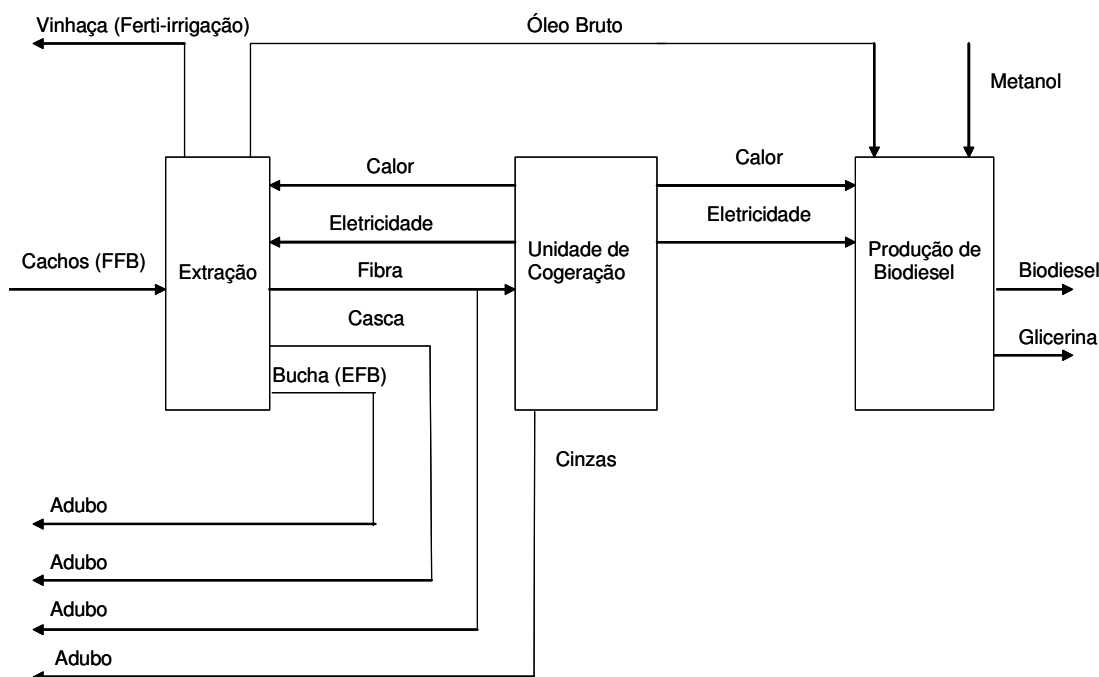
Fluxograma 5.1. Usina de Extração e Usina de Biodiesel fisicamente separadas e sem exportação de energia elétrica

Como primeira opção à linha de base, optou-se por unir as duas plantas:

1ª Opção - unidade de extração de óleo de palma e usina de biodiesel integradas:

O ciclo é composto por turbina a vapor de contrapressão de 300 °C e 22,7 bar alimentada por uma caldeira de 11,4 t/h utilizando a fibra do dendê como combustível. O vapor de escape a 2,5 bar é utilizado nos processos de extração e de fabricação do biodiesel. Além disso, uma caldeira a vapor de 2,5 bar com vazão de 18,2 t/h deve ser utilizada.

A glicerina não seria utilizada nas caldeiras pelo mesmo motivo da linha de base. O programa desenvolvido está no anexo C. O Fluxograma 5.2 abaixo explicita esta opção.



Fluxograma 5.2. Usina de Extração e Usina de Biodiesel fisicamente integradas sem exportação de energia elétrica

Como 2ª opção, optou-se em não integrar as usinas e possibilitar a exportação de energia elétrica pela usina de extração. Uma parte da eletricidade exportada pela usina de extração seria utilizada na usina de biodiesel.

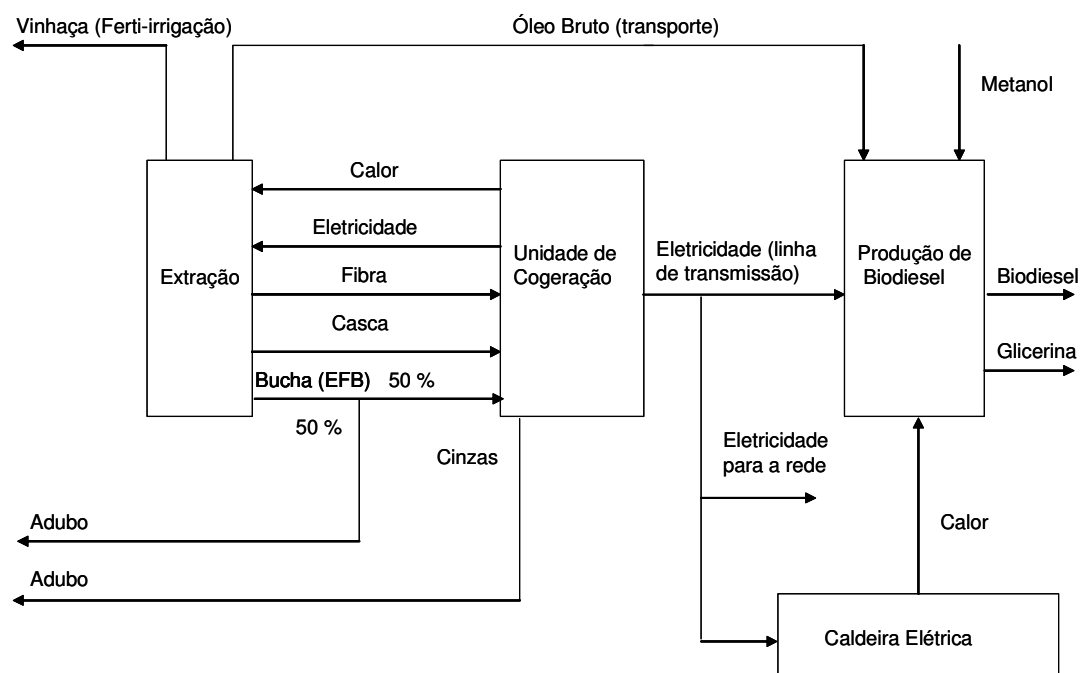
2ª Opção - unidade de extração de óleo de palma e usina de biodiesel fisicamente separadas com exportação de energia de elétrica:

Na usina de extração, o ciclo é composto por uma turbina a vapor de extração-condensação de 450 °C e 45 bar alimentada por uma caldeira de 52,2 t/h alimentada com a biomassa do dendê (fibra, casca e EFB). O vapor de extração a 2 bar é utilizado no processo.

Enquanto isso, a usina de biodiesel possui uma caldeira a vapor de 2 bar elétrica com vazão de 5 t/h e utiliza eletricidade gerada pela usina de extração, que é transmitida pela rede. O uso da eletricidade nessas caldeiras se deve ao baixo preço de venda (R\$150/MWh) já que esta seria produzida pela própria empresa, o que a torna economicamente viável em relação ao diesel. Deve-se salientar que o uso da

eletricidade nesse caso não é recomendável do ponto de vista ambiental, já que sua geração e posterior utilização são muito mais ineficientes do ponto de vista energético do que a utilização de diesel.

A glicerina não seria utilizada nas caldeiras pelo mesmo motivo da linha de base. Os programas desenvolvidos estão nos anexos B e D.



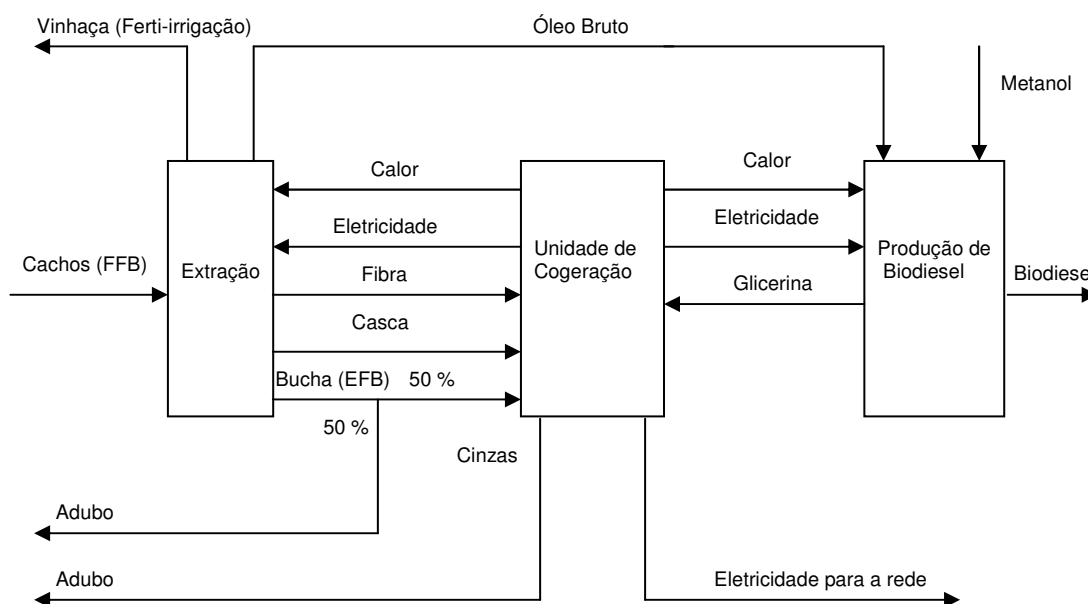
Fluxograma 5.3. Usina de Extração e Usina de Biodiesel fisicamente separadas com exportação de energia elétrica

Enfim, a terceira opção engloba o estudo de caso 4.1.

3ª Opção - Unidade de extração de óleo de palma e usina de biodiesel integradas fisicamente separadas com exportação de energia de elétrica:

Na usina de extração, o ciclo é composto por uma turbina a vapor de extração-condensação de 450 °C e 45 bar alimentada por uma caldeira de 59,7 t/h utilizando a biomassa do dendê e a glicerina como combustíveis. O vapor de extração a 2 bar é utilizado nos processos. A energia elétrica é exportada para a rede.

A glicerina seria utilizada nas caldeiras já que a sua vazão mássica seria muito inferior à vazão da biomassa total como já foi mostrado no estudo de caso. O programa desenvolvido para esta opção está no anexo E. O Fluxograma 5.4 explicita este caso.



Fluxograma 5.4. Usina de Extração e Usina de Biodiesel fisicamente integradas com exportação de energia elétrica

5.1 ANÁLISE FINANCEIRA

Para se poder comparar e avaliar os benefícios financeiros que a cogeração traria inicialmente, foram adotadas algumas premissas:

- foram desconsideradas receitas provenientes da venda de glicerina, já que possuirá um valor de mercado muito baixo.
- não há uma diminuição de custos operacionais com a integração das duas plantas. Existe uma diminuição de custos, mas por serem difíceis de serem avaliados, foram desprezados.
- não há custos de investimentos em linhas de transmissão. Supõe-se que a usina esteja perto de uma linha de transmissão que suporte esta oferta de energia.

- a taxa mínima de atratividade (TMA) desejada deve ser maior que 15% para um período 20 anos. 90% do investimento é financiado por meio de um empréstimo, cujo financiamento é adquirido junto ao BNDES com juros de 5,5% ao ano com início dos pagamentos no primeiro ano de operação. Estas condições foram utilizadas para o leilão de energia pela Empresa de Pesquisa Energética (2008) para o 1º leilão de energia de reserva de biomassa.
- tempo de construção de dois anos sendo o investimento do empreendedor dividido igualmente entre os dois anos.
- custo de condensador equivale em média a 20% do custo de investimento para turbinas de extração-condensação (SALA LIZARRAGA, 1999)
- foram pesquisados os custos de investimentos na aquisição de turbinas e geradores de vapor. Com base nesses custos somados aos custos com condensador (nos casos com turbina de extração-condensação), foi adotado 20% desse valor para os gastos com outros equipamentos. Sobre esses valores somados, foi adotado o percentual de 10% para os custos de projeto e de implementação. Esses dados foram estimados a partir de dados obtidos para a cogeração de usinas de açúcar e álcool da Revista Engenharia, 2007, Ed. 583.
- custos de operação da cogeração são iguais a 10% do custo de investimento, enquanto esses mesmos custos são iguais a 5% para operação de sistema com somente aquecimento de vapor de baixa pressão. Esse modelo é conservador para verificar a viabilidade da cogeração.
- preço da eletricidade de biomassa de R\$150/MWh conforme último leilão de energia de reserva da Empresa de Pesquisa Energética e do diesel de R\$2,47/kg. O preço de compra da eletricidade da rede é de R\$ 300/MWh.
- foram incluídos impostos sobre o faturamento (PIS e COFINS) de 9,25 % e impostos sobre o lucro (IR e CSLL) de 34,0%.

Então, elaborou-se uma planilha para todas as alternativas com os investimentos, custos operacionais e receitas operacionais, explicitados na tabela 5.1.

Tabela 5.1 - Tabela de Investimentos, Custos e Receitas Operacionais:

Opção		Linha de Base		1ª Opção	2ª Opção		3ª Opção
Modelo		Separadas		Integradas	Separadas		Integradas
Usinas		Extração	Biodiesel	Integradas	Extração	Biodiesel	Integradas
Auto-consumo ou Exportação		Auto-consumo	Auto-consumo	Auto-consumo	Exportação	Auto-consumo	Exportação
Alimentação da caldeira		Biomassa	Diesel	Biomassa	Biomassa	Eletricidade	Biomassa e glicerina
Investimento							
potência elétrica	kW	968	-	1.125	-	-	-
turbina contrapressao (22 bar, 300 oC)	kW	1.192	-	1.192	-	-	-
custo da turbina *	R\$	894.000	-	894.000	-	-	-
potência elétrica	kW	-	-	-	11.374	-	12.914
turbina extrac.-cond. (45 bar, 450 oC)	kW	-	-	-	12.000	-	15.000
custo da turbina **	R\$	-	-	-	7.208.000	-	8.932.000
vapor (22,7 bar, 300 oC)	kg/h	9.783	-	11.370	-	-	-
custo da caldeira	R\$	1.373.696	-	1.596.538	-	-	-
vapor (46,3 bar, 450 oC)	kg/h	-	-	-	52.278	-	59.682
custo da caldeira ***	R\$	-	-	-	15.334.880	-	17.347.568
vapor adicional (2,5 bar, 127 oC)	kg/h	15.453	-	18.162	-	-	-
custo da caldeira ****	R\$	1.792.548	-	2.106.792	-	-	-
vapor (2 bar, 120 oC)	kg/h	-	4.117	-	-	-	-
vapor (2 bar, 120 oC)	kg/h	-	5.000	-	-	-	-
custo da caldeira ****	R\$	-	580.000	-	-	-	-
vapor (2 bar, 120 oC) (elétrica)	kg/h	-	-	-	-	4.117	-
vapor (2 bar, 120 oC) (elétrica)	kg/h	-	-	-	-	5.000	-
custo da caldeira ****	R\$	-	-	-	-	439.147	-
custo do condensador/turbina	-	-	-	-	20%	-	20%
custo do condensador	R\$	-	-	-	1.441.600	-	1.786.400

Tabela 5.1 - Continuação

custo total de equipamentos principais	R\$	4.060.244	580.000	4.597.330	23.984.480	439.147	28.065.968
custo de outros/custo de equip. princip.	-	20%	20%	20%	20%	20%	20%
custo de outros	R\$	812.049	116.000	919.466	4.796.896	87.829	5.613.194
custo total de equipamentos	R\$	4.872.293	696.000	5.516.795	28.781.376	526.976	33.679.162
custo de projeto/custo de equipamentos	-	10%	10%	10%	10%	10%	10%
custo de projeto e implementação	R\$	487.229	69.600	551.680	2.878.138	52.698	3.367.916
custo total	R\$	5.359.522	765.600	6.068.475	31.659.514	579.674	37.047.078
Investimento total	R\$	6.125.122		6.068.475	32.239.187		37.047.078
Custo operacional anual							
custo operacional/investimento	-	10%	5%	10%	10%	5%	10%
custo operacional anual	R\$	535.952	38.280	606.847	3.223.919	28.984	3.704.708
consumo de diesel anual	kg	-	1.753.000	-	-	-	-
preço do diesel	R\$/kg	-	2,47	-	-	-	-
consumo de combustível anual	R\$	-	4.330.941	-	-	-	-
potência de consumo de eletricidade	kW	-	157	-	-	2.651	-
fator de capacidade	-	-	80%	-	-	80%	-
eletricidade consumida	MWh	-	1.100	-	-	18.578	-
preço de compra de eletricidade	R\$/MWh	-	300	-	-	150	-
consumo de energia elétrica anual	R\$	-	330.077	-	-	2.786.731	-
Custo operacional anual	R\$	5.235.250		606.847	6.039.634		3.704.708
Receita operacional anual							
potência de exportação	kW	-	-	-	10.406	-	11.790
fator de capacidade	-	-	-	-	80%	-	80%
eletricidade exportada	MWh	-	-	-	72.925	-	82.624
preço de venda da eletricidade	R\$/MWh	-	-	-	150	-	150
Receita operacional anual	R\$	-		-	10.938.787		12.393.648

Orçamentos recebidos: * Texas Turbines; ** TGM Turbinas; *** Dedini; **** Biochamm Caldeiras

Inicialmente comparou-se a linha de base com a 1ª Opção para se avaliar a viabilidade desta conforme tabela 5.2.

Tabela 5.2: Comparação entre a linha de Base e a 1ª Opção:

		Linha de Base	1ª Opção
Investimento total	R\$	6.125.122	6.068.475
Custo operacional anual	R\$	5.235.250	606.847

Observa-se que o volume de investimentos necessários entre as duas opções é muito próximo e a economia muito elevada, sendo a viabilidade econômica do investimento muito alta. Isto se deve ao fato do diesel ser um produto que possui um preço muito alto para ser queimado em caldeiras

Iniciou-se, então, a comparação entre as próximas alternativas com base no método da Taxa de Retorno Incremental (TRI). Este método analisa a taxa interna de retorno levando em consideração o investimento adicional que deve ser feito para se conseguir uma diminuição de custos ou um aumento de receitas adicionais, e é extremamente eficaz para se avaliar alternativas que possuem volumes de investimentos diferentes.

Como a 1ª Opção é mais viável, comparou-se esta com a 2ª Opção, com o uso da TRI, conforme a tabela 5.3 abaixo.

Tabela 5.3 - Fluxo de Caixa: 1ª Opção e 2ª Opção

1ª Opção x 2ª Opção												
Investimento-1ª Opção	R\$	6.068.475										
Investimento-2ª Opção	R\$	32.239.187										
Investimento diferencial	R\$	26.170.712										
Ano	-	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Custo op.-1ª Opção	R\$			-606.847	-606.847	-606.847	-606.847	-606.847	-606.847	-606.847	-606.847	-606.847
Custo op.-2ª Opção	R\$			-6.039.634	-6.039.634	-6.039.634	-6.039.634	-6.039.634	-6.039.634	-6.039.634	-6.039.634	-6.039.634
Receita op.-2ª Opção	R\$			10.938.787	10.938.787	10.938.787	10.938.787	10.938.787	10.938.787	10.938.787	10.938.787	10.938.787
Receita líq.-2ª Opção	R\$			9.926.949	9.926.949	9.926.949	9.926.949	9.926.949	9.926.949	9.926.949	9.926.949	9.926.949
Lucro bruto	R\$			4.494.163	4.494.163	4.494.163	4.494.163	4.494.163	4.494.163	4.494.163	4.494.163	4.494.163
Lucro líquido	R\$			2.966.148	2.966.148	2.966.148	2.966.148	2.966.148	2.966.148	2.966.148	2.966.148	2.966.148
Pagamento do investimento	R\$	-1.308.536	-1.308.536	-2.591.241	-2.591.241	-2.591.241	-2.591.241	-2.591.241	-2.591.241	-2.591.241	-2.591.241	-2.591.241
Fluxo de Caixa	R\$	-1.308.536	-1.308.536	374.907	374.907	374.907	374.907	374.907	374.907	374.907	374.907	374.907

Ano	-	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21
Custo op.-1ª Opção	R\$	-606.847	-606.847	-606.847	-606.847	-606.847	-606.847	-606.847	-606.847	-606.847	-606.847	-606.847
Custo op.- 2ª Opção	R\$	-6.039.634	-6.039.634	-6.039.634	-6.039.634	-6.039.634	-6.039.634	-6.039.634	-6.039.634	-6.039.634	-6.039.634	-6.039.634
Receita op.-2ª Opção	R\$	10.938.787	10.938.787	10.938.787	10.938.787	10.938.787	10.938.787	10.938.787	10.938.787	10.938.787	10.938.787	10.938.787
Receita líq.-2ª Opção	R\$	9.926.949	9.926.949	9.926.949	9.926.949	9.926.949	9.926.949	9.926.949	9.926.949	9.926.949	9.926.949	9.926.949
Lucro bruto	R\$	4.494.163	4.494.163	4.494.163	4.494.163	4.494.163	4.494.163	4.494.163	4.494.163	4.494.163	4.494.163	4.494.163
Lucro líquido	R\$	2.966.148	2.966.148	2.966.148	2.966.148	2.966.148	2.966.148	2.966.148	2.966.148	2.966.148	2.966.148	2.966.148
Pagamento do investimento	R\$	-2.591.241	-2.591.241	-2.591.241	-2.591.241	-2.591.241						
Fluxo de Caixa	R\$	374.907	374.907	374.907	374.907	374.907	2.966.148	2.966.148	2.966.148	2.966.148	2.966.148	2.966.148

TRI	-	18,2%
TMA	-	15,0%

Observa-se que a TRI é superior a TMA (taxa mínima de atratividade), viabilizando a troca de um modelo de uma usina integrada por um modelo no qual as duas usinas estão separadas e a usina de extração exporta energia elétrica para a rede e para a usina de biodiesel.

Como a 2ª Opção é a mais viável economicamente, comparou-se esta com a 3ª Opção, na qual a usina integrada exporta energia elétrica para a rede com a contribuição da queima da glicerina.

Tabela 5.4 - Fluxo de Caixa: 2ª Opção e 3ª Opção

2ª Opção x 3ª Opção												
Investimento-2ª Opção	R\$	32.239.187										
Investimento-3ª Opção	R\$	37.047.078										
Investimento diferencial	R\$	4.807.891										
Ano	-	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Custo op.-2ª Opção	R\$			-6.039.634	-6.039.634	-6.039.634	-6.039.634	-6.039.634	-6.039.634	-6.039.634	-6.039.634	-6.039.634
Custo op.-3ª Opção	R\$			-3.704.708	-3.704.708	-3.704.708	-3.704.708	-3.704.708	-3.704.708	-3.704.708	-3.704.708	-3.704.708
Receita op.-2ª Opção	R\$			10.938.787	10.938.787	10.938.787	10.938.787	10.938.787	10.938.787	10.938.787	10.938.787	10.938.787
Receita líq.-2ª Opção	R\$			9.926.949	9.926.949	9.926.949	9.926.949	9.926.949	9.926.949	9.926.949	9.926.949	9.926.949
Receita op.-3ª Opção	R\$			12.393.648	12.393.648	12.393.648	12.393.648	12.393.648	12.393.648	12.393.648	12.393.648	12.393.648
Receita líq.-3ª Opção	R\$			11.247.236	11.247.236	11.247.236	11.247.236	11.247.236	11.247.236	11.247.236	11.247.236	11.247.236
Lucro bruto	R\$			3.655.212	3.655.212	3.655.212	3.655.212	3.655.212	3.655.212	3.655.212	3.655.212	3.655.212
Lucro líquido	R\$			2.412.440	2.412.440	2.412.440	2.412.440	2.412.440	2.412.440	2.412.440	2.412.440	2.412.440
Pagamento do investimento	R\$	-240.395	-240.395	-476.044	-476.044	-476.044	-476.044	-476.044	-476.044	-476.044	-476.044	-476.044
Fluxo de caixa	R\$	-240.395	-240.395	1.936.396	1.936.396	1.936.396	1.936.396	1.936.396	1.936.396	1.936.396	1.936.396	1.936.396

Ano	-	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21
Custo op.-2ª Opção	R\$	-6.039.634	-6.039.634	-6.039.634	-6.039.634	-6.039.634	-6.039.634	-6.039.634	-6.039.634	-6.039.634	-6.039.634	-6.039.634
Custo op.-3ª Opção	R\$	-3.704.708	-3.704.708	-3.704.708	-3.704.708	-3.704.708	-3.704.708	-3.704.708	-3.704.708	-3.704.708	-3.704.708	-3.704.708
Receita op.-2ª Opção	R\$	10.938.787	10.938.787	10.938.787	10.938.787	10.938.787	10.938.787	10.938.787	10.938.787	10.938.787	10.938.787	10.938.787
Receita líq.-2ª Opção	R\$	9.926.949	9.926.949	9.926.949	9.926.949	9.926.949	9.926.949	9.926.949	9.926.949	9.926.949	9.926.949	9.926.949
Receita op.-3ª Opção	R\$	12.393.648	12.393.648	12.393.648	12.393.648	12.393.648	12.393.648	12.393.648	12.393.648	12.393.648	12.393.648	12.393.648
Receita líq.-3ª Opção	R\$	11.247.236	11.247.236	11.247.236	11.247.236	11.247.236	11.247.236	11.247.236	11.247.236	11.247.236	11.247.236	11.247.236
Lucro bruto	R\$	3.655.212	3.655.212	3.655.212	3.655.212	3.655.212	3.655.212	3.655.212	3.655.212	3.655.212	3.655.212	3.655.212
Lucro líquido	R\$	2.412.440	2.412.440	2.412.440	2.412.440	2.412.440	2.412.440	2.412.440	2.412.440	2.412.440	2.412.440	2.412.440
Pagamento do investimento	R\$	-476.044	-476.044	-476.044	-476.044	-476.044						
Fluxo de caixa	R\$	1.936.396	1.936.396	1.936.396	1.936.396	1.936.396	2.412.440	2.412.440	2.412.440	2.412.440	2.412.440	2.412.440

TRI	-	200,9%
TMA	-	15,0%

Observa-se a TRI obtida é maior que a TMA. Isto comprova a viabilidade econômica da integração das usinas com a queima de glicerina conforme as premissas adotadas.

5.2 ANÁLISE DE SENSIBILIDADE

Foi feita uma análise de sensibilidade de como as condições de empréstimo e de preço de venda de eletricidade poderiam impactar na viabilidade do empreendimento.

Tabela 5.5 - Análise de sensibilidade

		Preço da eletricidade (R\$/MWh)			
		<108	$108 \leq p < 129$	$129 \leq p < 156$	≥ 156
Taxa de juros	5,50%	1ª Opção	3ª Opção	3ª Opção	3ª Opção
	10%	1ª Opção	1ª Opção	3ª Opção	3ª Opção
	15%	1ª Opção	1ª Opção	1ª Opção	3ª Opção

Pode-se observar que pequenas variações da taxa de juros e do preço de eletricidade impactam significativamente na viabilidade da exportação de energia elétrica. Caso se utiliza capital próprio neste investimento, o preço mínimo de venda eletricidade seria de R\$ 156/MWh.

5.3 ANÁLISE DE SENSIBILIDADE DE PREÇO DE BIOMASSA

Atualmente não existe valor comercial para os resíduos do dendê (YACOB, 2008) e para a glicerina. Com o aumento da demanda de glicerina e biomassa para uso como combustível, como ração animal ou como fertilizantes, o valor da glicerina e dos resíduos do dendê podem subir no futuro. Para se analisar este aspecto, foi feita uma análise de sensibilidade de preço da biomassa e da glicerina.

O preço da biomassa e da glicerina foi estipulado em uma base energética, tomando como referência o bagaço de cana, já que este é utilizado na maioria das vezes como combustível de caldeiras. O bagaço de cana custa atualmente R\$ 17,50 por tonelada (EPE, 2008), com um PCI de 7.673 kJ/kg. Isto se traduz em $2,282 \cdot 10^{-6}$ R\$/kJ.

Tabela 5.6 - Análise de sensibilidade com biomassa (R\$ 17,50/t-cana-equivalente)

		Preço da eletricidade (R\$/MWh)			
		<134	134≤p<155	155≤p<181	≥181
Taxa de juros	5,50%	1ª Opção	3ª Opção	3ª Opção	3ª Opção
	10%	1ª Opção	1ª Opção	3ª Opção	3ª Opção
	15%	1ª Opção	1ª Opção	1ª Opção	3ª Opção

Tabela 5.7 - Análise de sensibilidade com biomassa (R\$ 25,00/t-cana-equivalente)

		Preço da eletricidade (R\$/MWh)			
		<142	142≤p<165	165≤p<192	≥192
Taxa de juros	5,50%	1ª Opção	3ª Opção	3ª Opção	3ª Opção
	10%	1ª Opção	1ª Opção	3ª Opção	3ª Opção
	15%	1ª Opção	1ª Opção	1ª Opção	3ª Opção

A um preço mínimo de R\$ 134,00 e R\$ 142,00 para um preço de biomassa de R\$ 17,50 e R\$ 25,00 por tonelada equivalente de cana respectivamente, é viável a utilização da biomassa do dendê e glicerina para geração de energia elétrica com exportação para a rede.

Pode-se perceber também que, em diferentes condições de taxas de juros, preços de eletricidade e preços da biomassa, a integração das usinas é a alternativa mais viável. Dependendo das condições das variáveis, a exportação de energia elétrica pode ou não ser considerada viável.

6 ANÁLISE EXERGÉTICA DE CUSTOS

Para se realizar uma análise termoeconômica dos custos operacionais de produção de vapor de baixa pressão e de eletricidade e se obter o impacto desses na produção de óleo de palma, foram realizados balanços de custos exergo-econômicos da usina integrada com exportação de eletricidade.

Mostrou-se necessária a execução de dois balanços de custos, sendo um para caldeira e outro para a turbina.

Segundo Oliveira Júnior (2006), as equações para caldeira e para a turbina são estas abaixo respectivamente:

$$c_{va} \cdot \dot{B}_{va} = c_{comb} \cdot \dot{B}_{comb} + \dot{C}_{caldeira} \quad (6.1)$$

$$c_{vb} \cdot \dot{B}_{vb} + c_e \cdot W_e = c_{va} \cdot \dot{B}_{va} + \dot{C}_{turbina} \quad (6.2)$$

A obtenção de cada uma das incógnitas está descrita nos itens abaixo:

6.1 EXERGIA DOS VAPORES DE ALTA E BAIXA PRESSÃO

Para a obtenção da exergia de um fluxo de vapor, usa-se a definição de exergia física, desprezando-se os termos relacionados à velocidade e força gravitacional.

$$b_{va} = h_{va} - h_o - T_o \cdot (s_{va} - s_o) \quad (6.3)$$

$$\dot{B}_{va} = \dot{m}_{vapor} \cdot b_{va} \quad (6.4)$$

Como a turbina simulada é do tipo extração-condensação, a massa de água de extração utilizada nos processos corresponde a apenas um percentual da vazão de água total. Para o fluxo de vapor de baixa pressão:

$$b_{vb} = h_{vb} - h_o - T_o \cdot (s_{vb} - s_o) \quad (6.5)$$

$$\dot{B}_{vb} = \dot{m}_{vapor;extração} \cdot b_{vb} \quad (6.6)$$

Os estados de referência utilizados são $T_o = 25\text{ }^{\circ}\text{C}$ e $p_o = 101,3\text{ kPa}$.

6.2 CUSTOS DA CALDEIRA E DA TURBINA

Foram utilizados os custos de investimento da caldeira e da turbina do estudo de viabilidade. Os custos dos outros equipamentos e de projeto foram divididos proporcionalmente aos valores da turbina e da caldeira. O custo do condensador foi englobado no custo da turbina.

Para o cálculo do custo do equipamento por segundo, necessário para o balanço exergético, foi utilizada a seguinte metodologia:

$$C_{\text{equipamento}} = I \cdot \left[\frac{f_a + f_{O\&M}}{f_{\text{capacidade}} \cdot 8760 \cdot 3600} \right] \quad (6.7)$$

em que,

I – investimento total

f_a – fator de amortização

$f_{O\&M}$ – fator de operação e manutenção

$f_{\text{capacidade}}$ – fator de capacidade

$8760 \cdot 3600$ – quantidade de segundos em um ano

O fator de amortização é calculado conforme a seguinte equação:

$$f_a = \frac{j}{1 - (1 + j)^{-n}} \quad (6.8)$$

em que,

j – taxa de juros anual

n – tempo de pagamento em anos

Na tabela abaixo, mostram-se os valores utilizados e calculados:

Tabela 6.1 - Custos da Caldeira e da Turbina

3ª Opção		
Caldeira		
Investimento	R\$	22.898.790
Taxa de juros BNDES	-	5,50%
Tempo de pagamento	anos	14
Fator de amortização	-	10,4%
Fator de O&M	-	10,0%
C _{caldeira}	R\$/ano	4.677.745
Fator de capacidade	-	0,8
C _{caldeira}	R\$/s	0,1854
Turbina		
Investimento	R\$	14.148.288
Taxa de juros BNDES	-	5,50%
Tempo de pagamento	anos	14
Fator de amortização	-	10,4%
Fator de O&M	-	10,0%
C _{turbina}	R\$/ano	2.890.200
Fator de capacidade	-	0,8
C _{turbina}	R\$/s	0,1146

6.3 CUSTOS E EXERGIA DOS COMBUSTÍVEIS

Para a obtenção dos valores de exergia química da biomassa do dendê e da glicerina, foram utilizadas respectivamente as seguintes equações obtidas por Szargut et al. (1988) que expressam a relação entre o PCI e a exergia química.

$$\beta = \frac{1,0412 + 0,216 \cdot \frac{Z_{H_2}}{Z_C} - 0,2499 \cdot \frac{Z_{O_2}}{Z_C} \cdot \left[1 + 0,7884 \cdot \frac{Z_{H_2}}{Z_C} \right] - 0,045 \cdot \frac{Z_{N_2}}{Z_C}}{1 - 0,3035 \cdot \frac{Z_{O_2}}{Z_C}} \quad (6.9)$$

$$\beta_{\text{Glicerina}} = \frac{1,04414 + 0,0177 \cdot \frac{H_{\text{Glicerina}}}{C_{\text{Glicerina}}} - 0,3328 \cdot \frac{O_{\text{Glicerina}}}{C_{\text{Glicerina}}} \cdot \left[1 + 0,0537 \cdot \frac{H_{\text{Glicerina}}}{C_{\text{Glicerina}}} \right]}{1 - 0,4021 \cdot \frac{O_{\text{Glicerina}}}{C_{\text{Glicerina}}}} \quad (6.10)$$

Para a biomassa, utilizam-se as relações mássicas para o cálculo do beta entre cada um dos seus componentes, enquanto para a glicerina utilizam-se relações molares.

Para a obtenção das relações mássicas da biomassa do dendê foram utilizadas análises disponibilizadas pelo Laboratório de Termodinâmica da Universidade Nacional de Medellín, Colômbia. Para a casca e para o EFB foram utilizados valores calculados para a casca de bananas obtido no mesmo laboratório. (informação pessoal)

Tabela 6.2 - Valores utilizados para os constituintes do dendê

Fração mássica	Fibra	EFB	Casca
Carbono	48,15 %	39,90 %	39,90 %
Hidrogênio	7,75 %	5,80 %	5,80 %
Oxigênio	40,80 %	42,80 %	42,80 %
Nitrogênio	0,00 %	0,00 %	0,00 %

Para a glicerina foram utilizadas as relações abaixo obtidas a partir da fórmula química: $C_3H_5(OH)_3$.

Assim foram obtidos os betas de 1,127 para a fibra, 1,06 para a casca e para o EFB, e 1,189 para glicerina.

Além disso, em virtude da biomassa conter água esses valores devem ser corrigidos pela seguinte equação:

$$b_{EFB} = \beta \cdot (PCI_{EFB} + L_{\text{água}} \cdot Z_{\text{água;EFB}}) + b_{\text{água}} \cdot Z_{\text{água;EFB}} \quad (6.11)$$

$$b_{Fibra} = \beta \cdot (PCI_{Fibra} + L_{\text{água}} \cdot Z_{\text{água;Fibra}}) + b_{\text{água}} \cdot Z_{\text{água;Fibra}} \quad (6.12)$$

$$b_{Casca} = \beta \cdot (PCI_{Casca} + L_{\text{água}} \cdot Z_{\text{água;Casca}}) + b_{\text{água}} \cdot Z_{\text{água;Casca}} \quad (6.13)$$

em que $Z_{\text{água}}$, expressa a fração mássica de umidade para cada um dos componentes, $b_{\text{água}}$, a exergia química da água líquida, que é igual a 50 kJ/kg e $L_{\text{água}}$, a entalpia de vaporização da água. A fração mássica de umidade segundo Arrieta et al. (2007) e Husain et al. (2003) é de:

Tabela 6.3 - Fração mássica de umidade

Umidade	
EFB	50 %
Fibra	40 %
Casca	10 %

Atualmente, não existe valor comercial para a biomassa do dendê e para a glicerina. Mesmo na Malásia, maior produtor de óleo de palma, apenas 10 % da biomassa da palma tem destino comercial (YACOB, 2008). Futuramente, com o direcionamento da biomassa e da glicerina para novas aplicações, provavelmente estes terão um preço no mercado depois de um tempo de operação da usina integrada.

Com o intuito de se obter uma estimativa desses valores foi feita uma relação entre o bagaço de cana, atualmente a biomassa mais utilizada para a combustão pelo mercado brasileiro e a sua exergia química por unidade de massa. O bagaço possui um PCI de 7.637 kJ/kg e 50% de umidade. Utilizando as relações de Szargut et al. (1988) e a tabela 6.4 abaixo, obtém-se uma exergia química de 10.104 kJ/kg. Com o bagaço, custando em média R\$ 17,50/t (EPE, 2008), chega-se a um valor de $1,732 \cdot 10^{-6}$ R\$/kJ. Esse valor corresponde a um custo estimado exergético da biomassa e da glicerina.

Tabela 6.4 - Valores utilizados para os constituintes do bagaço de cana (RODRIGUES, 2005 e PELLEGRINI, 2005 apud ZAMBONI, 2005)

Fração mássica	Bagaço
Carbono	48,37 %
Hidrogênio	6,53 %
Oxigênio	45,10 %
Nitrogênio	0,00 %

Então, com base nos valores da exergia química dos combustíveis e valores obtidos no item 4.1, obtém-se a seguinte equação:

$$\dot{B}_{\text{comb}} = \dot{m}_{\text{FFB}} \cdot (b_{\text{EFB}} \cdot \text{EFB}_{\text{FFB}} + b_{\text{Casca}} \cdot \text{Casca}_{\text{FFB}} + b_{\text{Fibra}} \cdot \text{Fibra}_{\text{FFB}}) + \dot{m}_{\text{Glicerina}} \cdot b_{\text{Glicerina}} \quad (6.14)$$

6.4 CUSTOS DA ELETRICIDADE E VAPOR DE BAIXA PRESSÃO

O cálculo de custos da eletricidade e do vapor de baixa pressão dependerá basicamente de qual método será utilizado para a partição de custos: critério da igualdade ou critério da extração.

O critério da igualdade considera que o vapor de baixa pressão e a eletricidade possuem o mesmo custo por unidade de exergia, enquanto o critério da extração considera que o vapor de alta pressão e o vapor de baixa pressão possuem o mesmo valor de custos por unidade de exergia.

No equacionamento da caldeira, para ambos os métodos o custo do vapor de alta pressão é obtido da mesma forma:

$$c_{va} = \frac{c_{comb} \cdot \dot{B}_{comb} + \dot{C}_{caldeira}}{\dot{B}_{va}} \quad (6.15)$$

Para a turbina, o equacionamento varia conforme o método.

Igualdade:

$$c_e = \frac{c_{va} \cdot \dot{B}_{va} + \dot{C}_{turbina}}{\dot{W}_e + \dot{B}_{vb}} \quad (6.16)$$

$$c_{vb} = c_e \quad (6.17)$$

Extração:

$$c_e = \frac{c_{va} \cdot (\dot{B}_{va} - \dot{B}_{vb}) + \dot{C}_{turbina}}{\dot{W}_e} \quad (6.18)$$

$$c_{vb} = c_{va} \quad (6.19)$$

Utilizando variações do programa do anexo E, foram obtidos os custos de vapor e de eletricidade conforme os dois métodos, podendo serem vistos na tabela abaixo:

Tabela 6.5 - Custos do vapor de baixa pressão e eletricidade na usina integrada com exportação de eletricidade

		Igualdade	Extração
c_{vb}	R\$/t	28,81	13,22
c_e	R\$/MWh	46,94	84,53

Observa-se que os custos de eletricidade obtidos são extremamente baixos (inferiores a R\$ 150,00 por MWh), independentemente dos critérios utilizados, o que corrobora a viabilidade econômica da cogeração da usina integrada.

6.5 AVALIAÇÃO DA REDUÇÃO DOS CUSTOS DE PRODUÇÃO DE ÓLEO VEGETAL E BIODIESEL

Com o uso da análise exergética, pode-se quantificar o custo de vapor e de eletricidade na produção de biodiesel e óleo vegetal de palma em sistemas de cogeração e obter qual seria o impacto desses na produção.

Nas tabelas 6.8, 6.9 e 6.10, pode-se observar o impacto desses na produção. Foram utilizados os programas dos anexos A, B, C e E e foram assumidas algumas hipóteses:

- todo vapor utilizado na unidade de extração de óleo de palma é consumido na produção do óleo vegetal, apesar de ser utilizado em outros subprodutos do cacho do dendê como o óleo de palmiste.
- a relação de produção de óleo vegetal e de óleo vegetal é 1:1. (TALENS et al., 2007)
- os dados utilizados na elaboração dos custos foram os mesmos utilizados no estudo de viabilidade.
- como a 2ª Opção não foi considerada viável em nenhum dos casos da análise de sensibilidade do estudo de viabilidade, esta não foi analisada.

Para elaboração dos custos dos equipamentos para a linha de base e para a usina integrada, foram utilizadas as tabelas 6.6 e 6.7 abaixo.

Tabela 6.6 - Custos da caldeira e para a turbina: Linha de base

Linha de base		
Caldeira 1		
Investimento	R\$	1.813.279
Taxa de juros BNDES	-	5,50%
Tempo de pagamento	anos	14
Fator de amortização	-	10,4%
Fator de O&M	-	10,0%
C _{caldeira}	R\$/ano	370.415
Fator de capacidade	-	0,8
C _{caldeira}	R\$/s	0,0147
Turbina		
Investimento	R\$	1.180.080
Taxa de juros BNDES	-	5,50%
Tempo de pagamento	anos	14
Fator de amortização	-	10,4%
Fator de O&M	-	10,0%
C _{turbina}	R\$/ano	241.066
Fator de capacidade	-	0,8
C _{turbina}	R\$/s	0,00956
Caldeira 2		
Investimento	R\$	2.366.163
Taxa de juros BNDES	-	5,50%
Tempo de pagamento	anos	14
fator de amortização	-	10,4%
fator de O&M	-	10,0%
C _{caldeira}	R\$/ano	483.358
Fator de capacidade	-	0,8
C _{caldeira}	R\$/s	0,0192
Caldeira da usina de biodiesel		
Investimento	R\$	765.600
Taxa de juros BNDES	-	5,50%
Tempo de pagamento	anos	14
fator de amortização	-	10,4%
fator de O&M	-	5,0%
C _{caldeira}	R\$/ano	118.116
Fator de capacidade	-	0,8
C _{caldeira}	R\$/s	0,00468

Tabela 6.7 - Custos da caldeira e para a turbina: 1ª Opção

1ª Opção		
Caldeira 1		
Investimento	R\$	2.107.430
Taxa de juros BNDES	-	5,50%
Tempo de pagamento	anos	14
Fator de amortização	-	10,4%
Fator de O&M	-	10,0%
C _{caldeira}	R\$/ano	430.504
Fator de capacidade	-	0,8
C _{caldeira}	R\$/s	0,0171
Turbina		
Investimento	R\$	1.180.080
Taxa de juros BNDES	-	5,50%
Tempo de pagamento	anos	14
Fator de amortização	-	10,4%
Fator de O&M	-	10,0%
C _{turbina}	R\$/ano	241.066
Fator de capacidade	-	0,8
C _{turbina}	R\$/s	0,00956
Caldeira 2		
Investimento	R\$	2.780.965
Taxa de juros BNDES	-	5,50%
Tempo de pagamento	anos	14
fator de amortização	-	10,4%
fator de O&M	-	10,0%
C _{caldeira}	R\$/ano	568.093
Fator de capacidade	-	0,8
C _{caldeira}	R\$/s	0,0225

Tabela 6.8 - Custos de vapor e de eletricidade na produção de óleo vegetal e de biodiesel

			Linha de base		1ª opção		3ª Opção	
			igualdade	extração	igualdade	extração	igualdade	extração
vapor	óleo vegetal	R\$/t-vapor	5,62	4,54	5,47	4,54	28,81	13,22
	biodiesel	R\$/t-vapor	139,6	139,6	5,47	4,54	28,81	13,22
eletricidade	óleo vegetal	R\$/MWh	13,12	45,50	12,46	40,55	46,94	84,53
	biodiesel	R\$/MWh	300,00	300,00	12,46	40,55	46,94	84,53

Tabela 6.9 - Consumo de vapor e de eletricidade na produção de óleo vegetal e de biodiesel

Consumo de eletricidade e vapor			
vapor	óleo	t-vapor/t-óleo	3,457
	biodiesel	t-vapor/t-biodiesel	0,577
eletricidade	óleo	MWh/t-óleo	0,136
	biodiesel	MWh/t-biodiesel	0,022

Tabela 6.10 - Custos de vapor e de eletricidade na produção de óleo vegetal e biodiesel

			Linha de base		1ª opção		3ª Opção	
			igualdade	extração	igualdade	extração	igualdade	extração
vapor	óleo vegetal	R\$/t-óleo	19,44	15,70	18,91	15,68	99,61	45,71
	biodiesel	R\$/t-biodiesel	80,55	80,55	3,16	2,62	16,62	7,63
eletricidade	óleo vegetal	R\$/t-óleo	1,78	6,17	1,69	5,50	6,37	11,47
	biodiesel	R\$/t-biodiesel	6,60	6,60	0,27	0,89	1,03	1,86
Total			108,37	109,02	24,02	24,69	123,63	66,66

Pode-se observar que houve uma redução drástica nos custos de geração de vapor e de eletricidade com a adoção das usinas integradas. Com a exportação de energia elétrica houve um aumento no custo de geração de vapor e de eletricidade. Este aumento nos custos não implica necessariamente em uma diminuição do viés econômico do empreendimento, já que haveria um aumento de receitas proveniente da exportação de energia elétrica.

7 ANÁLISE DE EMISSÕES DE GASES GERADORES DO EFEITO ESTUFA

Nesta seção do trabalho, será discutida a viabilidade ambiental da cogeração da usina integrada do ponto de vista do balanço das emissões de créditos-carbono.

Inicialmente, foi feita uma comparação das emissões equivalentes de CO₂ entre a usina integrada com exportação de energia elétrica (3ª Opção) e a linha de base adotada no estudo de viabilidade econômica, na qual a usina de extração se encontra fisicamente separada da usina de biodiesel.

Após esta análise, analisou-se como a usina integrada poderia reduzir as emissões em toda a cadeia de produção de biodiesel produzida do óleo de palma.

7.1 REDUÇÃO DE EMISSÕES DA USINA INTEGRADA

Em uma primeira análise, levaram-se em consideração os seguintes aspectos:

Emissões de linha de base:

- Emissões decorrentes do uso de combustíveis fósseis nas caldeiras da usina de biodiesel. Para o cálculo, basta multiplicar o consumo do diesel pelo seu fator de emissão.
- Emissões decorrentes do uso de energia elétrica da rede de origem fóssil pela usina de biodiesel. Para o cálculo, basta multiplicar o consumo de energia elétrica da rede pelo fator de emissão da energia elétrica do sistema brasileiro, que corresponde em linhas gerais quanto da energia elétrica brasileira tem origem não-renovável.

Emissões do projeto:

- Emissões decorrentes da queima da glicerina, em cuja composição há átomos de carbono de origem não renovável provenientes do metanol. Para o cálculo, levou-se em consideração a reação de transesterificação, na qual 1 molécula de óleo de palma com 54 carbonos reagem com 3 moléculas de metanol com 1 carbono cada,

resultando em 3 moléculas de metil-éster com 18 carbonos cada e uma molécula de glicerina com 3 carbonos. Com o balanço de massa de carbonos, chega-se a um valor de 5% de carbono que teve como origem o metanol para cada molécula de glicerina. Assim basta multiplicar o valor de 5% pela relação de massa entre metanol e CO₂, e pela vazão de glicerina.

Redução de emissões com a exportação de energia elétrica:

- Redução de emissões com a exportação de energia elétrica para a rede de origem renovável. Para tanto, basta multiplicar a exportação de energia elétrica da rede pelo fator de emissão da energia elétrica do sistema brasileiro de eletricidade.

O balanço de reduções de emissões é a soma das emissões de linha de base com a redução de emissões com a exportação de energia elétrica menos as emissões do projeto. Na equação abaixo, observa-se mais facilmente esta relação.

$$\text{Redução de Emissões} = \text{Emissões}_{\text{linha de base}} + \text{Redução de Emissões}_{\text{eletricidade}} - \text{Emissões}_{\text{projeto}} \quad (7.1)$$

Os cálculos, com a origem dos valores, estão mais bem descritos da tabela abaixo.

Tabela 7.1 - Redução de emissões da usina integrada de biodiesel com exportação de eletricidade em relação à usina de extração e de biodiesel fisicamente separadas.

Emissões de linha de base			
consumo de diesel	t-diesel/ano	1.753	calculado
fator de emissão do óleo diesel	t-CO ₂ /t-diesel	3,1200	CETESB (2007)
emissões de CO ₂	t-CO ₂ /ano	5.469	calculado
eletricidade consumida	MWh	1.100	calculado
fator de emissão da eletricidade	t-CO ₂ /MWh	0,2915	MCT (2007)
emissões de CO ₂	t-CO ₂ /ano	321	calculado
Emissões do projeto			
consumo de glicerina	t-glicerina/ano	9.500	calculado
percentual do C da glicerina do metanol	-	5%	calculado
fator de emissão do metanol	t-CO ₂ /t-metanol	0,786	Wicke et al. (2008)
emissões de CO ₂	t-CO ₂ /ano	373	calculado
Redução de emissões com exportação de eletricidade			
eletricidade exportada	MWh	11.790	calculado
fator de emissão de eletricidade	t-CO ₂ /MWh	0,2915	MCT (2007)
emissões de CO ₂	t-CO ₂	3.437	calculado
Redução de emissões			
emissões evitadas	t-CO₂	8.853	calculado

Com a cogeração com a exportação de eletricidade, evitam-se emissões de 8.853 toneladas equivalentes de gás carbônico para a atmosfera.

7.2 REDUÇÃO DE EMISSÕES EM COMPARAÇÃO À CADEIA DE PRODUÇÃO DO BIODIESEL

Em uma segunda análise, avaliou-se como essa redução obtida no item anterior impactaria as emissões de toda a cadeia de produção do biodiesel.

Reijnder et al. (2008) e Wicke et al. (2008) analisaram minuciosamente as emissões de gases geradores do efeito estufa na produção de biodiesel a partir do óleo de palma, chegando à conclusão de que a derrubada de florestas nativas sob qualquer hipótese traria muito mais emissões do que reduções, sendo aconselhado o uso somente de terras degradadas.

Com base nesses estudos, foram calculadas as emissões na cadeia produtiva.

Emissões de linha de base:

- Emissões pela substituição do diesel consumido nos meios de transporte e equipamentos. O óleo diesel tem origem fóssil e, na sua combustão, CO₂ é emitido para a atmosfera.
- Emissões pelo uso de óleo de palmiste (palm kernel oil - PKO) como surfactante. O óleo de palmiste é utilizado na indústria e sua utilização substitui óleos de origem fóssil que são queimados após sua utilização.
- Emissões pelo uso do resíduo do óleo de palmiste (palm kernel expeller - PKE) como ração animal. O resíduo do palmiste pode ser utilizado na fabricação de rações para uso animal e utiliza menos energia e vapor do que a produção de rações à base de soja.

Na tabela abaixo, mostram-se os cálculos necessários para o cálculo de emissões de linha de base.

Tabela 7.2 - Emissões de linha de base da cadeia produtiva do biodiesel

Emissões de linha de base			
Substituição do diesel			
produção de biodiesel	t-biodiesel/ano	50.000	projeto
aumento de consumo espec.	-	14%	Crookes (2006)
produção de diesel equivalente	t-biodiesel/ano	43.860	calculado
fator de emissão do biodiesel	t-CO ₂ /t-diesel	3,12	CETESB (2007)
emissões de CO ₂	t-CO ₂ /ano	136.842	calculado
Produção de surfactantes a partir do óleo de palmiste			
produção de AE PKO (surfactante do óleo de palmiste)	t-AE-PKO/t-PKO	1,7	Patel (1999) apud Wicke et al. (2008)
fator de emissão de AE PKO	t-CO ₂ /t-AE PKO	2,4	Patel (1999) apud Wicke et al. (2008)
fator de emissão de AE mix (surfactante de origem fóssil)	t-CO ₂ /t-AE mix	3,4	Patel (1999) apud Wicke et al. (2008)
porcentagem mássica	t-PKO/t-biodiesel	0,102	Wicke et al. (2008)
produção de biodiesel	t-biodiesel	50.000	projeto
produção de PKO	t-PKO/ano	5.100	calculado
emissões de CO ₂	t-CO ₂ /ano	8.670	calculado
Consumo de resíduo do palmiste como ração animal			
fator de emissão do PKE	kg-CO ₂ /t-PKE	155	Wicke et al. (2008)
fator de emissão da soja	kg-CO ₂ /t-soja	550	Patel (1999) apud Wicke et al. (2008)
produção de PKE	t-PKE/t-biodiesel	0,13	Wicke et al. (2008)
produção de biodiesel	t-biodiesel/ano	50.000	projeto
produção de PKE	t-PKE/ano	6.500	calculado
emissões de CO ₂	t-CO ₂ /ano	2.568	calculado
emissões totais	t-CO₂	148.080	calculado

Emissões do projeto:

- Emissões do uso de fertilizantes na lavoura. Na fabricação de uréia e de sulfato de amônia é utilizada uma grande quantidade de energia. Além disso, parte desses fertilizantes se decompõe em N₂O, que é um causador do efeito estufa. Foi considerada uma área de plantação de 16.667 hectares, o que corresponde a uma produtividade de 3 toneladas de óleo de palma por hectare por ano para uma produção anual de 50.000 toneladas de biodiesel.

- Emissões do uso do óleo diesel em máquinas e tratores. Aqui são computadas as emissões decorrentes da combustão de óleo diesel, utilizado nestes equipamentos necessários à plantação. Considerou-se que óleo diesel não contém nenhuma parte de biodiesel, adotando-se uma postura conservadora.

- Emissões provenientes do catalisador (NaOH) e do metanol utilizado. Na produção de NaOH, utiliza-se combustível energia de origem não renovável e o metanol é produzido a partir do gás natural.
- Emissões decorrentes da liberação de metano da vinhaça do óleo de palma em lagoas anaeróbias. O efluente da palma, antes de ser utilizado da fertiirrigação, se degrada em lagoas anaeróbias gerando biogás com teor de metano de 45-65%, cujo potencial de efeito estufa é 21 vezes maior do que o gás carbônico. Esse biogás gerado poderia ser utilizado como combustível adicional nas caldeiras de biomassa, mas essa possibilidade não foi avaliada.
- Emissões decorrentes do uso de combustíveis fósseis nas caldeiras da usina de biodiesel já calculadas anteriormente.
- Emissões decorrentes do transporte do biodiesel até os centros consumidores
- Emissões decorrentes do uso de energia elétrica da rede de origem fóssil pela usina de biodiesel já calculadas anteriormente.

Na tabela abaixo, estão pormenorizadas as emissões de cada fonte.

Tabela 7.3 - Emissões do projeto da cadeia produtiva do biodiesel

Emissões do projeto			
Uso de fertilizantes			
sulfato de amônia	kg-N/hc/ano	70	Wicke et al. (2008)
uréia	kg-N/hc/ano	79	Wicke et al.(2008)
sulfato de amônia	kg-CO ₂ /kg-N	2,7	Ecoinvent (2004) apud Wicke et al. (2008)
uréia	kg-CO ₂ /kg-N	1,3	Wood et al. (2007) apud Wicke et al. (2008)
emissões do sulfato	t-CO ₂ /ano	3.150	calculado
emissões de uréia	t-CO ₂ /ano	1.712	calculado
N ₂ O	kg-N ₂ O/t-N	10	IPCC (2006)
Potencial de efeito estufa	t-N ₂ O/t-CO ₂	310	UNFCC (2008)
Emissões de N ₂ O	t-CO ₂ /ano	7.698	calculado
emissões somadas	t-CO ₂ /ano	12.560	calculado
Consumo de óleo diesel na plantação			
consumo de diesel	GJ/hc/ano	3,2	Schmidt (2007) apud Wicke et al. (2008)
PCI do diesel	MJ/kg	42,636	Crookes (2006)
diesel	t-diesel/hc/ano	0,075	calculado
fator de emissão do diesel	t-CO ₂ /t-diesel	3,12	CETESB (2007)
emissões de CO ₂	t-CO ₂ /ano	3.903	calculado
Uso de reagentes			
vazão de NaOH	kg-NaOH/t-biodiesel	6	Wicke et al. (2008)
vazão de metanol	kg-metanol/t-biodiesel	100	calculado
NaOH	kg-CO ₂ /kg-NaOH	1,2	PRé (2008) apud Wicke et al. (2008)
fator de emissão do metanol	t-CO ₂ /t-metanol	0,786	Ecoinvent (2004) apud Wicke et al. (2008)
produção de biodiesel	t-biodiesel/ano	50.000	projeto
Emissões de CO ₂	t-CO ₂ /ano	4.290	calculado
Efluente da palma			
emissões de CH ₄	kg-CH ₄ /hc/ano	40	Reijnders et al. (2008)
potencial de efeito estufa	t-CO ₂ /t-CH ₄	24,5	Reijnders et al. (2008)
emissões de CO ₂	t-CO ₂ /ano	16.334	calculado
Transporte			
distância até o consumo	km	1500	estimado
consumo no transporte	km/litro-diesel	2,5	estimado
consumo no transporte	litro-diesel	600	calculado
capacidade do caminhão	litro-biodiesel	23.000	calculado
densidade do biodiesel	kg/litro-biodiesel	0,86	CETEC (2006) apud Suarez (2006)
produção de biodiesel	t-biodiesel/ano	50.000	calculado
viagens necessárias	/ano	2.528	calculado
consumo de diesel	litro-diesel/ano	1.516.684	calculado
densidade do diesel	kg/litro-diesel	0,85	CETESB (2007)
consumo de diesel	kg-diesel/ano	1.289.181	calculado

Tabela 7.3 - continuação

fator de emissão do diesel	t-CO ₂ /t-diesel	3,12	CETESB (2007)
emissões de CO ₂	t-CO ₂ /ano	4.022	calculado
Consumo de eletricidade e vapor			
consumo de diesel	t/ano	1.753	calculado
fator de emissão do óleo diesel	t-CO ₂ /t-diesel	3,1200	CETESB (2007)
emissões de CO ₂	t-CO ₂ /ano	5.469	calculado
eletricidade consumida	MWh/ano	1.100	calculado
fator de emissão da eletricidade	t-CO ₂ /MWh	0,2915	MCT (2007)
emissões de CO ₂	t-CO ₂ /ano	321	calculado
emissões totais	t-CO₂/ano	41.430	calculado

À parte, foram calculadas as emissões decorrentes das plantações de palma. Isso pode ocasionar em um aumento das emissões de gases geradores do efeito estufa se a área plantada para a produção de biodiesel foi obtida a partir da derrubada da floresta amazônica por meio de queimadas, que liberam para o ar carbono fixado nas plantas e no solo, ou, em uma diminuição de emissões se a área plantada era anteriormente uma área degradada, no qual só existiam gramíneas ou agricultura. Foi considerado um prazo de 100 anos de diluição dessas emissões, já que provavelmente o óleo diesel já terá acabado e, deste modo, as emissões de linha de base perderiam o sentido.

Na tabela abaixo, mostram-se os cálculos para tanto.

Tabela 7.4 - Emissões decorrentes da plantação da palma

Emissões relacionadas à plantação			
Derrubada de florestas com queimadas (100 anos)			
tempo de análise	anos	100	calculado
área plantada	hc	16.667	calculado
carbono em florestas	t-C/hc	235	Henson (2005) apud Reijnders et al. (2008)
carbono com a palma	t-C/hc	48	Palm et al. (1999) apud Reijnders et al. (2008)
perda	t-C/hc	187	calculado
emissões de CO ₂	t-CO ₂	11.428.006	calculado
emissões de CO ₂	t-CO ₂ /ano	114.280	calculado
Plantação da palma em áreas degradadas (100 anos)			
carbono em terras degradadas	t-C/hc	2,48	Ishikuza et al. (2005) apud Wicke et al. (2008)
ganho totais	t-C/hc	184,52	calculado
emissões totais	t-CO ₂	11.276.448	calculado
redução de emissões	t-CO ₂ /ano	112.764	calculado
Derrubada de florestas-impacto no solo (100 anos)			
carbono abaixo do solo	t-C/hc/ano	0,07	Reijnders et al. (2008)
emissões	t-CO ₂ /ano	4.278	calculado
Emissões de projeto com a derrubada de florestas	t-CO₂/ano	118.558	calculado
Fixação de carbono com o uso de terras degradadas	t-CO₂/ano	112.764	calculado

Subtraindo-se das emissões de linha de base do ciclo de produção do biodiesel as emissões de projeto, foram calculadas na tabela abaixo as reduções de emissões com a derrubada de florestas ou com o uso de terras degradadas na plantação da palma.

Tabela 7.5 - Emissões evitadas na cadeia do biodiesel para usinas de extração e de biodiesel separadas

Total de emissões evitadas			
Cadeia do biodiesel com a derrubada de florestas			
emissões evitadas	t-CO ₂ /ano	-11.908	calculado
Cadeia do biodiesel com o uso de terras degradadas			
emissões evitadas	t-CO ₂ /ano	219.414	calculado

Para se avaliar a redução de emissões em toda a cadeia com a implantação da cogeração, somam-se aos valores da Tabela 7.5 as reduções obtidas na tabela 7.1.

Tabela 7.6 - Emissões evitadas na cadeia do biodiesel com a usina integrada

Total de redução de emissões			
Cadeia do biodiesel com a derrubada de florestas com cogeração e exportação de eletricidade			
emissões evitadas	t-CO ₂ /ano	-3.055	calculado
Cadeia do biodiesel com o uso de terras degradadas e com exportação de eletricidade			
emissões evitadas	t-CO ₂ /ano	228.268	calculado

Pode se observar como a usina integrada de biodiesel é mais ecologicamente correta do ponto de vista das emissões de efeito estufa, traduzindo em uma redução de emissões equivalentes de CO₂ de 4,03% na cadeia do biodiesel.

Mesmo com essa redução, a derrubada de florestas principalmente com o uso de queimadas não pode ser considerada ambientalmente correta já que uma grande parte quantidade de carbono está fixada na matéria orgânica da vegetação.

8 CONCLUSÕES

A palma pode se uma alternativa viável do ponto de vista econômico para a produção de biodiesel devido à grande disponibilidade de terras e à alta produtividade. As unidades de extração de óleo vegetal atualmente são muito ineficientes do ponto de vista energético por utilizarem turbinas de contrapressão na geração de energia elétrica e não aproveitarem toda a biomassa disponível.

Com a crescente produção de biodiesel, serão construídas novas plantas de biodiesel e estas poderão ser integradas às unidades de extração de óleo por meio da cogeração. Com isso, encontrar-se-ia uma destinação final para a glicerina por meio da sua combustão.

Com o estudo de caso da planta integrada, verificou-se a exportação de energia para a rede de 11.790 kW, sendo que esta potência pode ser exportada quase o ano inteiro, já que a palma não é uma cultura sazonal. Verificou-se a viabilidade econômica da planta integrada sem exportação da energia elétrica. Com exportação de energia elétrica, também foi comprovada a viabilidade econômica do empreendimento com o uso do método da Taxa de Retorno Incremental. Com o uso da análise exérgica, corroborou-se a viabilidade econômica da exportação de energia elétrica, além de serem encontrados os custos de eletricidade e de vapor na produção de óleo vegetal e de biodiesel.

Analisando-se o ciclo de carbono na produção do biodiesel a partir do óleo de palma, comprovou-se a viabilidade ambiental quando são utilizadas terras degradadas de floresta para a sua plantação. A cogeração contribuiu com um aumento do superávit de carbono de 4,03% na cadeia de produção de biodiesel.

Como sugestão para a elaboração de futuros trabalhos, seria interessante uma investigação mais detalhada da combustão da glicerina em caldeiras e de alternativas como a gaseificação de da glicerina e da biomassa. Além disso, seria interessante se analisar como a integração conseguiria reduzir custos operacionais não relacionados à energia.

REFERÊNCIAS

ARREDONDO, H.I.V., BENJUMEA, P.N. e OLIVEIRA JÚNIOR, S. *Seminário de Análise Exergética do processo de obtenção de biodiesel a partir do óleo da palma*, Universidade de São Paulo e Universidad Nacional de Colômbia, 2007

ARRIETA, F.R.P., TEIXEIRA, F.N., YÁÑEZ, E., LORA, E. e CASTILLO, E. Cogeneration Potential in the Columbian palm oil industry, *Biomass and Bioenergy*, 2007, vol. 31, p. 503-511.

BIODIESELBR, Revista sobre biodiesel, *Agrenco inaugura unidade para biodiesel e co-geração*, [on-line], 2008, [2008-03-11]. Disponível em: <<http://www.biodieselbr.com/noticias/biodiesel/agrenco-inaugura-unidade-biodiesel-co-geracao-11-03-08.htm>>

BRITO, T.D. *Competividade e sustentabilidade no agronegócio: o caso do óleo de palma*, Universidade Federal do Mato Grosso do Sul, 2006, 172 p., Dissertação de mestrado em agronegócio

CETESB, Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental, *Ficha de Informação de Produtos Químicos* [on-line], 2001, [2008-04-13]. Disponível em: <[http://www.cetesb.sp.gov.br/emergencia/produtos/ficha_completa1.asp?consulta=G LICERINA](http://www.cetesb.sp.gov.br/emergencia/produtos/ficha_completa1.asp?consulta=GLICERINA)>

CETESB, Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental, *Inventário de Emissões de CO₂ - Manual de Preenchimento* [on-line]. 2007. [2008-10-31]. Disponível em: <http://www.cetesb.sp.gov.br/emissoresco/Manual_de_Preenchimento.pdf>

CROOKES, R. J. Comparative bio-fuel performance of internal combustion engines. *Biomass and Bioenergy*, 2006, vol. 30, p. 461-468.

ENERGY SYSTEMS & SOLUTIONS, *Konzept zur thermischen Nutzung von Glycerin / Schleimstoff in ES+S – Wirbelschichtverbrennungsanlagen* [on-line]. 2007. [2008-05-17]. Disponível em: <<http://www.wirbelschichtverbrennung.de/Material/Glycerin20therm.%20Nutzung%20%20%20Mai%202007.pdf>>

EPA, Environmental Protection Agency, “*Toxicological Review of Acrolein*”, CAS No. 107-02-8, EPA/635/R-03/003, [on-line], 2003, [2008-11-03]. Disponível em: <http://www.epa.gov/iris/toxreviews/0364-tr.pdf>

EPPLE, B. *Skript zur Vorlesung: Energiesysteme I*, Technische Universität Darmstadt, 2006, 124 p.

EPE, Empresa de Pesquisa Energética, *1º Leilão de energia de reserva de biomassa – definição do preço inicial*, 2008, Ministério das Minas e Energia. 13 p.

HUSAIN, Z., ZAINAL, Z.A. e ABDULLAH, M.A.Z. Analysis of biomass-residue-based cogeneration system in palm oil mills, *Biomass and Bioenergy*, 2003, vol. 24, p. 117-124.

IPCC, Intergovernmental Panel on Climate Change, *Guidelines for National Greenhouse Gas Inventories, Agriculture, Forestry and Other Land Use* [on-line], 2006, vol. 4, [2008-10-31]. Disponível em: <<http://www.ipcc-nggip.iges.or.jp/public/2006gl/vol4.html>>

KING BUILT [on-line]. [2008-04-13]. Disponível em: <<http://www.kingbuilt.com/>>

LIMA, S.M. *Desempenho da cadeia produtiva do dendê na Amazônia Legal*, Convênio SUDAM/ Fundação do Desenvolvimento da UFPE, 2000, 151 p.

LURGI, *Aplicações do Biodiesel* [on-line], 2005, 78 p. [2008-04-13]. Disponível em: <http://www.ahkbrasil.com/upload_arq/FritzThurm-Lurgi.pdf>

MCT, Ministério da Ciência e Tecnologia, *Fatores de Emissão de CO₂ de acordo com a ferramenta metodológica : “Tool to calculate the emission factor for an electricity system” aprovada pelo Conselho Executivo do MDL* [on-line], 2007, [2008-10-31]. Disponível em:

<<http://www.mct.gov.br/index.php/content/view/74691.html>>

METZGER, B. *Glycerol Combustion* [on-line], North Carolina State University, 2007, 45 p. Dissertação de mestrado em engenharia mecânica, [2008-11-03]. Disponível em: <www.lib.ncsu.edu/theses/available/etd-07312007-153859/unrestricted/etd.pdf>

MONTEIRO, K.F.G., SILVA, A.R.F., SOUZA, C.T., CONCEIÇÃO, E.R. e PALHETA, R.P. *O Cultivo do Dendê como Alternativa de Produção para a Agricultura Familiar e sua Inserção na Cadeia do Biodiesel no Estado do Pará* [on-line], 2006, [2008-04-13]. Disponível em: <www.biodiesel.gov.br/docs/congressso2006/agricultura/CultivoDende.pdf>

OLIVEIRA JÚNIOR, S. *Fundamentos da análise exergética e termoeconômica de processos de conversão de energia*, 2006, Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, Departamento de Engenharia Mecânica

ORGADEM, *Organização de apoio ao Desenvolvimento dos Municípios* [on-line]. [2008-05-09]. Disponível em: <<http://www.orgadem.org.br/noticias/folha105012007.htm>>

PRASERTSAN, S. e PRASERTSAN P. Biomass Residues from palm oil mills in Thailand: an Overview on quantity and potential usage, *Biomass and Bioenergy*, 1996, vol. 11, p. 387-395

REIJNDERS, L. e HUIJBREGTS, M. A. J. Palm oil and the emission of carbon-based greenhouse gases, *Journal of Cleaner Production*, 2008, vol. 16, p. 477-482

REVISTA ENGENHARIA, *Maximização da geração elétrica a partir do bagaço e palha em usina de açúcar e álcool*, 2007, vol.583, p.88-95

SALA LIZARRAGA, J. M. *Cogeneracion: aspectos termodinámicos, tecnológicos y económicos*, 1999.

SUAREZ, P. A. Z. *O óleo de mamona como matéria-prima para o biodiesel* [on-line], 2006, [2008-10-31]. Disponível em: <<http://www.biodieselbr.com/colunistas/suarez/oleo-mamona-materia-prima-biodiesel.htm>>

SZARGUT, J., MORRIS, D. R. e STEWARD, F. R. *Exergy Analysis of Thermal, Chemical and Metallurgical Processes*, Hemisphere Pub Co., N. Y., 1988

TALENS, L., VILLALBA, G. e GABARREL, X. Exergy analysis applied to biodiesel production, *Resources, Conservation and Recycling*, 2007, vol. 51, p. 397–407.

TGM TURBINAS [on-line].[2008-04-13]. Disponível em: <<http://www.tgmturbinas.com.br/>>

UNFCCC, United Nations Framework Convention on Climate Change, *Baseline Methodology for decomposition of N₂O from existing adipic acid production plants - Version 2.2* [on-line], 2008, [2008-10-31], Disponível em: <<http://cdm.unfccc.int/methodologies/PAmethodologies/approved.html>>

WICKE, B., DORNBURG, V., JUNGINGER, M. e FAAIJ, A. Different palm oil production systems for energy purposes and their greenhouse gas implications, *Biomass and Bioenergy*, 2008

YACOB, S. Progress & challenges in utilization of palm biomass, *Advanced Agriecological Research*, [on-line], 2008, [2008-11-12], Disponível em: <http://www.jst.go.jp/asts/asts_j/files/ppt/15_ppt.pdf>

ZAMBONI, L. M. *Avaliação comparativa de sistemas híbridos de cogeração a gás natural e bagaço de cana*, Universidade de São Paulo, 2005, 96 p., Dissertação de mestrado em engenharia mecânica

ANEXO A – programa: unidade de extração de óleo

```

Fibra_FFB=0,135
PCI_Fibra=18900 [kJ/kg]
Oleo_FFB=0,188{ 18%-21%-Colombia, Malásia}

m_dot_Biodiesel=50000000[kg]/3600/24/365/0,8[s]
m_dot_Oleo=m_dot_Biodiesel
Q_dot_Fibra=m_dot_FFB*Fibra_FFB*PCI_Fibra
m_dot_FFB=m_dot_Oleo/Oleo_FFB
m_Oleo_ano=50000000[kg]

Produtividade=3000
Area=m_Oleo_ano/Produtividade

{ Caldeira}

eta_boiler=0,85

P[1]= P[4]
T[1]=T[4]

P[2]=2200/0,97 [kPa] {P de saida da caldeira}
T_sat_1=T_sat(Water;P=2200)

T[2]=300[C]{T saida da caldeira}

h[1]=Enthalpy(Water;T=T[1];x=0)
h[2]=Enthalpy(Steam;T=T[2];P=P[2])

s[1]=Entropy(Water;T=T[1];x=0)
s[2]=Entropy(Steam;T=T[2];P=P[2])

Q_dot=m_dot_agua*(h[2]-h[1])
m_dot_agua_hora=m_dot_agua*3600

h_delta_disponivel=h[5]-h[1]
h_delta_FFB=Enthalpy(Steam;T=135;x=1)-Enthalpy(Steam;T=135;x=0)
correcao_FFB=h_delta_FFB/h_delta_disponivel
m_dot_agua_total=Consumo_vapor_FFB*m_dot_FFB*correcao_FFB

Q_dot_comb_caldeira_1=Q_dot/eta_boiler
m_dot_Fibra_caldeira_1=Q_dot_comb_caldeira_1/PCI_Fibra

{ Caldeira adicional}

m_dot_agua_2=m_dot_agua_total-m_dot_agua
Q_dot_comb_caldeira_2=(m_dot_agua_2)*h_delta_disponivel/eta_boiler
m_dot_Fibra_caldeira_2=Q_dot_comb_caldeira_2/PCI_Fibra
m_dot_caldeira_adicional_hora=(m_dot_agua_2)*3600

{Turbina}

P[3]=0,97*P[2] {0,97 é a queda de pressao no vapor até a turbina}
T[3]=T[2]
h[3]=Enthalpy(Steam;T=T[3];P=P[3])
s[3]=Entropy(Steam;T=T[3];P=P[3])

```

$$s[4]=s[3]$$

$$T[4]=T_{\text{sat}}(\text{Steam}; P=250)$$

$$x[4]=\text{Quality}(\text{Steam}; T=T[4]; s=s[4])$$

$$h[4]=\text{Enthalpy}(\text{Steam}; T=T[4]; x=x[4])$$

$$P[4]=P_{\text{sat}}(\text{Steam}; T=T[4])$$

$$P[5]=P[4]$$

$$x[5]=\text{Quality}(\text{Steam}; T=T[4]; h=h[5])$$

$$\eta_{\text{isoentropico_1a_turbina}}=0,85$$

$$\eta_{\text{isoentropico_1a_turbina}}=(h[3]-h[5])/(h[3]-h[4])$$

$$W_{\text{dot_1a_turbina}}=m_{\text{dot_agua}}*(h[3]-h[5])$$

$$\eta_{\text{gerador}}=0,99 \{ \text{perdas no gerador} \}$$

$$\eta_{\text{autoconsumo}}=0,98 \{ \text{perdas na bombas de alimentação e auto consumo} \}$$

$$\eta_{\text{turbina}}=0,99 \{ \text{perda nos mancais} \}$$

$$\eta_{\text{total}}=\eta_{\text{gerador}}*\eta_{\text{autoconsumo}}*\eta_{\text{turbina}}$$

$$W_{\text{dot_eletrico}}=(W_{\text{dot_1a_turbina}})*\eta_{\text{total}} \{ \text{Potencia eletrica} \}$$

$$\{ \text{Extração da Turbina} \}$$

$$\text{Consumo_vapor_FFB}=650 \text{ [kg]}/1000 \text{ [kg]} \{ 550-750 \text{ kg /tFFB-Malasia} \}$$

$$Q_{\text{dot_consumo_FFB}}=m_{\text{dot_agua}}*(h[5]-h[1])$$

$$\{ \text{Consumo elétrico} \}$$

$$\text{Consumo_eletrico_FFB}=25,5 \text{ [kWh]}/1000 \text{ [kg]} \{ 17-38 \text{ kWh/tFFB-Malasia} \}$$

$$W_{\text{dot_consumo_extracao_oleo}}=\text{Consumo_eletrico_FFB}*m_{\text{dot_FFB}}*3600 \text{ [s]}$$

$$W_{\text{dot_exportacao}}=W_{\text{dot_eletrico}}-W_{\text{dot_consumo_extracao_oleo}}$$

$$W_{\text{dot_exportacao}}=0$$

$$\eta_{\text{cogen}}=(W_{\text{dot_consumo_extracao_oleo}}+Q_{\text{dot_consumo_FFB}}+W_{\text{dot_exportacao}})/Q_{\text{dot}}$$

$$\{ \text{Exergia} \}$$

$$T_o=25 \text{ [C]}$$

$$p_o=101,3 \text{ [kPa]}$$

$$h_o=\text{Enthalpy}(\text{Water}; T=T_o; P=p_o)$$

$$s_o=\text{Entropy}(\text{Water}; T=T_o; P=p_o)$$

$$b_{\text{va}}=(h[2]-h_o-T_o*(s[2]-s_o))$$

$$B_{\text{dot_va}}=m_{\text{dot_agua}}*b_{\text{va}}$$

$$\{ \text{Custo de exergia} \}$$

$$C_{\text{dot_caldeira_1}}=0,0147$$

$$C_{\text{dot_turbina}}=0,00956$$

$$\{ \text{cana} \}$$

$$Z_{\text{C_bag}}=0,4837$$

$$Z_{\text{H2_bag}}=0,0653$$

$$Z_{\text{N2_bag}}=0$$

$$Z_{\text{O2_bag}}=0,4510$$

$PCI_bag=7673$
 $L_agua=2442$
 $Z_agua_bag=0,5$
 $b_agua=50$

$beta_bag=(1,0412+0,2160*(Z_H2_bag/Z_C_bag)-$
 $0,2499*(Z_O2_bag/Z_C_bag)*(1+0,7884*(Z_H2_bag/Z_C_bag))-0,0450*(Z_N2_bag/Z_C_bag))/(1-$
 $0,3035*(Z_O2_bag/Z_C_bag))$
 $b_bag=beta_bag*(PCI_bag+L_agua*Z_agua_bag)+b_agua*Z_agua_bag$

{Fibra}

$Z_C_Fibra=0,4815$
 $Z_H2_Fibra=0,0775$
 $Z_N2_Fibra=0$
 $Z_O2_Fibra=0,408$

$beta_Fibra=(1,0412+0,2160*(Z_H2_Fibra/Z_C_Fibra)-$
 $0,2499*(Z_O2_Fibra/Z_C_Fibra)*(1+0,7884*(Z_H2_Fibra/Z_C_Fibra))-$
 $0,0450*(Z_N2_Fibra/Z_C_Fibra))/(1-0,3035*(Z_O2_Fibra/Z_C_Fibra))$

$Z_agua_Fibra=0,4$
 $b_Fibra=beta_Fibra*(PCI_Fibra+L_agua*Z_agua_Fibra)+b_agua*Z_agua_Fibra$

{Custo do combustível}

$c_comb=17,5/(b_bag*1000)$

{Custo para o vapor de alta pressão}

$c_va=(c_comb*B_dot_comb_caldeira_1+C_dot_caldeira_1)/B_dot_va$

{Custo para o vapor de baixa pressão}

$b_vb=(h[4]-h_o-To*(s[4]-s_o))$
 $B_dot_vb=(m_dot_agua)*b_vb$

$W_dot_e=W_dot_eletrico$

{Critério da igualdade}

$c_e=(c_va*B_dot_va+C_dot_turbina)/(W_dot_e+B_dot_vb)$
 $c_vb=c_e$

$h[7]=Enthalpy(Steam;T=135;x=0)$
 $c_vb_ton=c_vb*(h[4]-h[7])*1000$

$B_dot_comb_caldeira_1=m_dot_Fibra_caldeira_1*(b_Fibra*Fibra_FFB)$

{Caldeira adicional}

$C_dot_caldeira_2=0,0192$

$h_caldeira_2=Enthalpy(Steam;T=135;x=1)$
 $s_caldeira_2=Entropy(Steam;T=135;x=1)$

$b_va_caldeira_2=(h_caldeira_2-h_o-To*(s_caldeira_2-s_o))$

$$B_dot_va_caldeira_2=m_dot_agua_2*b_va_caldeira_2$$

$$c_va_caldeira_2=(c_comb*B_dot_comb_caldeira_2+C_dot_caldeira_2)/B_dot_va_caldeira_2$$

$$c_va_caldeira_2_ton=c_va_caldeira_2*(h_caldeira_2-h[7])*1000$$

$$B_dot_comb_caldeira_2=m_dot_Fibra_caldeira_2*(b_Fibra*Fibra_FFB)$$

{Custo em unidades convencionais}

$$c_e_MWh=c_e/2,777E-7$$

$$custo_vapor_ton=((c_vb_ton*m_dot_agua)+(c_va_caldeira_2_ton*m_dot_agua_2))/m_dot_agua_total$$

$$custo_vapor_Oleo=((c_vb_ton*m_dot_agua)+(c_va_caldeira_2_ton*m_dot_agua_2))/m_dot_agua_total*Consumo_vapor_FFB/Oleo_FFB$$

$$custo_eletricidade_Oleo=c_e_MWh*Consumo_eletrico_FFB/Oleo_FFB$$

ANEXO B – programa: usina de biodiesel

```

PCI_Glicerina=19000 [kJ/kg]
m_dot_Biodiesel=50000000[kg]/3600/24/365/0,8[s]

m_dot_Oleo=m_dot_Biodiesel
m_dot_Glicerina=m_dot_Oleo*0,19
m_Oleo_ano=50000000[kg]

Produtividade=3000
Area=m_Oleo_ano/Produtividade

{Caldeira}

eta_boiler=0,85

Q_dot_Glicerina=PCI_Glicerina*m_dot_Glicerina

h[1]=Enthalpy(Steam;T=120;x=0)
h[2]=Enthalpy(Steam;T=120;x=1)
s[2]=Entropy(Steam;T=120;x=1)

{correcao da qtd. de vapor}

Consumo_vapor_Biodiesel=577 [kg]/1000 [kg]
m_dot_vapor_Biodiesel=Consumo_vapor_Biodiesel*m_dot_Biodiesel
m_dot_vapor_hora=m_dot_vapor_Biodiesel*3600

Q_dot_consumo_Biodiesel=m_dot_vapor_Biodiesel*(h[2]-h[1])

{Caso se utilize caldeira elétrica}

eta_boiler_eletrico=0,95
Q_dot_consumo_Biodiesel_1=Q_dot_consumo_Biodiesel/eta_boiler_eletrico

r=m_dot_diesel_caldeira/m_dot_biodiesel

{Custo}

Consumo_eletrico_Biodiesel=22[kWh]/1000 [kg]{Talens}
W_dot_consumo_biodiesel=Consumo_eletrico_Biodiesel*m_dot_Biodiesel*3600 [s]

PCI_diesel=10200*4,18 [kJ/kg]
m_dot_diesel_caldeira=Q_dot_consumo_Biodiesel/PCI_diesel/eta_boiler
m_dot_diesel_caldeira_ano=3600*24*365*0,8*m_dot_diesel_caldeira

{Exergia}

To=25 [C]
po=101,3 [kPa]

ho=Enthalpy(Water;T=To;P=po)
so=Entropy(Water;T=To;P=po)

b_va=(h[2]-ho-To*(s[2]-so))
B_dot_va=m_dot_vapor_Biodiesel*b_va

```

{Custo da exergia}

$C_{\dot{\text{caldeira}}} = 0,00468$

{Custo para o vapor de baixa pressão}

$c_{\text{va}} = (c_{\text{comb}} \cdot B_{\dot{\text{comb}}} + C_{\dot{\text{caldeira}}}) / B_{\dot{\text{va}}}$

$c_{\text{comb}} = 2,47 / b_{\text{diesel}}$

$b_{\text{diesel}} = 44980$

$c_{\text{va_ton}} = c_{\text{va}} \cdot (h[2] - h[1]) \cdot 1000$

$B_{\dot{\text{comb}}} = m_{\dot{\text{diesel_caldeira}}} \cdot b_{\text{diesel}}$

$c_{\text{e_MWh}} = 300$

$\text{custo_vapor_Biodiesel} = c_{\text{va_ton}} \cdot \text{Consumo_vapor_Biodiesel}$

$\text{custo_eletricidade_Biodiesel} = c_{\text{e_MWh}} \cdot \text{Consumo_eletrico_Biodiesel}$

ANEXO C – programa: unidade de extração de óleo integrada à usina de biodiesel

```

Fibra_FFB=0,135
PCI_Fibra=18900 [kJ/kg]
Oleo_FFB=0,188{ 18%-21%-Colombia, Malásia}

m_dot_Biodiesel=50000000[kg]/3600/24/365/0,8[s]
m_dot_Oleo=m_dot_Biodiesel
Q_dot_Fibra=m_dot_FFB*Fibra_FFB*PCI_Fibra
m_dot_FFB=m_dot_Oleo/Oleo_FFB
m_Oleo_ano=50000000[kg]

Produtividade=3000
Area=m_Oleo_ano/Produtividade

{ Caldeira}

eta_boiler=0,85

P[1]= P[4]
T[1]=T[4]

P[2]=2200/0,97 [kPa] {P de saida da caldeira}
T_sat_1=T_sat(Water;P=2200)

T[2]=300[C]{T saida da caldeira}

h[1]=Enthalpy(Water;T=T[1];x=0)
h[2]=Enthalpy(Steam;T=T[2];P=P[2])

s[1]=Entropy(Water;T=T[1];x=0)
s[2]=Entropy(Steam;T=T[2];P=P[2])

Q_dot=m_dot_agua*(h[2]-h[1])
m_dot_agua_hora=m_dot_agua*3600

h_delta_disponivel=h[5]-h[1]
h_delta_FFB=Enthalpy(Steam;T=135;x=1)-Enthalpy(Steam;T=135;x=0)
h_delta_Biodiesel=Enthalpy(Steam;T=120;x=1)-Enthalpy(Steam;T=120;x=0)
correcao_FFB=h_delta_FFB/h_delta_disponivel
correcao_Biodiesel=h_delta_Biodiesel/h_delta_disponivel
m_dot_agua_total=m_dot_vapor_FFB+m_dot_vapor_Biodiesel

Q_dot_comb_caldeira_1=Q_dot/eta_boiler
m_dot_Fibra_caldeira_1=Q_dot_comb_caldeira_1/PCI_Fibra

{ Caldeira adicional}

m_dot_agua_2=m_dot_agua_total-m_dot_agua
Q_dot_comb_caldeira_2=(m_dot_agua_2)*h_delta_disponivel/eta_boiler
m_dot_Fibra_caldeira_2=Q_dot_comb_caldeira_2/PCI_Fibra
m_dot_caldeira_adicional_hora=(m_dot_agua_2)*3600

{ Turbina}

```

```

P[3]=0,97*P[2] {0,97 é a queda de pressao no vapor até a turbina}
T[3]=T[2]
h[3]=Enthalpy(Steam;T=T[3];P=P[3])
s[3]=Entropy(Steam;T=T[3];P=P[3])

s[4]=s[3]

T[4]=T_sat(Steam;P=250)
x[4]=Quality(Steam;T=T[4];s=s[4])
h[4]=Enthalpy(Steam;T=T[4];x=x[4])

P[4]=P_sat(Steam;T=T[4])
P[5]=P[4]
x[5]=Quality(Steam;T=T[4];h=h[5])

eta_isoentropico_1a_turbina=0,85
eta_isoentropico_1a_turbina=(h[3]-h[5])/(h[3]-h[4])

W_dot_1a_turbina=m_dot_agua*(h[3]-h[5])

eta_gerador=0,99{perdas no gerador}
eta_autoconsumo=0,98{perdas na bombas de alimentação e auto consumo}
eta_turbina=0,99{perda nos mancais}
eta_total=eta_gerador*eta_autoconsumo*eta_turbina

W_dot_eletrico=(W_dot_1a_turbina)*eta_total{Potencia eletrica}

{Extração da Turbina}

Consumo_vapor_FFB=650 [kg]/1000 [kg]{ 550-750 kg /tFFB-Malasia}
Consumo_vapor_Biodiesel=577 [kg]/1000 [kg]
Q_dot_consumo_FFB=m_dot_agua*(h[5]-h[1])

{Consumo elétrico}

Consumo_eletrico_FFB=25,5 [kWh]/1000[kg]{ 17-38 kWh/tFFB-Malasia}
Consumo_eletrico_Biodiesel=22[kWh]/1000 [kg]

m_dot_vapor_FFB=Consumo_vapor_FFB*m_dot_FFB*correcao_FFB
m_dot_vapor_Biodiesel=Consumo_vapor_Biodiesel*m_dot_Biodiesel*correcao_Biodiesel

W_dot_consumo_extracao_oleo=Consumo_eletrico_FFB*m_dot_FFB*3600 [s]
W_dot_consumo_biodiesel=Consumo_eletrico_Biodiesel*m_dot_Biodiesel*3600 [s]

W_dot_exportacao=W_dot_eletrico-W_dot_consumo_extracao_oleo-W_dot_consumo_biodiesel
W_dot_exportacao=0

eta_cogen=(W_dot_consumo_extracao_oleo+Q_dot_consumo_FFB+W_dot_exportacao)/Q_dot

{Exergia}

To=25 [C]
po=101,3 [kPa]

ho=Enthalpy(Water;T=To;P=po)
so=Entropy(Water;T=To;P=po)

b_va=(h[2]-ho-To*(s[2]-so))

```

$$B_dot_va=m_dot_agua*b_va$$

{Custo da exergia}

$$C_dot_caldeira_1=0,0171$$

$$C_dot_turbina=0,00956$$

{cana}

$$Z_C_bag=0,4837$$

$$Z_H2_bag=0,0653$$

$$Z_N2_bag=0$$

$$Z_O2_bag=0,4510$$

$$PCI_bag=7673$$

$$L_agua=2442$$

$$Z_agua_bag=0,5$$

$$b_agua=50$$

$$\begin{aligned} \beta_bag &= (1,0412 + 0,2160 * (Z_H2_bag / Z_C_bag) - \\ & 0,2499 * (Z_O2_bag / Z_C_bag) * (1 + 0,7884 * (Z_H2_bag / Z_C_bag)) - 0,0450 * (Z_N2_bag / Z_C_bag)) / (1 - \\ & 0,3035 * (Z_O2_bag / Z_C_bag)) \end{aligned}$$

$$b_bag = \beta_bag * (PCI_bag + L_agua * Z_agua_bag) + b_agua * Z_agua_bag$$

{Fibra}

$$Z_C_Fibra=0,4815$$

$$Z_H2_Fibra=0,0775$$

$$Z_N2_Fibra=0$$

$$Z_O2_Fibra=0,408$$

$$\begin{aligned} \beta_Fibra &= (1,0412 + 0,2160 * (Z_H2_Fibra / Z_C_Fibra) - \\ & 0,2499 * (Z_O2_Fibra / Z_C_Fibra) * (1 + 0,7884 * (Z_H2_Fibra / Z_C_Fibra)) - \\ & 0,0450 * (Z_N2_Fibra / Z_C_Fibra)) / (1 - 0,3035 * (Z_O2_Fibra / Z_C_Fibra)) \end{aligned}$$

$$Z_agua_Fibra=0,4$$

$$b_Fibra = \beta_Fibra * (PCI_Fibra + L_agua * Z_agua_Fibra) + b_agua * Z_agua_Fibra$$

{Custo do combustível}

$$c_comb = 17,5 / (b_bag * 1000)$$

{Custo para o vapor de alta pressão}

$$c_va = (c_comb * B_dot_comb_caldeira_1 + C_dot_caldeira_1) / B_dot_va$$

{Custo para o vapor de baixa pressão}

$$b_vb = (h[4] - h_o - T_o * (s[4] - s_o))$$

$$B_dot_vb = (m_dot_agua) * b_vb$$

$$W_dot_e = W_dot_eletrico$$

{Critério da igualdade}

$$c_e = (c_va * B_dot_va + C_dot_turbina) / (W_dot_e + B_dot_vb)$$

$$c_vb = c_e$$

h[7]=Enthalpy(Steam;T=135;x=0)
 c_vb_ton=c_vb*(h[4]-h[7])*1000

B_dot_comb_caldeira_1=m_dot_Fibra_caldeira_1*(b_Fibra*Fibra_FFB)

{Caldeira adicional}

C_dot_caldeira_2=0,0225

h_caldeira_2=Enthalpy(Steam;T=135;x=1)
 s_caldeira_2=Entropy(Steam;T=135;x=1)

b_va_caldeira_2=(h_caldeira_2-ho-To*(s_caldeira_2-so))
 B_dot_va_caldeira_2=m_dot_agua_2*b_va_caldeira_2

c_va_caldeira_2=(c_comb*B_dot_comb_caldeira_2+C_dot_caldeira_2)/B_dot_va_caldeira_2
 c_va_caldeira_2_ton=c_va_caldeira_2*(h_caldeira_2-h[7])*1000

B_dot_comb_caldeira_2=m_dot_Fibra_caldeira_2*(b_Fibra*Fibra_FFB)

{Custo em unidades convencionais}

c_e_MWh=c_e/2,777E-7

custo_vapor_ton=((c_vb_ton*m_dot_agua)+(c_va_caldeira_2_ton*m_dot_agua_2))/m_dot_agua_total

custo_vapor_Oleo=((c_vb_ton*m_dot_agua)+(c_va_caldeira_2_ton*m_dot_agua_2))/m_dot_agua_total*Consumo_vapor_FFB/Oleo_FFB

custo_eletricidade_Oleo=c_e_MWh*Consumo_eletrico_FFB/Oleo_FFB

custo_vapor_Biodiesel=((c_vb_ton*m_dot_agua)+(c_va_caldeira_2_ton*m_dot_agua_2))/m_dot_agua_total*Consumo_vapor_Biodiesel

custo_eletricidade_Biodiesel=c_e_MWh*Consumo_eletrico_Biodiesel

ANEXO D – programa: unidade de extração de óleo com exportação de energia elétrica

Fibra_FFB=0,135 { 11,6-15%-Colombia, Malasia}
 Casca_FFB=0,062 { 5-7,4%-Colombia, Malasia}
 EFB_FFB=0,12 {na verdade é 24% mas só se utiliza 50% disso, 17,7%-30,1%-Colombia, Malasia}
 Oleo_FFB=0,188 { 18%-21%-Colombia, Malásia}

PCI_Fibra=18900 [kJ/kg] { 18,6-19,18-Colômbia, Malasia}
 PCI_Casca= 21100 [kJ/kg] { 20,8-21,43-Colômbia}
 PCI_EFB= 8160 [kJ/kg] { 50% de umidade } { Colômbia}
 PCI_Glicerina=19000 [kJ/kg]

PCI_biomassa=((Fibra_FFB*PCI_Fibra) + (Casca_FFB*PCI_Casca) +
 (EFB_FFB*PCI_EFB))/(Fibra_FFB+Casca_FFB+EFB_FFB)

Q_dot_Fibra=m_dot_FFB*Fibra_FFB*PCI_Fibra
 Q_dot_Casca=m_dot_FFB*Casca_FFB*PCI_Casca
 Q_dot_EFB=m_dot_FFB*EFB_FFB*PCI_EFB

m_dot_Fibra=m_dot_FFB*Fibra_FFB
 m_dot_Casca=m_dot_FFB*Casca_FFB
 m_dot_EFB=m_dot_FFB*EFB_FFB

m_dot_Biodiesel=50000000[kg]/3600/24/365/0,8[s]
 m_dot_Oleo=m_dot_Biodiesel
 m_dot_FFB=m_dot_Oleo/Oleo_FFB
 m_Oleo_ano=m_dot_Oleo*convert(yr;s)

Produtividade=3000
 Area=m_Oleo_ano/Produtividade

{ Caldeira }

eta_boiler=0,85

P[1]= 10 [kPa]
 T[1]=T_sat(Water;P=P[1])

P[2]= 4500/0,97 [kPa] { P de saída da caldeira}
 T_sat_1=T_sat(Water;P=4500)

T[2]=450[C]{T saída da caldeira}

h[1]=Enthalpy(Water;T=T[1];x=0)
 h[2]=Enthalpy(Steam;T=T[2];P=P[2])

s[1]=Entropy(Water;T=T[1];x=0)
 s[2]=Entropy(Steam;T=T[2];P=P[2])

Q_dot=(PCI_biomassa*((Fibra_FFB+Casca_FFB+EFB_FFB))*m_dot_FFB)*eta_boiler
 Q_dot_comb=(PCI_biomassa*((Fibra_FFB+Casca_FFB+EFB_FFB))*m_dot_FFB)
 Q_dot=m_dot_restante*(h[8]-h[1])+m_dot_agua*(h[2]-h[8])

m_dot_totat=(m_dot_agua)*3600
 h[8]=Enthalpy(Steam;p=p[5];x=0)

{Turbina}

{ 1o estagio }

$P[3]=0,97 \cdot P[2]$ {0,97 é a queda de pressão no vapor até a turbina}

$T[3]=T[2]$

$h[3]=\text{Enthalpy}(\text{Steam}; T=T[3]; P=P[3])$

$s[3]=\text{Entropy}(\text{Steam}; T=T[3]; P=P[3])$

$s[4]=s[3]$

$T[4]=120 \text{ [C]}$

$x[4]=\text{Quality}(\text{Steam}; T=T[4]; s=s[4])$

$h[4]=\text{Enthalpy}(\text{Steam}; T=T[4]; x=x[4])$

$P[4]=P_{\text{sat}}(\text{Steam}; T=T[4])$

$P[5]=P[4]$

$s[5]=\text{Entropy}(\text{Steam}; T=T[5]; P=P[5])$

$h[5]=\text{Enthalpy}(\text{Steam}; T=T[5]; P=P[5])$

$x[5]=\text{Quality}(\text{Steam}; T=T[5]; h=h[5])$

$\eta_{\text{isoentropico_1a_turbina}}=0,85$

$\eta_{\text{isoentropico_1a_turbina}}=(h[3]-h[5])/(h[3]-h[4])$

$\dot{W}_{\text{1a_turbina}}=\dot{m}_{\text{agua}} \cdot (h[3]-h[5])$

{ 2o estagio }

$\eta_{\text{isoentropico_2a_turbina}}=0,85$

$s[6]=s[5]$

$s[6]=\text{Entropy}(\text{Steam}; P=P[6]; h=h[6])$

$P[6]=P[7]$

$T[6]=T_{\text{sat}}(\text{Steam}; P=P[6])$

$s[7]=\text{Entropy}(\text{Steam}; P=P[7]; h=h[7])$

$P[7]=P[1]$

$x[7]=\text{Quality}(\text{Steam}; P=P[7]; h=h[7])$

$h_{\text{delta_FFB}}=\text{Enthalpy}(\text{Steam}; T=135; x=1)-\text{Enthalpy}(\text{Steam}; T=135; x=0)$

$h_{\text{delta_disponivel}}=h[5]-h[8]$

{correção da qtd. de vapor}

$\text{correcao_FFB}=h_{\text{delta_FFB}}/h_{\text{delta_disponivel}}$

$\eta_{\text{isoentropico_2a_turbina}}=(h[5]-h[7])/(h[5]-h[6])$

$\dot{W}_{\text{2a_turbina}}=(\dot{m}_{\text{restante}}) \cdot (h[5]-h[7])$

$\dot{m}_{\text{restante}}=\dot{m}_{\text{agua}}-\dot{m}_{\text{agua_extracao}}$

$\eta_{\text{gerador}}=0,99$ {perdas no gerador}

$\eta_{\text{autoconsumo}}=0,98$ {perdas na bombas de alimentação e auto consumo}

$\eta_{\text{turbina}}=0,99$ {perda nos mancais}

$\eta_{\text{total}}=\eta_{\text{gerador}}*\eta_{\text{autoconsumo}}*\eta_{\text{turbina}}$

$W_{\text{dot_eletrico}}=(W_{\text{dot_1a_turbina}}+W_{\text{dot_2a_turbina}})*\eta_{\text{total}}$ {Potencia eletrica}

{Extração da Turbina}

$\text{Consumo_vapor_FFB}=650$ [kg]/1000 [kg]{ 550-750 kg /tFFB-Malasia}

$m_{\text{dot_vapor_FFB}}=\text{Consumo_vapor_FFB}*m_{\text{dot_FFB}}*\text{correcao_FFB}$

$m_{\text{dot_agua_extracao}}=m_{\text{dot_vapor_FFB}}$

$Q_{\text{dot_consumo_FFB}}=m_{\text{dot_vapor_FFB}}*(h[5]-h[8])$

{Consumo elétrico}

$\text{Consumo_eletrico_FFB}=25,5$ [kWh]/1000[kg]{ 17-38 kWh/tFFB-Malasia}

$W_{\text{dot_consumo_extracao_oleo}}=\text{Consumo_eletrico_FFB}*m_{\text{dot_FFB}}*3600$ [s]

$W_{\text{dot_exportacao}}=W_{\text{dot_eletrico}}-W_{\text{dot_consumo_extracao_oleo}}$

$\eta_{\text{cogen}}=(W_{\text{dot_consumo_extracao_oleo}}+Q_{\text{dot_consumo_FFB}}+W_{\text{dot_exportacao}})/Q_{\text{dot}}$

ANEXO E – programa: unidade de extração de óleo integrada à usina de biodiesel com exportação de energia elétrica

Fibra_FFB=0,135 { 11,6-15%-Colombia, Malasia}
 Casca_FFB=0,062 { 5-7,4%-Colombia, Malasia}
 EFB_FFB=0,12 {na verdade é 24% mas só se utiliza 50% disso, 17,7%-30,1%-Colombia, Malasia}
 Oleo_FFB=0,188 { 18%-21%-Colombia, Malásia}

PCI_Fibra=18900 [kJ/kg] { 18,6-19,18-Colômbia, Malasia}
 PCI_Casca= 21100 [kJ/kg] { 20,8-21,43Colômbia}
 PCI_EFB= 8160 [kJ/kg] { 50% de umidade } { Colômbia}
 PCI_Glicerina=19000 [kJ/kg]

PCI_biomassa=((Fibra_FFB*PCI_Fibra) + (Casca_FFB*PCI_Casca) +
 (EFB_FFB*PCI_EFB))/(Fibra_FFB+Casca_FFB+EFB_FFB)

Q_dot_Fibra=m_dot_FFB*Fibra_FFB*PCI_Fibra
 Q_dot_Casca=m_dot_FFB*Casca_FFB*PCI_Casca
 Q_dot_EFB=m_dot_FFB*EFB_FFB*PCI_EFB

m_dot_Fibra=m_dot_FFB*Fibra_FFB
 m_dot_Casca=m_dot_FFB*Casca_FFB
 m_dot_EFB=m_dot_FFB*EFB_FFB

r1=m_dot_Glicerina/(m_dot_Fibra+m_dot_Casca+m_dot_EFB)
 fator_operação=0,8
 m_dot_Biodiesel=50000000[kg]/3600/24/365/0,8[s]

m_dot_Oleo=m_dot_Biodiesel
 m_dot_Glicerina=m_dot_Oleo*0,19

m_dot_FFB=m_dot_Oleo/Oleo_FFB
 m_Oleo_ano=m_dot_Oleo*convert(yr;s)*0,8

Produtividade=3000
 Area=m_Oleo_ano/Produtividade

{ Caldeira }

eta_boiler=0,85

P[1]= 10 [kPa] { a P e aT ambientes podem mudar}
 T[1]=T_sat(Water;P=P[1])

P[2]= 4500/0,97 [kPa] { P de saída da caldeira}
 T_sat_1=T_sat(Water;P=4500)

T[2]=450[C]{T saída da caldeira}

h[1]=Enthalpy(Water;T=T[1];x=0)
 h[2]=Enthalpy(Steam;T=T[2];P=P[2])

s[1]=Entropy(Water;T=T[1];x=0)
 s[2]=Entropy(Steam;T=T[2];P=P[2])

Q_dot_Glicerina=PCI_Glicerina*m_dot_Glicerina

```

Q_dot=(PCI_biomassa*((Fibra_FFB+Casca_FFB+EFB_FFB))*m_dot_FFB+PCI_Glicerina*m_dot_
Glicerina)*eta_boiler

Q_dot_comb=(PCI_biomassa*((Fibra_FFB+Casca_FFB+EFB_FFB))*m_dot_FFB+PCI_Glicerina*m
_dot_Glicerina)

m_total_hora=(m_dot_agua)*3600

Q_dot=m_dot_restante*(h[8]-h[1])+m_dot_agua*(h[2]-h[8])

h[8]=Enthalpy(Steam;p=p[4];x=0)

{Turbina}

{1o estagio}

P[3]=0,97*P[2] {0,97 é a queda de pressao no vapor até a turbina}
T[3]=T[2]
h[3]=Enthalpy(Steam;T=T[3];P=P[3])
s[3]=Entropy(Steam;T=T[3];P=P[3])

s[4]=s[3]

T[4]=120 [C]
x[4]=Quality(Steam;T=T[4];s=s[4])

h[4]=Enthalpy(Steam;T=T[4];x=x[4])

P[4]=P_sat(Steam;T=T[4])
P[5]=P[4]

s[5]=Entropy(Steam;T=T[5];P=P[5])
h[5]=Enthalpy(Steam;T=T[5];P=P[5])
x[5]=Quality(Steam;T=T[5];h=h[5])

eta_isoentropico_1a_turbina=0,85
eta_isoentropico_1a_turbina=(h[3]-h[5])/(h[3]-h[4])

W_dot_1a_turbina=m_dot_agua*(h[3]-h[5])

{2o estagio}

eta_isoentropico_2a_turbina=0,85

s[6]=s[5]

s[6]=Entropy(Steam;P=P[6];h=h[6])
P[6]=P[7]
T[6]=T_sat(Steam;P=P[6])

s[7]=Entropy(Steam;P=P[7];h=h[7])
P[7]=P[1]

x[7]=Quality(Steam;P=P[7];h=h[7])

h_delta_Biodiesel=Enthalpy(Steam;T=120;x=1)-Enthalpy(Steam;T=120;x=0)
h_delta_FFB=Enthalpy(Steam;T=135;x=1)-Enthalpy(Steam;T=135;x=0)
h_delta_disponivel=h[5]-h[8]

```

{correcao da qtd. de vapor}

$correcao_Biodiesel = h_delta_Biodiesel / h_delta_disponivel$
 $correcao_FFB = h_delta_FFB / h_delta_disponivel$

$eta_isoentropico_2a_turbina = (h[5] - h[7]) / (h[5] - h[6])$

$W_dot_2a_turbina = (m_dot_restante) * (h[5] - h[7])$
 $m_dot_restante = m_dot_agua - m_dot_agua_extracao$

$eta_gerador = 0,99$ {perdas no gerador}
 $eta_autoconsumo = 0,98$ {perdas na bombas de alimentação e auto consumo}
 $eta_turbina = 0,99$ {perda nos mancais}
 $eta_total = eta_gerador * eta_autoconsumo * eta_turbina$

$W_dot_eletrico = (W_dot_1a_turbina + W_dot_2a_turbina) * eta_total$ {Potencia eletrica}

{Extração da Turbina}

$Consumo_vapor_FFB = 650$ [kg]/1000 [kg] { 550-750 kg /tFFB-Malasia}
 $Consumo_vapor_Biodiesel = 577$ [kg]/1000 [kg]

$m_dot_vapor_FFB = Consumo_vapor_FFB * m_dot_FFB * correcao_FFB$
 $m_dot_vapor_Biodiesel = Consumo_vapor_Biodiesel * m_dot_Biodiesel * correcao_Biodiesel$
 $m_dot_agua_extracao = m_dot_vapor_FFB + m_dot_vapor_Biodiesel$

$Q_dot_consumo_Biodiesel = m_dot_vapor_Biodiesel * (h[5] - h[8])$
 $Q_dot_consumo_FFB = m_dot_vapor_FFB * (h[5] - h[8])$

{Consumo elétrico}

$Consumo_eletrico_FFB = 25,5$ [kWh]/1000[kg] { 17-38 kWh/tFFB-Malasia}
 $Consumo_eletrico_Biodiesel = 22$ [kWh]/1000 [kg] {Talens}

$W_dot_consumo_extracao_oleo = Consumo_eletrico_FFB * m_dot_FFB * 3600$ [s]
 $W_dot_consumo_biodiesel = Consumo_eletrico_Biodiesel * m_dot_Biodiesel * 3600$ [s]

$W_dot_exportacao = W_dot_eletrico - W_dot_consumo_extracao_oleo - W_dot_consumo_biodiesel$
 $eta_cogen = (W_dot_consumo_extracao_oleo + Q_dot_consumo_FFB + W_dot_consumo_biodiesel + Q_dot_consumo_Biodiesel + W_dot_exportacao) / Q_dot_comb$

{Exergia}

$To = 25$ [C]
 $po = 101,3$ [kPa]

$ho = Enthalpy(Water; T=To; P=po)$
 $so = Entropy(Water; T=To; P=po)$

$b_va = (h[2] - ho - To * (s[2] - so))$
 $B_dot_va = m_dot_agua * b_va$

{Custo da exergia}

$C_dot_caldeira = 0,1854$
 $C_dot_turbina = 0,1146$

{cana}

Z_C_bag=0,4837
 Z_H2_bag=0,0653
 Z_N2_bag=0
 Z_O2_bag=0,4510

PCI_bag=7673
 L_agua=2442
 Z_agua_bag=0,5
 b_agua=50

beta_bag=(1,0412+0,2160*(Z_H2_bag/Z_C_bag)-
 0,2499*(Z_O2_bag/Z_C_bag)*(1+0,7884*(Z_H2_bag/Z_C_bag))-0,0450*(Z_N2_bag/Z_C_bag))/(1-
 0,3035*(Z_O2_bag/Z_C_bag))
 b_bag=beta_bag*(PCI_bag+L_agua*Z_agua_bag)+b_agua*Z_agua_bag

{Fibra}

Z_C_Fibra=0,4815
 Z_H2_Fibra=0,0775
 Z_N2_Fibra=0
 Z_O2_Fibra=0,408

beta_Fibra=(1,0412+0,2160*(Z_H2_Fibra/Z_C_Fibra)-
 0,2499*(Z_O2_Fibra/Z_C_Fibra)*(1+0,7884*(Z_H2_Fibra/Z_C_Fibra))-
 0,0450*(Z_N2_Fibra/Z_C_Fibra))/(1-0,3035*(Z_O2_Fibra/Z_C_Fibra))

{Casca}

Z_C_Casca=0,399
 Z_H2_Casca=0,058
 Z_N2_Casca=0
 Z_O2_Casca=0,428

beta_Casca=(1,0412+0,2160*(Z_H2_Casca/Z_C_Casca)-
 0,2499*(Z_O2_Casca/Z_C_Casca)*(1+0,7884*(Z_H2_Casca/Z_C_Casca))-
 0,0450*(Z_N2_Casca/Z_C_Casca))/(1-0,3035*(Z_O2_Casca/Z_C_Fibra))

{EFB}

Z_C_EFB=0,399
 Z_H2_EFB=0,058
 Z_N2_EFB=0
 Z_O2_EFB=0,428

beta_EFB=(1,0412+0,2160*(Z_H2_EFB/Z_C_EFB)-
 0,2499*(Z_O2_EFB/Z_C_EFB)*(1+0,7884*(Z_H2_EFB/Z_C_EFB))-
 0,0450*(Z_N2_EFB/Z_C_EFB))/(1-0,3035*(Z_O2_EFB/Z_C_Fibra))

{Glicerina}

H_Glicerina=8
 O_Glicerina=3
 C_Glicerina=3

$$\text{beta_Glicerina} = (1,04414 + 0,0177 * (\text{H_Glicerina} / \text{C_Glicerina}) - 0,3328 * (\text{O_Glicerina} / \text{C_Glicerina}) * (1 + 0,0537 * (\text{H_Glicerina} / \text{C_Glicerina}))) / (1 - 0,4021 * (\text{O_Glicerina} / \text{C_Glicerina}))$$

$$\text{Z_agua_EFB} = 0,5$$

$$\text{Z_agua_Fibra} = 0,4$$

$$\text{Z_agua_Casca} = 0,1$$

$$\text{b_EFB} = \text{beta_EFB} * (\text{PCI_EFB} + \text{L_agua} * \text{Z_agua_EFB}) + \text{b_agua} * \text{Z_agua_EFB}$$

$$\text{b_Fibra} = \text{beta_Fibra} * (\text{PCI_Fibra} + \text{L_agua} * \text{Z_agua_Fibra}) + \text{b_agua} * \text{Z_agua_Fibra}$$

$$\text{b_Casca} = \text{beta_Casca} * (\text{PCI_Casca} + \text{L_agua} * \text{Z_agua_Casca}) + \text{b_agua} * \text{Z_agua_Casca}$$

$$\text{b_Glicerina} = \text{beta_Glicerina} * \text{PCI_Glicerina}$$

{Custo do combustível}

$$\text{c_comb} = 17,5 / (\text{b_bag} * 1000)$$

{Custo para o vapor de alta pressão}

$$\text{c_va} = (\text{c_comb} * \text{B_dot_comb} + \text{C_dot_caldeira}) / \text{B_dot_va}$$

{Custo para o vapor de baixa pressão}

$$\text{b_vb} = (h[5] - h_o - T_o * (s[5] - s_o))$$

$$\text{B_dot_vb} = \text{m_dot_agua_extracao} * \text{b_vb}$$

$$\text{W_dot_e} = \text{W_dot_eletrico}$$

{Critério da igualdade}

$$\text{c_e} = (\text{c_va} * \text{B_dot_va} + \text{C_dot_turbina}) / (\text{W_dot_e} + \text{B_dot_vb})$$

$$\text{c_vb} = \text{c_e}$$

$$\text{c_vb_ton} = \text{c_vb} * (h[5] - h[8]) * 1000$$

$$\text{B_dot_comb} = \text{m_dot_FFB} * (\text{b_EFB} * \text{EFB_FFB} + \text{b_Casca} * \text{Casca_FFB} + \text{b_Fibra} * \text{Fibra_FFB}) + \text{m_dot_Glicerina} * \text{b_Glicerina}$$

{Custo em unidades convencionais}

$$\text{c_e_MWh} = \text{c_e} / 2,777\text{E-}7$$

$$\text{custo_vapor_Oleo} = \text{c_vb_ton} * \text{Consumo_vapor_FFB} / \text{Oleo_FFB}$$

$$\text{custo_vapor_Biodiesel} = \text{c_vb_ton} * \text{Consumo_vapor_Biodiesel}$$

$$\text{custo_eletricidade_Oleo} = \text{c_e_MWh} * \text{Consumo_eletrico_FFB} / \text{Oleo_FFB}$$

$$\text{custo_eletricidade_Biodiesel} = \text{c_e_MWh} * \text{Consumo_eletrico_Biodiesel}$$