

Estudio Conceptual del Aprovechamiento de Biomasa para la Producción de Electricidad y Biocombustibles

Nestor Proenza Pérez¹, Chistian J. Coronado Rodríguez², Celso Eduardo Tuna³, David Tenório Alecrim Junior⁴, Javier Alejandro Rodríguez Travieso⁵, Daniel Ignacio Travieso Fernández⁶

¹ Grupo de Otimização de Sistemas Energéticos (LOSE) e Instituto de Pesquisa em Bioenergia (IPBEN-UNESP), Faculdade de Engenharia e Ciências de Guaratinguetá (FEG), Universidade Estadual Paulista (UNESP), Departamento de Química e Energia, Brasil. E-mail: nestor.proenza@unesp.br

² Grupo de Estudos em Tecnologias de conversão de Energia (GTEC), Campus Itajubá, Universidade Federal de Itajubá (UNIFEI), Brasil. Email: christian@unifei.edu.br

³ Grupo de Otimização de Sistemas Energéticos (LOSE) e Instituto de Pesquisa em Bioenergia (IPBEN-UNESP), Faculdade de Engenharia e Ciências de Guaratinguetá (FEG), Universidade Estadual Paulista (UNESP), Departamento de Química e Energia, Brasil. Email: celso.tuna@unesp.br

⁴ Grupo de Otimização de Sistemas Energéticos (LOSE), Faculdade de Engenharia e Ciências de Guaratinguetá (FEG), Universidade Estadual Paulista (UNESP), Doutorado do Programa de Pós-graduação em Engenharia da FEG/UNESP. Email: david.alecrim@unesp.br

⁵ Faculdade de Engenharia e Ciências de Guaratinguetá (FEG), Universidade Estadual Paulista (UNESP), Mestrando do Programa de Pós-graduação em Engenharia da FEG/UNESP. Email: javierrtcuba95@gmail.com

⁶ Faculdade de Engenharia e Ciências de Guaratinguetá (FEG), Universidade Estadual Paulista (UNESP), Mestrando do Programa de Pós-graduação em Engenharia da FEG/UNESP. Email: dit.fernandez@unesp.br

Resumen

O Brasil possui uma alta participação das fontes renováveis de energia na sua matriz energética, alcançando 41% de participação no fornecimento de energia primária. Porém o estado do Rio de Janeiro só possui 7,9% de participação de fontes renováveis de energia na sua matriz. Os níveis significativamente elevados de subproduto disponíveis atualmente no processamento e comercialização do coco verde (casca de coco) no estado de Rio de Janeiro, oferecem um potencial atrativo para utilização das tecnologias de gaseificação de biomassa integradas a ciclos de produção de biocombustíveis (BTL), ciclos combinados (BIG/GT-CC) ou motores de combustão interna (BIG/ICE-CC). Neste trabalho propõe-se um estudo que permita avaliar técnica e economicamente a viabilidade da gaseificação da casca de coco para geração de biocombustíveis e eletricidade em ciclo combinado. O projeto também visa identificar a melhor configuração da planta BTL, os custos de produção do gás de síntese, assim como alocar os custos de produção dos combustíveis líquidos e da eletricidade e calor gerados no sistema proposto. Na fase final serão determinadas as emissões de poluentes, o dióxido de carbono equivalente, o indicador de poluição e a eficiência ambiental da incorporação dos novos processos.

Palabras clave: gaseificação, casca de coco, sínteses ficher tropch, biocombustíveis, eletricidade

Abstract

Brazil has a high share of renewable energy sources in its energy matrix, reaching a 41% share of primary energy supply. However, the state of Rio de Janeiro has only 7.9% share of renewable energy sources in its matrix. The significant levels of by-products currently available in the processing and commercialization of coconut (coconut shell) in the state of Rio de Janeiro, offer an attractive potential for the use of gasification technologies integrated with biofuel production (BTL), combined cycle (BIG/GT-CC) or internal combustion engines (BIG/ICE-CC). This work proposes a study that allows to evaluate technically and economically the viability of coconut shell gasification for generation of biofuels and electricity in combined cycle. The project also aims to identify the best configuration of the BTL plant, the production costs of the synthesis gas, as well as allocate the costs of producing electricity and heat generated in the proposed system. In the final phase, the emissions of pollutants, equivalent carbon dioxide, pollution indicator and environmental efficiency of the incorporation of the new processes.

Keywords: gasification, coconut shell, sintesis ficher tropch, biofuels, electricity

1. Introdução

No ano de 2002, o município do Rio de Janeiro produziu 3,15 milhões de unidades de coco, enquanto a área metropolitana do Rio de Janeiro obteve 23,19 milhões de unidades, representando cerca de 6,3 e 46,4 mil toneladas de coco, respectivamente [2]. Tomando como referência que um coco pode gerar aproximadamente 1,5 kg de resíduos sólido [3], a produção municipal teria o potencial de gerar 4,72 mil toneladas de cascas de coco. Considerando-se a produção da área metropolitana do Rio de Janeiro, o potencial de geração de cascas de coco seria de 34,78 mil toneladas [2]. Ao longo dos anos essa situação não há tido grande variação no estado, sendo atualmente dedicado ao cultivo do coco uma área aproximada de 2.175 hectares com uma produção no ano de 2020 de 32.726 milhões de frutos o que representa aproximadamente umas 49.089 mil toneladas de casca de coco [4].

Na atualidade parte dessa produção de casca de coco é reaproveitada pela empresa *Coco Verde* na cidade de Rio de Janeiro, que além de comercializar o coco verde para extração de água, coleta e recicla os resíduos, produzindo em escala industrial mais de cem itens utilizando como matéria-prima a fibra de coco, em especial, os produtos substituto da xaxim e substrato agrícola [1].

Porém uma grande quantidade ainda é descartada diretamente nos aterros e vazadouros sendo, como toda matéria orgânica, potencial emissora de metano, e, ainda, contribuindo para que a vida útil desses depósitos seja diminuída [2].

Estima-se que a participação das cascas de coco no RSU gerado no estado do Rio está compreendida entre os valores, de 1,1% e 3,4% [2]. Considerando que 16.200 t/dia de RSU são gerados no estado de Rio [4], pode-se dizer de forma conservativa, que aproximadamente 200 t/dia de casca de coco são descartadas diretamente no lixo sem aproveitamento nenhum. Considerando a geração de resíduos do país (199.311t/dia no ano 2019 [4]) que podem ser coletados, e aplicando os mesmos indicadores teríamos um potencial de 1993 t/dia de casca de coco disponíveis. Já no município de Rio de Janeiro, onde segundo os dados da COMLURB relativos ao ano de 2020, os resíduos coletados e encaminhados às unidades de recebimento do sistema público municipal atingiram a média de 8.822 t/dia, montante este que abrange a totalidade de tipos de resíduos sólidos o que representaria um potencial de aproximadamente 88,2 t/dia de cascas de coco [5].

Em cidades litorâneas, como as cidades da Costa Verde, o problema é muito mais sério, devido ao aumento do consumo de água de coco, que representa 1,4% do consumo de bebidas no Brasil [6]. Estudos realizados pela Embrapa Tropical estimam que 70% do lixo coletado nas praias brasileiras são compostos por cascas de coco verde [7], outros estudos estimam uma porcentagem ainda maior, 80% [6]. Tomando como

referência as quatro principais cidades da costa Verde: Itaguaí, Mangaratiba, Angra dos Reis e Paraty, a quantidade de lixo coletado por dia soma 251,2 toneladas [8], o que equivaleria aproximadamente a 160 toneladas/dia de casca de coco verde do total de lixo coletado na alta temporada.

2. Instalação Proposta

Sistemas de gaseificação associados à sínteses Fisher Tropsch (FT) também tem sido estudados por vários autores [9][10][11], as principais diferenças reportadas nas plantas estudadas estão na tecnologia de gaseificação empregada (tipo de gaseificador, agente oxidante), tipo de biomassa utilizada, tecnologias de limpezas implementadas (a quente ou frio), tecnologia FT empregada (tipo de reator, catalizador utilizado) e sistemas de potência utilizados (turbinas a gás e vapor), porém todas seguem a mesma sequência de etapas no processo: Gaseificação + limpeza do syngas + adequação do syngas para sínteses FT + sínteses FT + geração de potência [12][13], além disso como a economia de produção de biocombustível BTL é determinada pela escala da planta utilizada e, como o processo de geração de hidrocarbonetos está associado a grandes custos de investimento, a produção em larga escala é essencial para obter retornos efetivos, pelo que em geral, a literatura consultada avalia os sistemas BTL em escalas que variam de 100 a 500 toneladas por hora. A operação das instalações BTL em tais escalas volumosas, embora vantajosa, destaca a relativa imprevisibilidade da disponibilidade de biomassa.

O sistema proposto é mostrado na figura 1, sendo composto por quatro etapas fundamentais, sinalizadas pelas linhas tracejadas nas cores vermelho, verde, azul e roxo. A primeira etapa (linhas em vermelho) é composta pela recepção da matéria prima, neste caso, a casca do coco verde. A mesma passa por um processo de acondicionamento onde as cascas inteiras ou cortadas são processadas numa máquina que possui um rolo de facas fixas responsáveis pelo esmagamento da parte fibrosa do fruto. O material triturado posteriormente é transportado para uma prensa rotativa horizontal, onde é extraído o excesso de líquido do produto triturado. Após a prensagem, as fibras, que correspondem a 30% do produto final serão separadas do pó, equivalente a 70% [1], em uma máquina selecionadora, que utiliza marteletes fixos helicoidais e peneiras perfuradas.

A continuação a biomassa entra num secador para diminuir o teor de umidade a valores aceitáveis (entre 15 e 25%) para serem utilizados nos processos de conversão termoquímica (gaseificação).

Posterior a isto, a casca de coco é alimentada num gaseificador em leito fluidizado borbulhante com potências entre 15 e 20 MW térmicos, o qual utiliza ar e misturas de ar/vapor como agente de gaseificação, podendo utilizar unicamente vapor em dependência da disponibilidade.

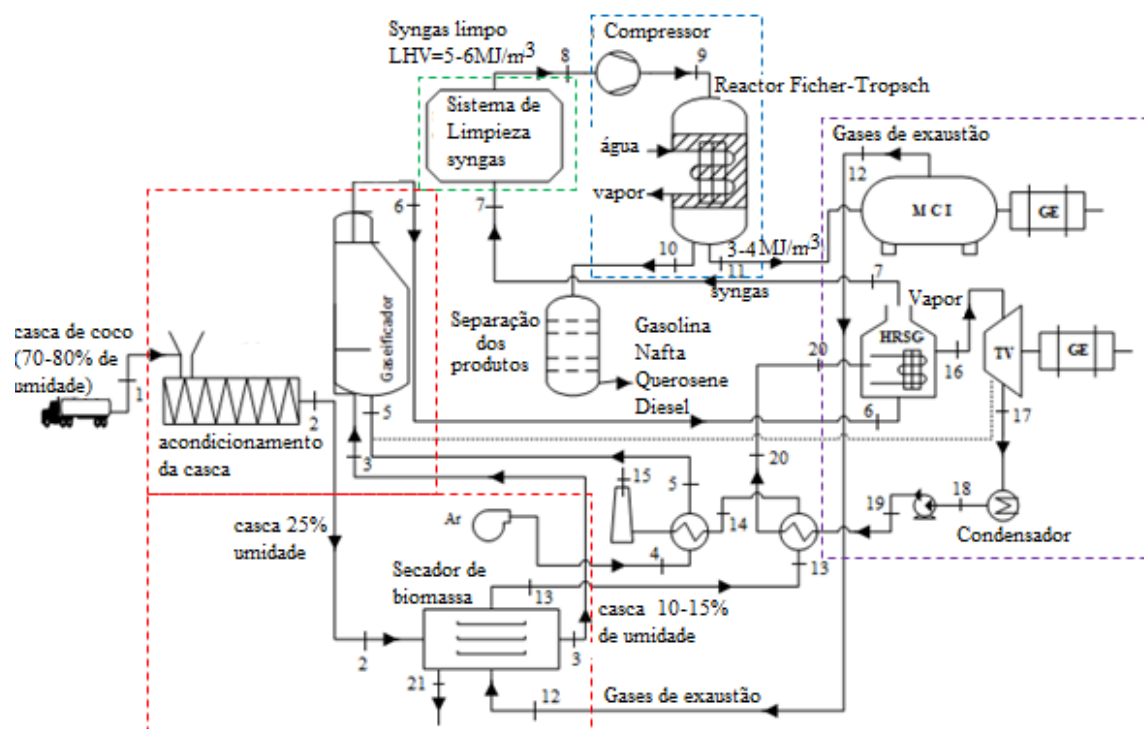


Figura 1. Esquema da instalação proposta de BTL. Fuente: elaboración propia.

O gás de síntese produzido sai do gaseificador a temperaturas entre 700 – 900°C e passa por uma série de separadores ciclônicos para eliminar parte das cinzas e material particulado. Posterior aos ciclones o gás passa por uma caldeira de recuperação (HRSG) (parte da etapa 4 em linhas roxas) de tubos verticais onde trocam calor com água de processo, esta configuração minimiza a deposição de finos e pó no syngas e de espécies gasosas alcalinas condensadas originárias das cinzas. Um filtro de cerâmica é usado para remover quaisquer partículas que possam ter se condensado durante o resfriamento do syngas. O vapor superaquecido produzido na HRSG entra na turbina a vapor ou turbo gerador onde se expande, movimentando um gerador elétrico que produz eletricidade, até chegar às condições de saturação, na saída da turbina o vapor entra no condensador onde é transformado em líquido saturado, o qual é transportado pela bomba de alimentação novamente para a HRSG, passando primeiro num trocador de calor para aumentar a temperatura da água. Uma extração na turbina a vapor permite obter o vapor necessário utilizado no processo de gaseificação.

Da saída da Caldeira de Recuperação o syngas entra na segunda etapa do sistema (delimitada pelas linhas tracejadas em verde) correspondente ao sistema de limpeza e acondicionamento do gás. Geralmente o sistema de limpeza e acondicionamento do syngas é composto por diferentes equipamentos em função da tecnologia FT utilizada, alguns dos mais comuns são: coletor de pó gravitacional, lavador úmido tipo torre,

torre de absorção de MeOH, unidade de remoção de gás ácido entre outros, que são encarregados de eliminar ou diminuir a concentração de diferentes tipos de contaminantes tais como particulados, compostos de alcatrão, compostos alcalinos, H₂S, COS, HCN, NH₃ e HCl presentes no syngas em várias quantidades, dependendo da fonte de biomassa e das condições operacionais do gaseificador. Uma unidade separada de reação água-gás pode ser utilizada com o intuito de ajustar a relação H₂/CO a fim de cumprir os requisitos estequiométricos da reação de FT e maximizar a produção de hidrocarbonetos mais pesados.

O syngas limpo então é comprimido à pressão de trabalho do reator FT, (etapa 3 linha tracejada azul). O reator FT pode ser de quatro tipos fundamentais como relatado anteriormente, utilizando catalizadores de Fe ou Co. Os produtos obtidos na síntese são enviados a uma unidade de separação onde vão obter-se os principais biocombustíveis (gasolina, nafta, querosene e diesel). O syngas que não reagiu dentro do reator então é enviado como combustível para alimentar um motor de combustão interna, o qual em conjunto com o ciclo Rankine integram a etapa 4 (linhas roxas) de produção de potência elétrica. Após isso ocorre o processo de combustão do gás de síntese reagindo com ar na câmara de combustão do motor. A potência mecânica produzida nesse processo é transformada em eletricidade num gerador acoplado diretamente no eixo do motor. O calor presente nos gases de exaustão do motor são aproveitados em diferentes trocadores de calor como no secador de biomassa onde ajudam na

eliminação da umidade das fibras da casca do coco. Enquanto o calor disponível na água de arrefecimento, conhecida como água da jaqueta, será aproveitado num trocador de calor de casco-tubo, aumentando a temperatura da água de alimentação da caldeira.

3. Materiais e Métodos

3.1. Sistema de gaseificação

A planta proposta conta com um gaseificador de leito fluidizado borbulhante que em primazia, não são utilizados na maioria das vezes para grandes instalações, porém a escolha desta tecnologia se mostra correta por conta da possibilidade de utilização da biomassa proveniente do coco com características de umidade, granulometria e baixa densidade muito desfavoráveis à utilização em outro tipo de gaseificador [14][15].

Para obter o rendimento do gaseificador de leito fluidizado borbulhante, tem-se a seguinte formulação segundo Basu [16]:

$$\eta_{gaseificador} = \left(\frac{\dot{m}_6 \cdot PCI_g}{\dot{m}_3 \cdot PCI_{CS} + \dot{m}_4 \cdot h_{ar}} \right) \quad (1)$$

Pode-se dizer que os valores mais frequentes variam na faixa de 40 a 80 %. Os maiores valores de eficiência reportam-se em instalações de planta piloto onde o valor médio oscila entre 65 e 80% [17][18]. Portanto nesse estudo se assume uma eficiência a frio do sistema de gaseificação de 75%, considerando apenas a energia química disponível no gás.

A determinação do poder calorífico inferior do gás é determinado através da equação (2) [19]:

$$PCI_{gas} = 0,126C_{co} + 0,358C_{CH_4} + 0,107C_{H_2} \quad (2)$$

Os principais componentes do gás produzido no gaseificador, necessários para a determinação do Poder Calorífico do gás, foram determinado através da metodologia reportada por [20] empregando o Excel, a qual é baseada num modelo de equilíbrio termodinâmico desenvolvido por Zainal [21].

3.2. Secador

O secador a ser utilizado na planta térmica é do tipo Rotativo sendo o mais indicado para secagem de biomassa segundo Amos [22], que trabalha em modo de passagem única.

O processo de secagem ocorre seguindo as considerações adiante:

- A secagem ocorre em regime estacionário, onde a taxa de energia obtida não varia com o tempo;
- Eficiência do processo de secagem de 90%;
- O calor específico da casca de coco sendo avaliada com valor médio de 1,466 kJ/kgK[23];
- Temperatura da biomassa seca é considerada como sendo a temperatura de evaporação da água, para evitar o risco de incêndio advindo da exposição da biomassa úmida a temperaturas muito elevadas no secador;
- O fluxo mássico de biomassa na saída do secador é igual a 70% da massa de entrada [24].

3.3. Caldeira de Recuperação (HRSG)

Para aproveitar o calor dos gases combustíveis produzidos no gaseificador, emprega-se uma caldeira de recuperação, que produzem vapor por troca térmica em superfícies convectivas geralmente.

A vazão de vapor produzido na Caldeira pode ser determinada segundo Nkoi e Lebele-Alawa [25] como:

$$\dot{m}_{16} = \frac{\dot{m}_6 \cdot c_{pg} \cdot (0,99) \cdot (T_4 - T_x)}{(h_{vsuper} - h_{ls}) + 0,02 \cdot (h_{vs} - h_{ls})} \quad (3)$$

Onde:

0,99 e 0,02 fatores de perda de calor e fator no evaporador respectivamente.

A pressão do trabalho do evaporador foi definida em 1MPa correspondendo uma temperatura de saturação de 179,83°C. O ΔT_{pp} de *Pinch point* foi definido como sendo igual a 15°C e o *Approach point* sendo igual a 8°C [25], correspondendo uma temperatura de orvalho de $T_x=191,83^\circ\text{C}$.

Para determinar a temperatura de saída do gás da caldeira de recuperação é seguida a metodologia reportada por [25].

3.4. Sistema de limpeza

Nesse estudo é considerado que o gás sofre um craqueamento catalítico dentro do gaseificador, com base na gaseificação em condições de equilíbrio diminuindo o conteúdo de alcatrão a valores permissíveis, não sendo necessários outros equipamentos secundários para craqueamentos adicionais [26], posteriormente na saída do gaseificador o gás escoia através de uma bateria de separadores inerciais (ciclones) onde são eliminadas as partículas sólidas, após a saída da caldeira de recuperação entra no sistema de limpeza, passando por lavadores e absorvedores de gás, onde é esfriado, a limpeza de gases ácidos é realizada através da desulfurização adsorvente usando solventes de baixo custo, o que elimina a etapa de remoção de CO₂. O enxofre é capturado em dois leitos separados, o primeiro contendo carvão ativado e o segundo adsorvente a base de ZnO. Esses dois solventes são eficazes na adsorção de H₂S presente na correntes de gás [27]. O carvão ativado também pode ser usado para remover qualquer alcatrão residual dos syngas. Um filtro é utilizado para remover quaisquer partículas que possam ter condensado durante o arrefecimento. O gás sai do sistema na temperatura de 50°C [26] aproximadamente e cumprindo com os requerimentos necessários de limpeza para a sínteses FT, sendo considerada uma perda de 30% da vazão inicial na entrada do sistema devido à retirada dos gases ácidos e outras impurezas [28].

3.5. Compressor

A maioria dos reatores de sínteses FT trabalham pressurizados em pressões entre 2-4 MPa [29][30], pelo que o gás deve ser comprimido até a pressão e temperatura de trabalho do reator. Nesse caso foi fixada uma temperatura de trabalho no reator FT de 300 °C e

2 MPa. A demanda elétrica do compressor pode ser determinada conforme a equação (4) adaptada de Tagomeri et al. [31]:

$$W_s = \left(\frac{m \cdot Z_s \cdot R \cdot T_{in}}{M \cdot \eta_{iso}} \right) \cdot \left(\frac{k_s}{k_s - 1} \right) \cdot (CR)^{k_s - 1/k_s} - 1 \quad (4)$$

3.6. Reator Fisher Tropsch

A unidade FT considerada para este estudo emprega um reator de leito de lama operando no modo (HTFT) a 300°C e 2MPa, o que permite uma eficiência de conversão por passagem de até 80% de CO [10]. No entanto a eficiência máxima de conversão do syngas em produtos FT será fixada em 70% devido a ser um valor geralmente aceito para as maiorias das aplicações FT que operam com reatores *slurry*, em quanto ao rendimento em função da conversão global da biomassa de entrada em líquidos FT, a maioria dos trabalhos reportam eficiências entre 28-40% [32], dependendo do tipo de catalizador e da configuração do processo. O catalizador utilizado será de Ferro (Fe) devido a seu custo relativamente baixo e ter uma fácil disponibilidade [29]. Um outro motivo para a escolha do catalizador de ferro foi que na simulação do processo de gaseificação a proporção da razão H₂/CO alcançada esteve perto de 1 no syngas. Essa proporção de H₂/CO no gás de síntese é um parâmetro importante que afeta o desempenho do processo FT. Os valores ótimos de H₂/CO são 2,15, 1,65, e 1,0 para processos a base de cobalto a baixa temperatura, ferro a baixa temperatura e ferro a alta temperatura, respectivamente [10]. Também a utilização do catalisador de Fe permite que não seja necessária a utilização de um equipamento adicional (*shift reactor*) para ajustar a relação H₂/CO através da reação de deslocamento water-gás shift (WGS) para produção de mais H₂, o que diminui o investimento na planta. É conhecido que o ferro tem uma atividade catalítica significativa da reação WGS e é capaz de ajustar internamente a razão H₂/CO nos valores desejados. Além disso, o ferro pode também converter CO₂ em CO através da reação WGS invertida e, consequentemente, em produtos FT. Temperaturas elevadas e concentrações elevadas de H₂ e CO₂ no syngas promovem a reação WGS na direção inversa. A quantidade de catalizador por unidade de volume do reator foi definida em 600 kg por cada m³ no reator, a qual é uma quantidade típica de catalizador por unidade de volume num reator de leito de Lama [10].

A velocidade espacial horaria (WHSV) é um parâmetro importante no desempenho dos reatores FT, geralmente uma velocidade espacial decrescente aumenta o tempo de residência e melhora a produção de hidrocarbonetos mais pesados. Segundo Ail Dasappa [29], uma velocidade espacial entre 2200-2500 ml/h*g_{catalizador}, permite um rendimento dos produtos FT entre 0,1-0,3 gC₅₊/g_{syngas}, quando utilizados catalizador de Co. Velocidades menores permitem melhorar esse rendimento porém o volume do leito do reator tende a aumentar sendo necessária uma maior quantidade de catalizador. Uma WHSV na faixa de 873 ml/h*g_{catalizador},

duplica praticamente o rendimento dos produtos FT em relação a velocidades na faixa de 2200-2500 ml/h*g_{catalizador}, porém o volume do leito aumenta praticamente em 3 vezes e por conseguinte o tempo de residência também se triplica, passando dos 6s para 18s aproximadamente [9]. Será considerado em nosso estudo um rendimento dos produtos FT de 0,2 gC₅₊/g_{syngas} devido a que os catalisadores de cobalto possuem elevada atividade de conversão numa única passagem, juntamente com uma elevada seletividade e estabilidade na síntese de hidrocarbonetos lineares quando comparados com catalizadores de Ferro [29].

A distribuição dos produtos de hidrocarbonetos pode ser presumida seguindo a distribuição teórica de Anderson-Schulz-Flory (ASF) baseada no valor da probabilidade de crescimento em cadeia, onde alpha (α) representa a probabilidade da cadeia crescer, dependendo das pressões parciais do H₂ e CO e da temperatura do reator. Para assegurar que a distribuição do produto hidrocarbônico se incline para a produção de diesel, o valor de alfa deve ser pelo menos 0,85, de preferência superior a 0,9 para catalizadores de Co [28]. No entanto, a utilização do catalizador de Fe operando em alta temperatura (caso em estudo) com α=0,6 - 0,7 aproximadamente, prioriza a produção de cadeias de hidrocarbonetos médios C₅-C₁₂, obtendo maior proporção de gasolina sintética no produto final.

Os produtos de síntese FT saem do reator e são arrefecidos numa etapa de condensação onde são separados em duas fases, uma líquida que contém os produtos C₅₊, ceras e água e uma gasosa que contém normalmente quantidades significativas de hidrocarbonetos leves C₁-C₄, CO₂ (no caso de um catalisador FT de ferro) e pequenas quantidades de H₂ e CO. Esse gás efluente pode passar por um reformador auto térmico, aumentando as concentrações de H₂ e CO, podendo ser reciclado novamente dentro do reator FT se o objetivo fosse priorizar a produção de hidrocarbonetos, porém a adição de um reformador vem acompanhado de investimentos e custos operacionais significativos que devem ser economicamente justificados [10]. Neste estudo, o gás efluente não é reciclado, senão que será utilizado completamente como combustível no acionamento de uma motor de combustão interna para produção de eletricidade.

A fase líquida dos produtos FT é enviada a unidades de hidrotratamento e de hidrocrackeamento catalítico e posterior destilação (refinaria) onde são obtidos os produtos finais. A proporção de cada um dos principais produtos considerados neste caso gasolina sintética, diesel e graxas será de 64%, 30% e 6% respectivamente conforme reportado no estudo de Rafati et al. [10], para sínteses FT com catalizadores de Ferro operando em altas temperaturas. O aporte energético dos combustíveis obtidos (gasolina e diesel) é avaliado assumindo um valor calorífico de 40 MJ/kg [9].

O potencial de conversão de biomassa em biocombustíveis FT é expresso pela equação:

$$\eta_{btl} = \frac{\dot{m}_{btl} \cdot PCI_{btl}}{\dot{m}_3 \cdot PCI_{cs}} \quad (5)$$

3.7. Motor de combustão interna

O Grupo moto-gerador selecionado foi o modelo GC3512 da Carterpillar, o qual tem uma potência estimada em 750 kW elétricos aproximadamente quando trabalhando com gás natural a 1800rpm e 60Hz. A energia subministrada pelo combustível pode ser determinada pela equação:

$$E_{comb} = \dot{m}_{gás} \cdot PCI_{gás} \quad (6)$$

Segundo as informações do catálogo do fabricante o motor apresenta uma eficiência de 33,5%, porém segundo [33], a eficiência elétrica deve ser reavaliada quando o combustível utilizado for diferente de aquele originalmente utilizado no motor assim temos:

$$\eta_{el} = \eta_{el} \cdot \eta_{elGN} \quad (7)$$

Onde:

$$\eta_{el} = 0,102 \cdot \frac{PCI_{syngás}}{PCI_{GN}} + 0,897 \quad (8)$$

A temperatura dos gases de exaustão (T_{ge}^*) é de 450°C para queima de gás natural, segundo [34], a temperatura dos gases de exaustão utilizando-se outro combustível pode ser obtida pela equação:

$$T_{ge} = \gamma_t \cdot T_{ge}^* \quad (9)$$

Onde:

$$\gamma_t = 0,025 \cdot \frac{PCI_{syngás}}{PCI_{GN}} + 0,974 \quad (10)$$

A vazão de gases de exaustão é de 1,04kg/s e a potência elétrica produzida com syngás foi de 500 kW.

3.8. Trocadores de calor

Na planta acima descrita trocadores de calor são utilizados para recuperação do calor residual contido nos gases de exaustão do motor de combustão interna, primeiramente para a secagem da biomassa no secador e posteriormente no aquecimento da água de alimentação da caldeira de recuperação e o do agente de gaseificação (ar) introduzido no gaseificador em trocadores de calor de casco e tubo.

O trocador de calor da água de alimentação é um trocador de casco e tubo do tipo gás-água em contracorrente com efetividade definida de 70%. Os tubos do lado dos gases são aletados para aumentar o coeficiente de transferência de calor. No segundo trocador também de casco e tubo tipo gás-gás é considerado que os tubos estão aletados tanto na sua parte externa quanto na interna devido aos coeficientes convectivos do ar e dos gases de exaustão serem baixos. A efetividade definida para este tipo de trocador é de 60% [35].

3.9. Análises econômica

O investimento de capital total em cada um dos subsistemas analisados da planta foi calculado utilizando o método de estimativa fatorial reportado por [10]. Neste método, os custos dos componentes principais da instalação para um tamanho conhecido são obtidos como referência e um fator de escala apropriado é aplicado para calcular o custo para um

tamanho de equipamento desejado usando a seguinte equação:

$$C = C_r \left(\frac{S}{S_r} \right)^m \quad (11)$$

Todas as estimativas de custos dos equipamentos foram derivadas da literatura [30][36][10]. Esses valores representam os custos finais de instalação que incluem parte elétrica, hidráulica, instrumentação, isolamento térmico e controle. Além disso, incluem alguns custos indiretos como custos de engenharia, partida inicial e contingências imprevistas etc. Os valores obtidos das referências anteriores apresentam certa defasagem respeito aos valores atuais nos dias de hoje, pelo que foi utilizado o Índice de Custos de Instalações de Engenharia Química (CEPCI)[37], que é responsável pela inflação e alteração dos custos de equipamento ao longo dos anos e é utilizado para atualizar todos os dados para o ano atual. Uma vez que a CEPCI é dada em dólares americanos, os custos de equipamento de referência fornecidos em euros têm de ser convertidos primeiro em dólares americanos. Para atualização dos valores é utilizada a seguinte equação:

$$C_{2022} = C_{ano\ ref} \cdot \frac{CEPCI_{2022}}{CEPCI_{ano\ ref}} \quad (12)$$

Os valores do CEPCI utilizado para os anos 2002, 2007 e 2019 foram 395,6; 525,4; 607,5 respectivamente, sendo utilizado o valor do CEPCI do ano atual referente à Janeiro 2022 de 797.6 [38].

O custo de alguns equipamentos como secador, grupo moto-gerador, Caldeira de recuperação e trocadores de calor foi determinado através de correlações propostas resultantes da interpolação de dados experimentais da literatura, conforme reportado por [37].

A Equação (13) descreve o custo de produção do syngas (US\$/kWh), que engloba o sistema de gaseificação da planta, incluindo sistema de alimentação, o investimento no secador e no sistema de preparação e acondicionamento da casca de coco.

$$C_{rawsyngas} = \frac{(I_{gaseif} + I_{acondb} + I_{sec}) \cdot f}{H \cdot \dot{E}_{syngas}} + \frac{C_{casca\ de\ coco} \cdot \dot{E}_{bio}}{\dot{E}_{syngas}} + C_{MSC/acondb} \quad (13)$$

O custo de manutenção do sistema de secagem da biomassa:

$$C_{MSC} = 0,17 [US\$/ton] = 0,0004 [US\$/kW] \quad [39]$$

Os custos de obtenção do syngas limpo considera além dos custos anteriores os investimentos nos equipamentos de limpeza, e equipamentos de condicionamento de gases.

O custo anualizado de energia elétrica produzida na turbina a vapor (C_{eltv}), para o sistema selecionado, é dado pela Equação:

$$C_{eltv} = \frac{(I_{HRSG} + I_{stv}) \cdot f}{H \cdot \dot{E}_{pTV}} + \frac{C_{rawsyngas} \cdot \dot{E}_{HRSG} \cdot f_1}{\dot{E}_{pTV}} \quad (14)$$

O fator de produção de energia elétrica pela turbina a vapor (f_1):

$$f_1 = \frac{\dot{E}_{pTV}}{\dot{E}_{pTV} + \dot{E}_v} \quad (15)$$

O Custo de produção dos biocombustíveis obtidos (US\$/Lh) é determinado pela equação:

$$C_{BIO} = \frac{(I_{comp} + I_{FT} + I_{refi}) \cdot f}{H \cdot \dot{E}_{BIO}} + \frac{C_{cleansyngas} \cdot \dot{E}_{cleansyngas}}{\dot{E}_{BIO}} \quad (16)$$

O custo anualizado de energia elétrica produzida no sistema moto-gerador, em US\$/kWh, é dado pela Equação:

$$C_{el} = \frac{I_{MCI} \cdot f}{H \cdot \dot{E}_{pMCI}} + C_{comb} \cdot \frac{\dot{E}_{comb} - \dot{E}_{ge} - \dot{E}_{jaq} - Perdas/2}{\dot{E}_{pMCI}} + C_{mMCI} \quad (17)$$

O custo de manutenção em motor de combustão interna $C_{mMCI} = 0,015$ [US\$/kW] [40].

Sendo, o fator de anuidade (f), em 1/ano, dado pela Equação:

$$f = \frac{q^k \cdot (q-1)}{q^k - 1} \quad (18)$$

Com

$$q = 1 + \frac{j}{100} \quad (19)$$

Em que k é o período de amortização ou “pay-back”, dado em anos, e j a taxa anual de juros

A receita anual decorrente da instalação proposta é determinada pela soma dos ganhos associados à produção de eletricidade e biocombustíveis, pode-se determinar pela Equação:

$$G_{pel} = (\dot{E}_{pTv} + \dot{E}_{pMCI}) \cdot H \cdot (P_{el} - C_{el}) \quad (20)$$

Onde:

P_{el} : Tarifa da concessionária elétrica [R\$/kWh], que com base na média dos valores do estado do Rio de Janeiro achou-se 0,671 R\$/kWh em Grupo B1[41].

Quanto ao ganho anual devido à produção de biocombustíveis, em R\$/ano, este pode ser determinado

$$G_{pBIO} = \dot{m}_{bio} \cdot H \cdot (P_{medio} - C_{BIO}) \quad (21)$$

A receita anual esperada (R), em R\$/ano é dada pela soma dos ganhos devido à produção de eletricidade e devido à produção de biocombustíveis pela planta proposta.

Foram realizadas as seguintes considerações para a elaboração da análise econômica:

- O valor de referência em dólar foram convertidos a R\$ reais como sendo a média dos valores desta moeda entre janeiro e março de 2022 configurando um resultado de 5,077 reais para cada dólar, dados colhidos pelo Banco Central do Brasil.
- O sistema irá operar 8.000 horas ($H = 8000 \text{ h/ano}$) [42].
- O custo vinculado a casca de coco verde poderia ser considerado nulo, por ser considerado uma biomassa residual, porém em decorrência do espaço territorial do Estado do Rio de Janeiro foi agregado um valor de 0,50 R\$/kg aos resíduos do coco por conta da logística envolvida.
- A densidade da casca de coco verde (ρ) é dada por 128 kg/m³ [43].
- A densidade média dos produtos FT é assumida como 0,752kg/L[44].

- Para as taxas anuais de juros serão considerados os casos de 2%, 8% e 12%, com tempo padrão de retorno do investimento de 20 anos [42]

4. Resultados

Baseado no estudo conceitual das tecnologias propostas e nas considerações técnicas assumidas anteriormente, nessa etapa é possível apresentar os principais dados da planta proposta que vão permitir posteriormente realizar os estudos termodinâmicos e econômicos necessários, todos os cálculos e simulações foram realizados com ajuda do software MathCad 14.

A Tabela 1 apresenta os principais pontos que serão analisados resumindo as principais propriedades estudadas. No ponto 10 é considerado que o fluxo de gases proveniente da síntese FT é arrefecido e expandido (de cerca de 300°C para 35°C) para eliminar a água e separar o gás sintético não convertido, a água líquida e os hidrocarbonetos são separados num separador de gás/líquido, a proporção final de líquidos FT está na faixa de 20-25% da vazão de entrada conforme estudo reportado por [45]. Em seguida, os produtos FT entram na seção de destilação para a separação adequada de todos os produtos formados. Estas considerações permitem obter uma quantidade de líquidos FT de 579 kg/h que depois de passarem pelos processos de craqueamento e destilação é possível obter 370,5 kg/h de gasolina sintética, 173 kg/h de diesel, 34,7 kg/h de graxas e produtos pesados o que representa um rendimento de 42,2% da energia da biomassa de entrada considerando o poder calorífico inferior, convertida em líquidos FT. Esse valor é praticamente o mesmo que o reportado em [10] para diferentes condições de operação, porém é 10% menor que o valor obtido no estudo de Snehesh et al. [9], que foi de 52,6% com uma WHSV de 873 ml/h* $g_{catalizador}$, no entanto está dentro da faixa de valores reportados em outros estudos similares [46].

De toda a vazão de gás que entra no reator de lama FT é considerado que entre 25-30% não é convertido em produtos FT [10]. No entanto, essa vazão de gás efluente resultante (0,49 kg/s) contém pequenas quantidades de CO e H₂, assim como quantidades significativas de hidrocarbonetos leves C₁-C₄ e CO₂, sendo aproveitado diretamente num motor de combustão interna para produção de eletricidade, considerando um poder calórico inferior entre 2,6 – 3,6 MJ/kg [27]. Gases do processo de destilação como propano e metano podem ser também utilizados como combustível diretamente no motor. Na Figura 2, observa-se os resultados obtidos aplicando a metodologia proposta anteriormente para a análise econômica na determinação do custo de produção do syngás produzido no gaseificador. O custo de geração de gás de síntese decresce com o aumento do período de amortização, situando-se na faixa de 0,41 – 0,44R\$/kWh no primeiro ano para 0,1 – 0,125 R\$/kWh no décimo quinto ano de operação, a partir do qual permanece praticamente constante.

Tabela 1. Principais resultados da análise técnica da planta proposta.

Pontos	Fluxo Mássico[kg/s]	Temperatura [K]	Pressão [kPa]	Fluxo de Energia[MW]
1	2,31	298	101,3	-
2	1,62	298	101,3	17,39
3	1,13	373	101,3	15,24
4	1,61	298	108,3	-
5	1,61	353	108,3	0,088
6	2,34	1173	101,3	10,67
7	2,34	423	101,3	6,02
8	1,64	323	101,3	0,50
9	1,64	573	20.000	8,29
10	1,15	313	101,3	-
11	0,49	313	101,3	1,47
12	1,04	713	101,3	0,517
13	1,04	613	101,3	0,393
14	1,04	498	101,3	0,249
15	1,04	418	101,3	0,148
16	0,752	673	1000	2,23
17	0,752	318	9,59	1,73
18	0,752	318	9,59	-
19	0,752	383	1000	-
20	0,752	383	1000	-

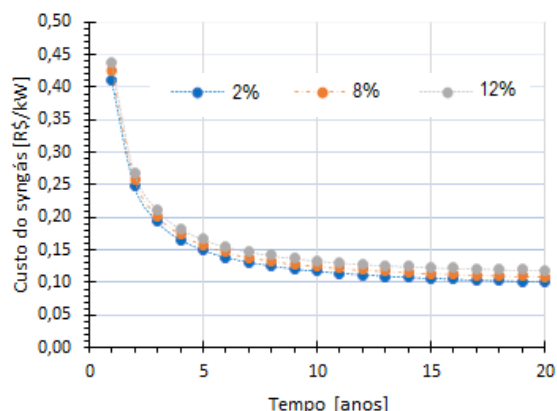


Figura 2: Custo de produção do syngás

Esses valores obtidos são relativamente altos nos primeiros 5 anos de operação da planta se comparados com estudos prévios desenvolvidos por Coronado et al. [47] e Perez et al. [35], devido fundamentalmente à consideração do custo da biomassa, que é outro fator importante que decide o custo final do combustível líquido BTL. A estimação do custo da biomassa é um desafio, uma vez que está associado a vários fatores, tais como a cadeia de abastecimento local, a disponibilidade de recursos, os custos de processamento, a disponibilidade de terras, os riscos de deflorestação [29]. A maioria dos estudos determinam um custo médio para colheita e transporte da biomassa entre 10 - 40 US\$/ton, em dependência do raio de colheita assumido, geralmente entre 50 - 130 km [46][37]. Nesse estudo o valor assumido foi de 0,50 R\$/kg o que representa entorno de 100 US\$/ton devido

a logística envolvida e a extensão territorial do estado do Rio de Janeiro, assim, como à alta expressiva dos preços dos combustíveis fósseis, equipamentos e tecnologias nos últimos tempos, devido à inflação acumulada resultante da crise mundial provocada pela pandemia da Covid-19, o que, sem dúvidas, tem contribuído com o aumento do custo de produção do syngas. Assim, uma fonte estável de biomassa a um custo razoável é crucial para o funcionamento sustentável da central de FT.

Os custos de produção de eletricidade no ciclo a vapor e no motor de combustão interna modelo GC3512 da *Caterpillar* são apresentados na Figura 3. No ciclo com turbina a vapor o custo calculado está entre 1,25 - 0,4 R\$/kWh nos primeiros 10 anos de funcionamento da planta, chegando a ter uma diminuição progressiva até o valor de 0,32 R\$/kWh. No entanto os custos de maneira geral estão acima dos reportados para este tipo de tecnologia (ciclo Rankine), estando na faixa de 250-300 R\$/MWh [48]. No grupo moto-gerador o custo é ainda maior que no ciclo a vapor nos primeiros 5 anos de funcionamento da planta, sendo que a partir de sétimo ano o custo fica na faixa de 0,4- 0,25 R\$/kWh. A explicação desses custos elevados nos primeiros anos de funcionamento pode ser devido ao alto investimento na aquisição dos equipamentos e ao baixo poder calorífico do syngas não convertido em produtos FT. Quando comparado os resultados do custo da eletricidade produzida no motor de combustão interna com tecnologias similares podemos conferir que os resultados estão muito próximos dos reportados por Xavier [49], na faixa de 0,39 - 0,2 US\$/kWh considerando a taxa de câmbio de 5,077 reais por dólar.

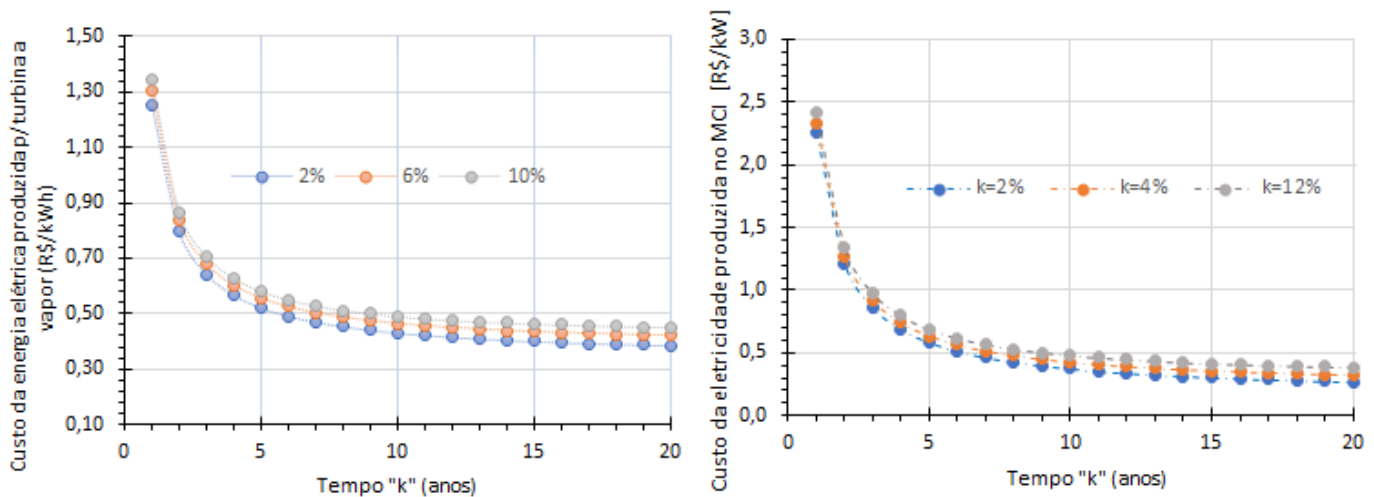


Figura 3. Custo de produção da eletricidade gerada no ciclo a vapor e no MCI.

Enquanto ao custo de produção dos biocombustíveis obtidos pelo processo FT (gasolina, diesel e nafta fundamentalmente) apresentados na Figura 18, estão num patamar bem elevado quando comparado com outros estudos prévios de plantas BTL [29]. Esse fato se deve fundamentalmente ao fator de escala o qual tem um papel fundamental na viabilidade das plantas BTL. Tem sido demonstrado que a competitividade de plantas BTL quando comparada com plantas tradicionais de combustíveis fósseis, somente é atingida quando produzido a uma escala de pelo menos 100 - 200 MW_{th}, e quando isento de impostos [30]. O objetivo de avaliar plantas menores é que elas poderiam ser instaladas mais próximas do local onde a matéria-prima é produzida, reduzindo o custo da biomassa e o consumo de combustível com o transporte, o que aumentaria a eficiência energética do ciclo de vida do processo e diminuiria as emissões de dióxido de carbono do ciclo de vida, ambos resultados indesejáveis em plantas de grande porte onde é necessário percorrer longas distâncias para garantir o suprimento de biomassa [46].

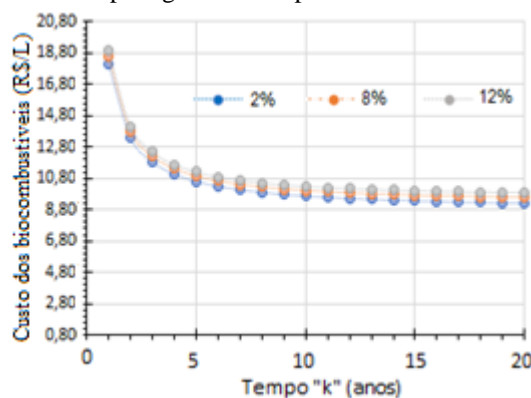


Figura 4. Custo de produção dos biocombustíveis.

Se analisarmos os primeiros cinco anos de funcionamento da planta proposta esse custo esteve na faixa de 18,8 – 10,8 R\$/L, ficando relativamente estabilizado no valor de 9 R\$/L nos anos posteriores.

Estúdios prévios mostram um custo de produção dos biocombustíveis FT na faixa de 2,5 – 7 R\$/L [44][42][10], porém para plantas de maior capacidade entorno de 400 MW_{th} térmicos. O principal motivo dos maiores custos de produção se deve à redução de escala (aproximadamente 1/5 da menor escala reportada como economicamente viável, 100 MW_{th}), assim como o custo do investimento nos equipamentos, os quais são assumidos de estudos prévios em plantas BTL obtidos pelo método de estimação fatorial, o que pode trazer incertezas nos valores determinados da ordem de 30% ou mais, que por sua vez vão influenciar os custos de operação e manutenção, sem considerar o ajuste desses valores pelo CEPCI do ano atual o que também irá refletir no custo final. Segundo Dimitrou et al. [42] um ajuste no valor de aquisição dos equipamentos sem considerar essas incertezas, pode representar uma diminuição de 13% no custo final dos biocombustíveis FT.

5. Conclusões

Neste trabalho, foram realizados estudos técnicos, econômicos e ecológicos da implementação de sistemas de gaseificação de biomassa com tecnologias de produção de biocombustíveis sintéticos através das sínteses Fisher – Tropsch, associados a ciclos de vapor para produção de eletricidade. Com a implementação do estudo as seguintes conclusões foram obtidas:

Existe um potencial real de 200 t/dia de resíduos gerados pelo consumo do coco no estado do Rio de Janeiro que poderia ser aproveitado com fins energéticos para produção de energia de forma sustentável através de sistema de gaseificação de biomassa obtendo-se um gás combustível com um poder calorífico de 4,5MJ/m³.

Os custos de produção da eletricidade gerada no ciclo a vapor e no motor de combustão interna estiveram na faixa de 1,3 – 2,5 R\$/kWh respectivamente, ambos com uma tendência a estabilizar-se no valor de 0,33 R\$/kWh a partir do décimo ano de funcionamento da planta.

O custo de produção dos biocombustíveis obtido através das sínteses FT ficaram na faixa de 18,8 – 10,8 R\$/L nos primeiros cinco anos de funcionamento da planta, ficando relativamente estabilizado no valor de 9 R\$/L nos anos posteriores. Ainda assim esse custo está entre 4 – 8 vezes mais elevado que o custo de produção de combustíveis fósseis o que o torna inviável economicamente em plantas de pequena capacidade. No longo prazo, um aprimoramento das tecnologias atuais e uma redução do custo da biomassa entorno de 0,1 R\$/kg (~ 2US\$/GJ) assim como a isenção de impostos federais e estaduais sobre os biocombustíveis FT, podem trazer custos competitivos de produção quando comparados aos combustíveis fósseis que tem uma alta carga tributária (ICMS, PIS/COFINS, CIDE).

6. Agradecimentos

Este trabalho foi apoiado pelo Conselho Nacional de Desenvolvimento Científico e Tecnológico (CNPq) (processo 163429/2020-0) do Ministério da Ciência e Tecnologia (MCT).

7. Referencias Bibliográficas

- [1] R. E. S. Fontenele, “Cultura do coco no Brasil: Caracterização do mercado atual e perspectivas futuras,” *XII Congr. da SOBER*, pp. 1–20, 2005.
- [2] P. R. de A. Passos, “DESTINAÇÃO SUSTENTÁVEL DE CASCAS DE COCO (Cocos nucifera) VERDE: OBTENÇÃO DE TELHAS E CHAPAS DE PARTÍCULAS,” UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO DE JANEIRO, 2005.
- [3] A. Cristina and D. S. Costa, “Estratégias de reutilização de resíduos : o caso do projeto coco verde,” *XIII Simp. Eng. produção SIMPEP*, 2006.
- [4] IBGE, “Produção Agrícola - Lavoura Permanente,” 2020. [Online]. Available: <https://cidades.ibge.gov.br/brasil/rj/pesquisa/15/11863>.
- [5] COMLURB, “Plano Municipal de Gestão Integrada de Resíduos Sólidos – PMGIRS da Cidade do Rio de Janeiro,” 2020.
- [6] F. de A. da S. Mota, R. A. Viegas, F. F. P. Dos Santos, and A. S. de A. Furtado, “A BIOMASSA DO COCO VERDE (Cocos nucifera),” *Congr. Técnico Científico da Eng. e da Agron. Fortaleza - CE. 2015.*, 2015.
- [7] S. N. de Agricultura, “Aproveitamento de Resíduos Coco: qual destino dar à casca?,” *A Lavoura*, vol. 690, pp. 26–30, 2012.
- [8] IBGE, “Produção Agrícola Municipal,” 2017. [Online]. Available: <https://sidra.ibge.gov.br/Tabela/5457#resultado>. [Accessed: 06-Feb-2019].
- [9] A. S. Snehash, H. S. Mukunda, S. Mahapatra, and S. Dasappa, “Fischer-Tropsch route for the conversion of biomass to liquid fuels - Technical and economic analysis,” *Energy*, vol. 130, pp. 182–191, 2017.
- [10] M. Rafati, L. Wang, D. C. Dayton, K. Schimmel, V. Kabadi, and A. Shahbazi, “Techno-economic analysis of production of Fischer-Tropsch liquids via biomass gasification: The effects of Fischer-Tropsch catalysts and natural gas co-feeding,” *Energy Convers. Manag.*, vol. 133, pp. 153–166, 2017.
- [11] K. Im-orb and A. Arpornwichanop, “Techno-environmental analysis of the biomass gasification and Fischer-Tropsch integrated process for the co-production of bio-fuel and power,” *Energy*, vol. 112, pp. 121–132, 2016.
- [12] T. G. Kreutz, E. D. Larson, G. Liu, and R. H. Williams, “Fischer-tropsch fuels from coal and biomass,” *25th Annu. Int. Pittsburgh Coal Conf. PCC - Proc.*, no. August, 2008.
- [13] E. D. Larson, H. Jin, and F. E. Celik, “Large-scale gasification-based coproduction of fuels and electricity from switchgrass,” *Biofuels, Bioprod. Biorefining*, vol. 6, no. 3, pp. 246–256, 2012.
- [14] Z. A. B. Z. Alauddin, P. Lahijani, M. Mohammadi, and A. R. Mohamed, “Gasification of lignocellulosic biomass in fluidized beds for renewable energy development: A review,” *Renew. Sustain. Energy Rev.*, vol. 14, no. 9, pp. 2852–2862, 2010.
- [15] S. Heidenreich and P. U. Foscolo, “New concepts in biomass gasification,” *Prog. Energy Combust. Sci.*, vol. 46, pp. 72–95, 2014.
- [16] P. Basu, *Biomass Gasification, Pyrolysis and Torrefaction*, Second edi. Academic Press, 2013.
- [17] E4TECH, “Review of Technologies for Gasification of Biomass and Wastes. Final report,” *NNFCC*, no. June, 2009.
- [18] M. Worley and J. Yale, “Biomass Gasification Technology Assessment Consolidated Report Biomass Gasification Technology Assessment Consolidated Report,” no. November, 2012.
- [19] L. A. H. Nogueira and E. S. Lora, *Dendroenergy: Fundamentals and Applications.*, Second Edi. Rio de Janeiro: RJ: Interciencia, 2003.
- [20] N. P. Pérez, E. B. Machin, D. T. Pedroso, J. S. Antunes, and J. L. Silveira, “Fluid-dynamic assessment of sugarcane bagasse to use as feedstock in bubbling fluidized bed gasifiers,” *Appl. Therm. Eng.*, vol. 73, no. 1, pp. 238–244, Dec. 2014.
- [21] Z. a Zainal *et al.*, “Prediction of performance of a downdraft gasifier using equilibrium modeling for different biomass materials,” *Energy*, vol. 42, 2001.

- [22] W. a Amos, "Report on Biomass Drying Technology Report on Biomass Drying Technology," *SAE Trans.*, vol. 106, no. November, pp. 475–485, 1998.
- [23] P. M. M. ARAÚJO, L. F. F. Filho, and J. J. BARBOSA, "Estudo das propriedades termofísicas da fibra de coco minimamente processada visando aplicação como isolante térmico," *Rev. Interdisciplinar Pesqui. e Inovação*, vol. 01, pp. 1–11, 2015.
- [24] E. B. Machin, "Análise técnica, econômica e ecológica da incorporação de sistemas de gaseificação de bagaço de cana-de-açúcar no setor sucroalcooleiro: Uso de ciclos combinados para o aumento da oferta de eletricidade," Universidade Estadual Paulista - Campus de Guaratinguetá, 2015.
- [25] B. Nkoi and B. T. Lebele-Alawa, "Comparative Assessment of Combined-Heat-and-Power Performance of Small-Scale Aero-Derivative Gas Turbine Cycles," *J. Power Energy Eng.*, vol. 03, no. 09, pp. 20–32, 2015.
- [26] N. H. Leibbrandt, A. O. Aboyade, J. H. Knoetze, and J. F. Görgens, "Process efficiency of biofuel production via gasification and Fischer-Tropsch synthesis," *Fuel*, vol. 109, pp. 484–492, 2013.
- [27] S. Tuomi, E. Kurkela, I. Hannula, and C.-G. Berg, "The impact of biomass drying on the efficiency of a gasification plant co-producing Fischer-Tropsch fuels and heat – A conceptual investigation," *Biomass and Bioenergy*, vol. 127, no. November 2018, p. 105272, 2019.
- [28] R. M. Swanson, A. Platon, J. a. Satrio, and R. C. Brown, "Techno-economic analysis of biomass-to-liquids production based on gasification scenarios," *ACS Natl. Meet. B. Abstr.*, no. November, 2009.
- [29] S. S. Ail and S. Dasappa, "Biomass to liquid transportation fuel via Fischer Tropsch synthesis - Technology review and current scenario," *Renew. Sustain. Energy Rev.*, vol. 58, pp. 267–286, 2016.
- [30] C. N. Hamelinck, A. P. C. Faaij, H. den Uil, and H. Boerrigter, "Production of FT transportation fuels from biomass; technical options, process analysis and optimisation, and development potential," *Energy*, vol. 29, no. 11, pp. 1743–1771, 2004.
- [31] I. S. Tagomori, P. R. R. Rochedo, and A. Szklo, "Techno-economic and georeferenced analysis of forestry residues-based Fischer-Tropsch diesel with carbon capture in Brazil," *Biomass and Bioenergy*, vol. 123, no. November 2018, pp. 134–148, 2019.
- [32] M. Martinelli, M. K. Gnanamani, S. LeViness, G. Jacobs, and W. D. Shafer, "An overview of Fischer-Tropsch Synthesis: Xtl processes, catalysts and reactors," *Appl. Catal. A Gen.*, vol. 608, no. July, p. 117740, 2020.
- [33] J. Wang, T. Mao, J. Sui, and H. Jin, "Modeling and performance analysis of CCHP (combined cooling, heating and power) system based on co-firing of natural gas and biomass gasification gas," *Energy*, vol. 93, pp. 801–815, 2015.
- [34] A. Skorek-Osikowska, Ł. Bartela, J. Kotowicz, A. Sobolewski, T. Iluk, and L. Remiorz, "The influence of the size of the CHP (combined heat and power) system integrated with a biomass fueled gas generator and piston engine on the thermodynamic and economic effectiveness of electricity and heat generation," *Energy*, vol. 67, pp. 328–340, 2014.
- [35] N. P. Perez, E. B. MacHin, D. T. Pedroso, J. J. Roberts, J. S. Antunes, and J. L. Silveira, "Biomass gasification for combined heat and power generation in the Cuban context: Energetic and economic analysis," *Appl. Therm. Eng.*, vol. 90, pp. 1–12, 2015.
- [36] K. S. Ng and J. Sadhukhan, "Techno-economic performance analysis of bio-oil based Fischer-Tropsch and CHP synthesis platform," *Biomass and Bioenergy*, vol. 35, no. 7, pp. 3218–3234, 2011.
- [37] E. B. Machin *et al.*, "Biomass integrated gasification-gas turbine combined cycle (BIG/GTCC) implementation in the Brazilian sugarcane industry: Economic and environmental appraisal," *Renew. Energy*, vol. 172, pp. 529–540, 2021.
- [38] C. Engeneering, "2022 CEPCI updates," 2022. [Online]. Available: <https://www.chemengonline.com/2022-cepci>.
- [39] K. T. De Freitas *et al.*, "Custo de geração de energia elétrica em comunidade isolada do Amazonas: estudo preliminar do projeto NERAM," *Rev. Bras. Energ.*, vol. 1, no. 3, pp. 82–87, 2007.
- [40] M. A. Ehyaei, P. Ahmadi, F. Atabi, M. R. Heibati, and M. Khorshidvand, "Feasibility study of applying internal combustion engines in residential buildings by exergy, economic and environmental analysis," *Energy Build.*, vol. 55, pp. 405–413, 2012.
- [41] ANEEL, "Ranking das tarifas. Disponível em: <<http://www.aneel.gov.br/relatorio-ranking->