

Síntese de amônia no Brasil a partir da gaseificação de CDRSU

Diogo Josué de Souza Santos¹, José Carlos Escobar Palacio² Osvaldo José Venturini³, Rubenildo Viera Andrade⁴, Alisson Aparecido Vitoriano Julio^{1,6}, Túlio Tito Godinho de Rezende⁵

¹ Núcleo de Excelência em Geração Termelétrica e Distribuída, UNIFEI, Brasil. Email: diogojosuess@unifei.edu.br

² Núcleo de Excelência em Geração Termelétrica e Distribuída, UNIFEI, Brasil. Email: jocesobar@unifei.edu.br

³ Núcleo de Excelência em Geração Termelétrica e Distribuída, UNIFEI, Brasil. Email: osvaldo@unifei.edu.br

⁴ Núcleo de Excelência em Geração Termelétrica e Distribuída, UNIFEI, Brasil. Email: ruben@unifei.edu.br

⁵ Núcleo de Excelência em Geração Termelétrica e Distribuída, UNIFEI, Brasil. Email: tulio.tj@hotmail.com

⁶ Aalborg University, Rendsburggade 14, 9000, Aalborg, Denmark. Email: aavj@plan.aau.dk

Resumo

O Plano Nacional de Energia de 2050 traz o Resíduo sólido Urbano como uma das principais biomassas a serem aproveitadas no contexto energético brasileiro, diante disso, essa pesquisa aborda o potencial de utilização do Combustível Derivado de Resíduo Sólido Urbano como fonte de matéria prima para produção de hidrogênio e posterior conversão em amônia. Foi desenvolvido um modelo de equilíbrio químico no Aspen Plus de modo a representar o processo termoquímico da gaseificação na produção de hidrogênio e amônia, além disso foi modelado uma planta de captura e sequestro de carbono em Aspen Hysys usando monoetanolamina para mitigar as emissões de CO₂ no processo em 90%. Para isso este estudo avalia indicadores de eficiência e indicadores econômicos (CAPEX, OPEX e LCONH₃) para identificar as condições para a produção de amônia renovável. Os resultados destacam que a demanda de energia na síntese de amônia com adição de CCS tem um impacto significativo na eficiência do processo e no custo do produto. A análise termodinâmica e econômica apontou que estes cenários tiveram uma redução da eficiência em 10% e aumentaram os custos nivelados de produção de amônia em 30% indicando a necessidade de uma regulação do mercado de crédito de carbono para trazer competitividade a esta rota.

Palavras-chave: Gaseificação de biomassa, Hidrogênio, Amônia, Custo nivelado de produção, Captura e Armazenamento de carbono.

Abstract

The 2050 National Energy Plan includes Urban Solid Waste as one of the main biomasses to be used in the Brazilian energy context. In view of this, this research addresses the potential for using Fuel Derived from Urban Solid Waste as a source of raw material for the production of hydrogen and subsequent conversion into ammonia. A chemical equilibrium model was developed in Aspen Plus to represent the thermochemical process of gasification in the production of hydrogen and ammonia, and a carbon capture and sequestration plant was modeled in Aspen Hysys using monoethanolamine to mitigate CO₂ emissions in the process by 90%. To this end, this study evaluates efficiency indicators and economic indicators (CAPEX, OPEX and LCONH₃) to identify the conditions for the production of renewable ammonia. The results highlight that energy demand in ammonia synthesis with the addition of CCS has a significant impact on process efficiency and product cost. The thermodynamic and economic analysis showed that these scenarios reduced efficiency by 10% and increased the levelized cost of ammonia by 30%, indicating the need for regulation of the carbon credit market to make this route more competitive.

Keywords: Biomass gasification, Hydrogen, Ammonia, levelized Ammonia Cost, Carbon capture and storage,

1. Introdução

A amônia é um produto químico extremamente utilizado em todo o mundo devido sua aplicação em diversos setores industriais como por exemplo a indústria química, farmacêutica, explosivos e refrigeração [1]. Devido sua elevada importância o processo de síntese de amônia é responsável por consumir 2% de toda a

energia produzida no mundo. Nesse processo de síntese de amônia, as principais rotas de produção são através de combustíveis fósseis principalmente o gás natural e o carvão correspondendo pela emissão de 1% do *global warming potential* do mundo [2]. Ao utilizar estas rotas convencionais chega-se ao problema relacionado as emissões de CO₂ que contribuem para o aquecimento

da temperatura mundial, contrariando as metas estabelecidas no acordo de Paris 2015, no qual, busca limitar o acréscimo de temperatura mundial a no máximo 2°C e buscar a neutralidade na emissões de carbono até 2050 [3]. No entanto, quando a amônia é obtida através do hidrogênio verde ou azul, o impacto ambiental relacionado as emissões de CO₂ são reduzidos, as rotas de produção de amônia que utilizam hidrogênio verde e azul oferecem a redução significativa em relação a amônia cinza, com reduções de 90,9% e 42,9% respectivamente, demonstrando o potencial promissor das rotas de amônia sustentável [4].

Em relação ao hidrogênio verde uma alternativa para reduzir as emissões na síntese de amônia é através da gaseificação de biomassa. Esse método permite flexibilizar as fontes de hidrogênio e diminuir as emissões de gases de efeito estufa, principalmente pela neutralidade de carbono proporcionada pelo ciclo natural da biomassa [5]. O CO₂ liberado durante a produção do hidrogênio é reabsorvido pela biomassa através da fotossíntese ao longo de seu ciclo de vida natural.

Outra alternativa desenvolvida para contribuir para a neutralidade de carbono emitido, é através de sistemas de captura, sequestro e armazenamento de carbono (CCS). Quando essa tecnologia é associada a reforma a vapor do gás natural, obtém-se a amônia azul desde que 90% do dióxido de carbono presente nos gases liberados para atmosfera sejam capturados.

Além da amônia ser um combustível livre de carbono em sua composição (NH₃) [6], contribuindo para redução do, a amônia também tem uma característica muito importante no que se relaciona ao armazenamento de hidrogênio, enquanto o hidrogênio necessita ser comprimido até 400 bar para seu armazenamento em estado líquido a amônia encontra-se em estado líquido a 1 bar e 25°C [7], reduzindo os custos associados ao seu armazenamento e transporte em comparação ao hidrogênio [8].

A rota de produção da amônia tem um impacto direto em seu custo, principalmente devido ao consumo de energia variado entre as diferentes rotas. A produção convencional de amônia pelo processo Haber-Bosch custa aproximadamente 600 US\$/t NH₃. Em contraste, a produção de amônia verde, que utiliza eletrólise, tem um custo em torno de 1250 US\$/t NH₃ [9], enquanto a amônia obtida através de biomassa o custo nivelado de produção é de 1100 US\$/ton NH₃ [10].

Este estudo tem como objetivo determinar o custo nivelado de produção de amônia obtido através da gaseificação de combustível derivado de resíduo sólido urbano (CDRSU) para 2 diferentes cenários: gaseificação apenas com ar e gaseificação com ar e adição de vapor. Para identificar os parâmetros de operação da planta de gaseificação para produção de hidrogênio e síntese de amônia foi desenvolvido no *software* Aspen Plus V11 um modelo de equilíbrio químico. Finalmente foi modelado uma planta de captura de carbono para verificar o custo de aplicação dessa tecnologia de modo a se obter menores emissões de CO₂ nos cenários. Espera-se

que esse trabalho contribua para determinação do custo nivelado de produção de amônia renovável e definir os cenários em que a utilização da captura de carbono seja competitiva economicamente.

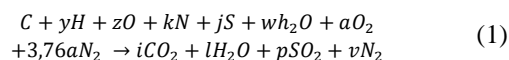
2. Metodologia

O estudo utilizará modelos de equilíbrio químico dos reatores disponíveis no Aspen Plus para determinar as condições da síntese de amônia, permitindo quantificar a produção de acordo com o agente gaseificante utilizado. A metodologia adotada para a análise econômica é realizada para sistemas de referência e os custos são dividido em Despesas de Capital (CAPEX) e Despesas Operacionais (OPEX) cálculo do LCONH₃ é baseada no

2.1. Modelo de gaseificação de biomassa

A simulação da planta de gaseificação de diferentes biomassas foi realizada através do *software* Aspen Plus®, nele foi possível desenvolver o modelo de gaseificação e realizar adições de processos na planta para favorecer o aumento da produção de hidrogênio para posterior uso na síntese de amônia. Durante a composição do modelo de gaseificação em Aspen Plus® v11, os modelos de propriedades físicas de entalpia e densidade selecionados para biomassa e cinzas são “HCOALGEN e DCOALIGT”, que são utilizados para o cálculo das entalpias de formação, capacidade frigorífica e densidade de diferentes compostos com base na composição imediata elementar de cada biomassa de interesse de estudo.

De modo a realizar a gaseificação das biomassas, faz-se necessário o cálculo da razão ar-combustível da reação da combustão estequiométrica, também conhecida como combustão completa, mostrada pela



Onde:

- C: é a fração molar de carbono da biomassa;
- x: é o número de mols do carbono;
- H: é a fração molar de hidrogênio da biomassa;
- x: é o número de mols do hidrogênio;
- O: é a fração molar de oxigênio da biomassa;
- z: é o número de mols do oxigênio;
- N: é a fração molar de nitrogênio da biomassa;
- k: é o número de mols do nitrogênio;
- S: é a fração molar de enxofre da biomassa;
- j: é o número de mols do enxofre;
- H₂O é a umidade da biomassa;
- w é o número de mols da umidade;
- a é o coeficiente estequiométrico para o ar padrão.

O cálculo da razão ar combustível estequiométrico pode ser apresentado pela Equação 2.

$$AC_{est} = \frac{(a \cdot (32 + 28 \cdot 3,76))}{MM} \quad (2)$$

Onde:

- MM é a massa molar da biomassa [g/mol].

Finalmente o cálculo da razão de equivalência RE é dado pela Equação 3.

$$RE = \frac{\frac{\dot{m}_{Ar}}{\dot{m}_{biomseca}}}{\left(\frac{\dot{m}_{Ar}}{\dot{m}_{biomseca}}\right)_{est}} \quad (3)$$

A razão de vapor/biomassa é utilizada para gaseificação com adição de vapor e é definida pela Equação 4.

$$SBR = \frac{\dot{m}_{vapor} + \dot{m}_{umidade}}{\dot{m}_{biomassa\ seca}} \quad (4)$$

2.2. Etapas da gaseificação e síntese de amônia

2.2.1. Pré-tratamento

O RSU tem em sua composição, papel, vidro, plástico, metal, matéria orgânica e outros não combustíveis [11]. O vidro, metal e outros materiais são separados no pré-tratamento sendo possível definir a composição final desse material que será gaseificado, o CDRSU.

2.2.2. Gaseificação

A temperatura de gaseificação é calculada pelo modelo de Régis (2015) através dos dados de entrada da composição elementar da biomassa, RE, temperatura inicial dos reagentes e temperatura de referência. Ao inserir os parâmetros de entrada no reator através da minimização da energia livre de Gibbs a composição do gás de síntese é obtida no Aspen Plus.

2.2.3. Reação de deslocamento água-gás

O reator de alta temperatura é responsável por converter aproximadamente 90 % do monóxido de carbono em dióxido de carbono e, finalmente, o reator de baixa temperatura converte 95 % do restante do monóxido de carbono. A quantidade de vapor a ser adicionada foi calculada através da corrente de gás seco na entrada dos reatores. A soma da corrente de vapor de água na entrada do reator com a corrente de vapor adicionada deve ser de aproximadamente 40 % da vazão mássica.

2.2.4. Separação do hidrogênio

Nessa etapa ocorre a separação do hidrogênio do fluxo de corrente dos gases através do PSA de modo que o hidrogênio separado tenha elevado teor de pureza em sua composição: 99,999 %. 89 % do H₂ produzido pela

planta de gaseificação é separado com elevado teor de pureza e segue para ser armazenado

2.2.5. Captura e armazenamento do CO₂

Nesse processo, o gás passa pelo PSA para a separação do hidrogênio de sua corrente. Em seguida, direciona-se o gás resultante para a planta de captura de carbono, onde é efetuada a captura do dióxido de carbono. Essa abordagem visa atenuar as emissões provenientes da planta de gaseificação de biomassa, representando uma estratégia eficaz para mitigar o impacto ambiental. Esse método é amplamente utilizado para a separação seletiva do CO₂ a partir dos gases de exaustão, permitindo reduzir as emissões associadas ao processo de gaseificação.

2.2.6. Misturador H₂ e N₂

Este componente desempenha o papel crucial de combinar os insumos, hidrogênio e nitrogênio, numa proporção molar de 3:1. Neste equipamento ocorre a mistura do hidrogênio, do nitrogênio e dos gases de reciclo

2.2.7. Sistema de compressão

Os compressores desempenham o papel de aumentar a pressão da mistura de gases, composta por hidrogênio e nitrogênio. Para esse processo, utiliza-se de dois compressores o primeiro para elevar até 20 bar e o segundo para 150 bar, juntamente com trocadores de calor, visando reduzir a potência elétrica necessária para o funcionamento dos compressores.

2.2.8. Reator de síntese de amônia

O bloco, referente ao reator e encarregado da conversão dos insumos em amônia, é o componente REquiL no Aspen Plus® v11. Esse bloco requer como entrada os parâmetros de temperatura, pressão e as reações que vão ocorrer no reator.

2.3. Estimativa de custos

A análise econômica consiste em verificar a despesa de capital (CAPEX) expresso em US\$, as despesas operacionais anuais (OPEX) expresso em US\$ e o custo nivelado de produção de amônia (LCONH₃) expresso em US\$/kgNH₃ [12]. O CAPEX e o OPEX são calculados de acordo com a Equação 5 e 6.

$$EPC = \sum (EPC_{old} \cdot \left(\frac{Cap}{Cap_{old}}\right)^n \cdot \frac{CEPCI}{CEPCI_{old}}) \quad (5)$$

Onde:

- EPC: É a soma dos custos dos equipamentos [US\$]

- EPC_{old} : É o custo do equipamento no ano de referência [US\$];
- Cap É o fator de escala para o uso do equipamento;
- Cap_{old} : É o fator de escala de referência;
- CEPCI É a taxa de inflação durante o período analisado;
- $CEPCI_{old}$: É o valor da taxa de inflação durante o período de referência.
- n: parâmetro de escala para estimativa de custos.

A Tabela 1 apresenta os dados de referência obtidos na literatura para a estimativa dos custos dos equipamentos.

Na Tabela 1 mostra a disponibilidade operacional da fábrica, o tempo de vida do projeto, a taxa interna de retorno e os parâmetros econômicos utilizados para avaliar o custo nivelado da produção de amônia, bem como a percentagem representativa do EPC.

Tabela 1. Indicadores econômicos

Parâmetros	
Taxa de retorno (%)	10%
Tempo de vida (anos)	20
Horas de operação (horas/ano)	6912
Custo da terra	6 % of EPC
Custo indireto do capital	23 % of EPC
Custos de instalação	0,55 % of EPC

A composição do CAPEX requer uma consideração abrangente para além do custo do equipamento, como mostra a Equação 6. É essencial levar em conta o custo da instalação, as despesas indiretas relacionadas ao capital que poderia ser investido, os custos associados à mão de obra e os encargos relacionados à aquisição do terreno para a instalação da planta de gaseificação

$$CAPEX = EPC + CI + CIC + CT \quad (6)$$

Onde:

- EPC: é somatório dos custos dos equipamentos da planta [US\$];
- CI: é o custo de instalação [US\$];
- CIC: é o custo indireto do capital [US\$];
- CT: é o custo da terra [US\$].

Enquanto os custos de despesas operacionais pode ser calculado pela Equação 6.

$$OPEX = O\&M + DC + Utilities \quad (7)$$

Onde:

- O&M: é o custo de operação e manutenção [US\$];
- DC é o custo de depreciação [US\$];
- Utilidade: é o custo com eletricidade e demais despesas da planta [US\$].

Uma vez disponíveis as especificações detalhadas dos custos dos equipamentos e os valores adoptados para as taxas, torna-se possível calcular o $LCONH_3$ utilizando as Equações

$$FRC = \frac{i(1+i)^n}{(1+i)^n - 1} \quad (8)$$

Onde:

- FRC é o fator de anualização do investimento;
- i é a taxa de juros;
- n é a vida útil do projeto.

$$CIA = CAPEX \cdot FRC \text{ [USD]} \quad (9)$$

Onde o CIA é a anualização do custo total do investimento em equipamentos.

$$NH_3 \text{ anual} = NH_3 \text{ planta} \cdot HO \text{ [kgNH}_3] \quad (10)$$

Onde:

- $NH_{3\text{planta}}$ é a vazão mássica de amônia produzida por hora;
- HO são as horas de operação da planta de gaseificação.

Finalmente pela Equação 10 é possível realizar o cálculo do custo nivelado de produção de amônia.

$$LCONH_3 = \frac{CIA + O\&M}{NH_3 \text{ anual}} \left[\frac{USD}{kgNH_3} \right] \quad (11)$$

3. Resultados

A seguir são apresentados os resultados e validação do modelo de gaseificação de biomassa e síntese de amônia utilizando o modelo de equilíbrio químico em Aspen Plus.

3.1. Validação do modelo termoquímico de gaseificação.

Para validar a modelagem do processo de gaseificação de biomassa no Aspen Plus® v11, considerando diferentes agentes de gaseificação, foi realizada uma validação com base no estudo experimental conduzido por Sales et al. (2017). Neste estudo, a biomassa utilizada

foi o *Eucalyptus* (eucalipto), com a seguinte composição elementar: 40% de carbono, 0,20% de nitrogênio, 6,30% de hidrogênio, 0,10% de enxofre, 44,4% de oxigênio, e composição de 0,79% de cinzas, 72,86% de material volátil e 15,18% de carbono fixo.

Ao realizar o cálculo do RMS entre o modelo desenvolvido e os testes experimentais verifica-se um valor de 2,4 %, indicando, mais uma vez, que os resultados desenvolvidos estão dentro da margem de erro de trabalhos relacionados a esse método de validação.

Tabela 2. Validação dos resultados com a literatura.

Parâmetros de modelagem										Modelo GIZ et al. (2017)	Sales et al. (2017)	Modelo GIZ et al. (2017)	Sales et al. (2017)	Modelo GIZ et al. (2017)	Sales et al. (2017)
Teste	Biomassa [kg/h]	Ar [kg/h]	mO ₂ [kg/h]	mvap [kg/h]	ER	SBR	CO [%]	CH ₄ [%]	H ₂ [%]						
1	10,07	20,69	0	0	0,396	0,127	21,11	17,8	0,74	1,4	17,56	17,2			
2	11,12	24,18	0	0	0,42	0,127	22,37	15,4	0,64	1,6	17,43	16,3			
3	14,33	27,54	0	0	0,374	0,127	19,59	21	0,84	1,7	17,68	16,3			
4	9,77	20,69	0	3	0,409	0,476	14,3	12,2	0,77	1,6	21,13	19,4			
5	11,06	24,18	0	3	0,422	0,435	13,5	8,7	1,9	1,4	20,66	21,3			
6	11,71	27,54	0	3	0,454	0,418	15,68	8,3	0,04	1,6	18,94	18,5			
7	8,72	20,69	0	9	0,458	1,299	6,28	7,2	0,06	1,6	20,25	19			
8	11,31	24,18	0	9	0,413	1,03	7,4	12,8	0,6	1,7	22,29	18,4			
9	13,2	27,54	0	9	0,402	0,901	8,4	11,1	0,85	1,7	22,44	20,4			

3.2. Validação modelo de síntese de amônia

A presente seção apresenta a validação do modelo utilizado através da comparação com dados obtidos através de estudos experimentais disponíveis na literatura. Buscando garantir que as técnicas e abordagens adotadas no presente modelo sejam adequadas para ilustrar a produção de amônia pelos meios escolhidos.

Tabela 3. Validação do modelo de síntese de amônia.

Parâmetro de Validação	Zhang et al. (2020)	Zhang et. al (2020)	Xu et al. (2021)	Este trabalho H ₂
Fração molar entrada no reator, H ₂	74,98	74,4	74,60	74,95
Fração molar entrada no reator, N ₂	25,01	24,08	24,87	25,04
Temperatura do reator (°C)	449 - 478	467 - 488	450	450
Pressão no reator (bar)	137 - 140	136 - 140	150	150
Razão H ₂ /N ₂	2,99	3	3,0	3,0
Fração Molar Amônia	20,94	19,42	19,88	22,63

Apesar da busca por catalisadores inovadores capazes de operar em condições de temperatura e pressão mais baixas ser vantajosa, conduzir a reação a pressões reduzidas resulta em rendimentos muito baixos de NH₃. A reação de Haber-Bosch é exotérmica e ocorre com uma diminuição no número de mols, sendo termodinamicamente favorecida em baixas temperaturas e altas pressões [12].

3.3. Indicadores de rendimento

Os indicadores de rendimento são calculados a partir da demanda térmica e elétrica da gaseificação, captura de carbono e da síntese de amônia através dos reatores de Haber-Bosch conforme representado pela tabela 4.

Tabela 4. Demanda de energia dos processos de síntese de amônia.

Estudo de caso	Gaseificação		Captura de Carbono	Haber-bosch
	Calor [kW]	Elettricidade [kW]	Demanda de energia total [kW]	Demanda de energia total [kW]
A	2163	4578	0	1865
B	2163	4578	4992	1865
C	4535	6725	0	3553
D	4535	6725	7856	3553

Tabela 5. Eficiência obtida do modelo de síntese de amônia.

Biomassa	Caso	Agente da gaseificação	Captura de carbono	Eficiência [%]
CDRSU	A	Ar	Não	42,56%
CDRSU	B	Ar + vapor	Não	43,85%
CDRSU	C	Ar	Sim	35,76%
CDRSU	D	Ar + vapor	Sim	35,45%

Devido a adição do sistema de captura de carbono que tem elevada demanda térmica para realizar a separação do dióxido de carbono do solvente, ocorre uma redução de 10 % penalizando a eficiência geral da planta de síntese de amônia.

3.4. Custo nivelado de amônia

A tabela 6 representa o custo total da instalação e o custo niveçado de produção da amônia obtida a partir do bagaço de cana-de-açúcar e do CDRSU.

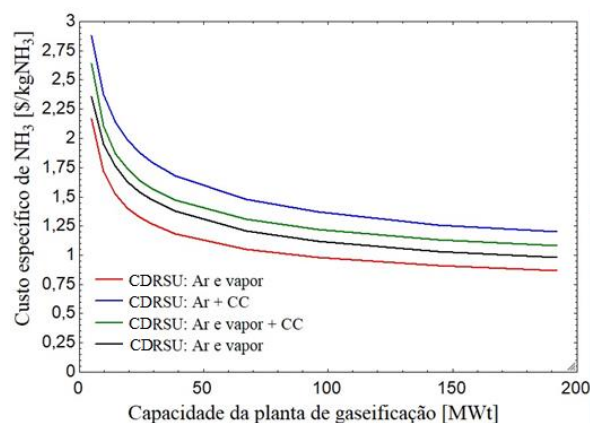
Tabela 6. Custo nivelado de produção de amônia.

Caso	Biomassa	Agente de gaseificação	Captura de carbono	Amônia produzida [kg/h]	Custo da Planta [US\$]	Custo da NH ₃ [US\$/kg]
A	CDRSU	Ar	Não	1154,95	71.050.451,78	1,93
B	CDRSU	Ar + Vapor	Não	1608,84	82.169.119,93	1,72
C	CDRSU	Ar	Sim	1154,95	86.896.466,79	2,38
D	CDRSU	Ar + Vapor	Sim	1608,84	101.791.356,19	2,11

A inclusão do sistema de captura de carbono tem um impacto de, aproximadamente, 30% no custo nivelado

da amônia para todos os estudos de caso simulados, indicando que medidas ambientais, tais como a venda de dióxido de carbono capturado e incentivos fiscais, devam ser criadas para fomentar o incremento dessa tecnologia em busca de reduzir as emissões no processo de produção de amônia.

Os resultados mostram que a amônia renovável ainda não é competitiva com a rota da reforma do gás natural, que obtém custo nivelado de produção de 0,7 US\$/ton [13].



Conforme a capacidade da planta de gaseificação é incrementada, a produção de hidrogênio destinada a produção de amônia também aumenta, resultando em uma redução do custo nivelado da amônia produzida. Uma vez que a amônia tem como insumos o H₂ e o N₂, à medida que seja realizado um aumento na capacidade de produção desses insumos, terá como resposta uma redução do custo nivelado da amônia por conta do expoente n no cálculo EPC pela Equação **Erro! Fonte de referência não encontrada.** Em termos percentuais, esse aumento de capacidade na planta de gaseificação acarretou em uma redução do custo nivelado de hidrogênio em 50 %.

Os custos não seguem um comportamento linear como o que acontece na produção, quanto maior a capacidade de um equipamento, maior será a produção. No entanto, os custos não aumentam linearmente, quanto menor o expoente de escalabilidade melhor será a relação custo/produção

4. Conclusões

Este estudo investigou o custo de produção de amônia a partir da gaseificação de RSU para dois diferentes agentes gaseificantes.

Os resultados obtidos deste modelo devem ser interpretados para as condições que foi empregado, nesse modelo de equilíbrio químico da síntese de amônia, as limitações consideradas são: O reator da síntese de amônia não considera o tempo de residência na formação da amônia, o que leva a se obter valores de conversão da amônia acima dos valores experimentais. As temperaturas e pressões utilizadas foram retiradas da

literatura em que sugere-se pressões elevadas 150 – 200 bar e temperaturas moderadas de 450 °C.

Os resultados mostram que a produção de amônia a partir da gaseificação de biomassa, especialmente em pequenas escalas, não são competitivos aos valores praticados pelo mercado, que variam entre 0,5 US\$/kgNH₃ e 0,65 US\$/kgNH₃ através das rotas convencionais.

5. Agradecimentos

Os autores gostariam de agradecer à Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior (CAPES) por seu apoio financeiro.

6. Referências

- [1] ZANG, G. et al. Techno-economic comparative analysis of Biomass Integrated Gasification Combined Cycles with and without CO₂ capture. **International Journal of Greenhouse Gas Control**, v. 78, p. 73–84, 1 nov. 2018.
- [2] ANIKA, O. C. et al. Prospects of low and zero-carbon renewable fuels in 1.5-degree net zero emission actualisation by 2050: A critical review. **Carbon Capture Science & Technology**, v. 5, p. 100072, 1 dez. 2022.
- [3] REN, K. et al. Life cycle assessment of ammonia synthesis based on pulverized coal entrained flow gasification technology in China. **Journal of Cleaner Production**, v. 328, p. 129658, dez. 2021.
- [4] CARDOSO, J. S. et al. Small-Scale Biomass Gasification for Green Ammonia Production in Portugal: A Techno-Economic Study. **Energy & Fuels**, v. 35, n. 17, p. 13847–13862, 2 set. 2021.
- [5] SASI, S. et al. Ammonia for civil aviation: A design and performance study for aircraft and turbofan engine. **Energy Conversion and Management**, v. 307, p. 118294, 1 maio 2024.
- [6] SKORSTENGAARD, J.; FRIGON, S. The Royal New Zealand Ballet and the Power of Dance in Prison. **Open Journal of Social Sciences**, v. 10, n. 10, p. 213–229, 2022.
- [7] ARORA, P. et al. Small-Scale Ammonia Production from Biomass: A Techno-Enviro-Economic Perspective. **Industrial & Engineering Chemistry Research**, v. 55, n. 22, p. 6422–6434, 8 jun. 2016.

[8] NÁSNER, A. M. L. Modelagem de uma Planta Piloto de Gaseificação de Combustível Derivado de Resíduos (CDR) em um Sistema Integrado a Motor Ciclo Otto, Utilizando o Software Aspen PlusTM. mar. 2015.

[9] DE SALES, C. A. V. B. et al. Experimental study on biomass (eucalyptus spp.) gasification in a two-stage downdraft reactor by using mixtures of air, saturated steam and oxygen as gasifying agents. **Energy Conversion and Management**, v. 145, p. 314–323, 1 ago. 2017.

[10] XU, C. et al. Thermodynamic analysis of a novel biomass polygeneration system for ammonia synthesis and power generation using Allam power cycle. **Energy Conversion and Management**, v. 247, p. 114746, 1 nov. 2021.

[11] ZHANG, H. et al. Techno-economic comparison of green ammonia production processes. **Applied Energy**, v. 259, p. 114135, 1 fev. 2020b.

[12] SARA, H. R. et al. Techno-economic Analysis of Hydrogen Production Using Biomass Gasification -A Small Scale Power Plant Study. Energy Procedia, ATI 2016 - 71st Conference of the Italian Thermal Machines Engineering Association. v. 101, p. 806–813, 1 nov. 2016.

[13] Plano Nacional de Energia 2050

[14] KUMAR, R.; SHARMA, A. KR.; TEWARI, P. C. Cost analysis of a coal-fired power plant using the NPV method. *Journal of Industrial Engineering International*, v. 11, n. 4, p. 495–504, 1 dez. 2015.

[15] MANZOLINI, G.; MACCHI, E.; GAZZANI, M. CO₂ capture in Integrated Gasification Combined Cycle with SEWGS – Part B: Economic assessment. *Fuel*, v. 105, p. 220–227, 1 mar. 2013.

[16] SZIMA, S. et al. Gas switching reforming for flexible power and hydrogen production to balance variable renewables. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, v. 110, p. 207–219, 1 ago. 2019.

[17] YANG, S. et al. Conceptual Design and Analysis of a Natural Gas Assisted Coal-to-Olefins Process for CO₂ Reuse. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, v. 52, n. 40, p. 14406–14414, 9 out. 2013.

[18] ZANG, G. et al. Techno-economic comparative analysis of Biomass Integrated Gasification Combined

Cycles with and without CO₂ capture. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, v. 78, p. 73–84, 1 nov. 2018.

[19] PALONE, O. et al. Techno-economic analysis of sustainable methanol and ammonia production by chemical looping hydrogen generation from waste plastic. **Energy Conversion and Management**, v. 292, p. 117389, 15 set. 2023.

[20] ARORA, P. et al. Remote, small-scale, ‘greener’ routes of ammonia production. **Journal of Cleaner Production**, v. 199, p. 177–192, 20 out. 2018.

[21] SPATOLISANO, E.; PELLEGRINI, L. A. Haber-Bosch process intensification: A first step towards small-scale distributed ammonia production. **Chemical Engineering Research and Design**, v. 195, p. 651–661, 1 jul. 2023.

[22] LUBERTI, M.; AHN, H. Review of Polybed pressure swing adsorption for hydrogen purification. **International Journal of Hydrogen Energy**, v. 47, n. 20, p. 10911–10933, 5 mar. 2022.

[23] AZIZ, M.; WIJAYANTA, A. T.; NANDIYANTO, A. B. D. Ammonia as Effective Hydrogen Storage: A Review on Production, Storage and Utilization. **Energies**, v. 13, n. 12, p. 3062, jan. 2020.

[24] FAYE, O.; SZPUNAR, J.; EDUOK, U. A critical review on the current technologies for the generation, storage, and transportation of hydrogen. **International Journal of Hydrogen Energy**, v. 47, n. 29, p. 13771–13802, 5 abr. 2022.