

CONVALIDAÇÃO E AJUSTE DA CINÉTICA LHHW DE TODIC PARA GÁS DE SÍNTESE DA BI-REFORMA VISANDO À PRODUÇÃO DE SAF

G. M. B. Tonial¹, G. F. Lopes², D. J. Nicolin³, L. B. Rocha¹, L. M. de Matos Jorge¹

¹Universidade Estadual de Maringá, Departamento de Engenharia Química, Maringá, Brasil

²Universidade Estadual de Maringá, Departamento de Engenharia de Produção, Maringá, Brasil

³Universidade Tecnológica Federal do Paraná, Departamento Acadêmico de Engenharia, Curitiba, Brasil

e-mail principal autor: gabriellybtonial@gmail.com

Este trabalho apresenta a adaptação da cinética LHHW de Todici et al. (2013) ao Aspen Plus para simular a síntese Fischer-Tropsch de gás de síntese da bi-reforma. Uma rede C1-C30, com metano, n-parafinas e 1-olefinas, foi calibrada por conversão de CO e razão olefina/parafina. Com XCO fixo em 45,5%, $\alpha = 0,91$ favoreceu a faixa C8-C16, gerando 271,14 kg/h de SAF potencial.

Palavras-chave: Fischer-Tropsch; Querosene de aviação; Hidrocarbonetos; Aspen Plus

INTRODUÇÃO

A síntese Fischer-Tropsch (FT) continua sendo uma das rotas mais importantes para transformar gás de síntese, formado principalmente por monóxido de carbono e hidrogênio, em hidrocarbonetos de diferentes tamanhos de cadeia. A partir dessa rota, é possível obter desde gases leves até frações de nafta, querosene, diesel e ceras. Por isso, a FT permanece relevante em processos gas-to-liquids, biomass-to-liquids e power-to-liquids, especialmente quando se busca produzir combustíveis sintéticos de baixo teor de enxofre e aromáticos. Nesse cenário, a faixa de querosene sintético ganha destaque por sua relação com a produção potencial de combustível sustentável de aviação, ou Sustainable Aviation Fuel (SAF) (Perego et al., 2009; Graciano et al., 2017; Yahyazadeh et al., 2023).

Para esse tipo de aplicação, representar somente a conversão global de CO não é suficiente. O aspecto decisivo é a seletividade, isto é, a forma como o carbono convertido se distribui entre produtos leves, intermediários e pesados. Neste estudo, a fração de interesse foi definida como C8-C16, por ser o intervalo associado ao querosene sintético e ao SAF potencial. Assim, a cinética adotada precisa descrever não apenas o consumo dos reagentes, mas também o crescimento de cadeia e a formação relativa de parafinas, olefinas e frações cerosas (Pirola et al., 2017; Zarandi et al., 2020).

Entre as opções disponíveis na literatura, a cinética de Todici et al. (2013) foi escolhida por reunir características importantes para o objetivo deste trabalho. Trata-se de uma formulação mecanística do tipo Langmuir-Hinshelwood-Hougen-Watson (LHHW), ajustada para catalisador Co-Re/Al₂O₃ em reator slurry, capaz de representar simultaneamente metano, n-parafinas e 1-olefinas. Além disso, o modelo incorpora a variação da razão olefina/parafina com o número de carbonos, aspecto essencial quando se deseja avaliar cortes de combustível em vez de apenas uma conversão global (Todici et al., 2013; Ghouri et al., 2016).

Apesar dessa adequação conceitual, a cinética de Todici não pode ser simplesmente copiada para o Aspen Plus sem tratamento prévio. O modelo original foi desenvolvido para um reator slurry, enquanto a simulação deste trabalho foi conduzida no bloco RPlug, utilizado como uma aproximação pseudo-homogênea. Também foi necessário reorganizar as expressões de taxa nos campos disponíveis no Aspen Plus, separando fator cinético, força motriz e termo de adsorção. Essa etapa de adaptação foi conduzida de modo a preservar a estrutura do modelo original e, ao mesmo tempo, permitir sua aplicação ao gás de síntese proveniente da bi-reforma do biometano, rota previamente simulada para aproveitamento energético da vinhaça de cana-de-açúcar e obtenção de uma corrente com razão H₂/CO próxima de 2 (Tonial et al., 2023; Graciano et al., 2017; Graciano et al., 2018).

Essa preocupação dialoga com a revisão crítica de Tonial et al. (2026), que destaca a dispersão da literatura de modelagem e simulação de reatores Fischer-Tropsch quanto ao tipo de reator, à formulação cinética, à ferramenta computacional e à forma de apresentar as faixas de produtos. Nesse sentido, a adaptação de uma cinética mecanística ao Aspen Plus, aplicada a uma corrente específica de gás de síntese, contribui para tornar a simulação mais rastreável, reprodutível e comparável com outros estudos da área.

Com base nesse contexto, o objetivo deste trabalho foi adaptar a cinética LHHW de Todici et al. (2013) ao Aspen Plus, construir uma rede reacional C1-C30 para a síntese Fischer-Tropsch, calibrar o

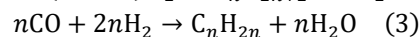
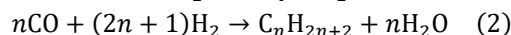
modelo por conversão de CO e razão olefina/parafina e aplicá-lo ao gás de síntese da bi-reforma. Em seguida, avaliou-se o efeito da probabilidade de crescimento de cadeia, α , sobre a formação da fração C8-C16, buscando identificar a condição mais favorável à produção potencial de SAF.

MATERIAL E MÉTODOS

Base cinética e rede reacional

A base cinética foi o modelo FTS-I de Todici et al. (2013), originalmente proposto para a síntese FT em reator slurry de 1 L, empregando catalisador 25%Co/0,48%Re/Al₂O₃. A base experimental contempla temperaturas de 478, 493 e 503 K, pressões de 1,5 e 2,5 MPa, razões H₂/CO de 1,4 e 2,1 e WHSV entre 1,0 e 22,5 NL/(gcat h). A escolha desse modelo também se justifica por sua utilização posterior em estudos de modelagem multiescala de reatores FT com catalisadores de cobalto (Todici et al., 2013; Ghouri et al., 2016).

A rede reacional foi limitada a C30, totalizando 59 reações: uma para a formação de metano, 29 para n-parafinas C2-C30 e 29 para 1-olefinas C2-C30. As reações foram escritas como estequiometrias globais, mantendo o fechamento entre o CO consumido e a água formada durante a síntese.



No Aspen Plus, a formulação LHHW foi reorganizada nos três blocos exigidos pelo editor de reações: fator cinético, força motriz (DF_i) e termo de adsorção (DEN_s). O fator cinético recebeu os parâmetros efetivos de Arrhenius e a dependência com o crescimento de cadeia, proporcional a α^n . A força motriz foi usada para representar a dependência da taxa em relação ao hidrogênio, com PH₂^{0,5} para metano e n-parafinas e PH₂^{0,5} para 1-olefinas. O termo de adsorção, representado por DEN_s, foi derivado do balanço de sítios catalíticos livres do modelo FTS-I e mantido comum às 59 reações. Desse modo, as famílias de produtos foram diferenciadas pela estequiometria, pelo fator cinético e pela força motriz, enquanto a superfície catalítica permaneceu única e compartilhada.

$$r_i = \frac{k_i(T) \cdot DF_i}{DEN_s} \quad (4)$$

$$k_i(T) = A_{\text{eff},i} \exp\left(-\frac{E_{\text{eff},i}}{RT}\right) \quad (5)$$

Para reduzir a ambiguidade do termo DEN_s, a composição do denominador de adsorção foi explicitada na metodologia. Na forma cadastrada no Aspen Plus, o denominador é formado por cinco contribuições somáveis, descritas por coeficientes de temperatura e expoentes de pressão parcial. Essa estrutura é importante porque impede que cada reação da rede seja tratada como se ocorresse em uma superfície catalítica independente.

Tabela 1. Termos do denominador de adsorção DEN_s utilizados na implementação LHHW no Aspen Plus.

Termo	Contribuição ao DEN _s	A; B	Expoentes
1	1	A=0; B=0	H ₂ =0; H ₂ O=0
2	(1+G ₃₀)√K ₇ ·PH ₂ ^{0,5}	A=-1,19019 B=1503,40	H ₂ =0,5 H ₂ O=0
3	(G ₃₀ √K ₇ /K ₄)·PH ₂ ^{0,5}	A=-2,36468 B=2453,56	H ₂ =0,5 H ₂ O=0

4	$[G_{30}\sqrt{K_2/(K_2K_4)}]\cdot PH_2^{-0,5}$	A=-5,55926 B=3588,93	H ₂ =-0,5 H ₂ O=0
5	$[G_{30}\sqrt{K_2/(K_2K_3K_4)}]\cdot PH_2O\cdot PH_2^{-1,5}$	A=-7,18457 B=4632,89	H ₂ =-1,5 H ₂ O=1

Nota: os coeficientes A e B foram organizados na forma de entrada do Aspen Plus para os termos de adsorção, com C = 0 e D = 0. O termo G₃₀ representa a soma geométrica associada ao truncamento da distribuição até C30.

Com essa descrição, DENs deixa de ser apenas uma variável compacta e passa a representar explicitamente a cobertura superficial comum às reações. A opção por um denominador único preserva a lógica LHHW de Todici et al. (2013) e reduz o número de parâmetros ajustáveis, mantendo a comparação entre metano, parafinas e olefinas centrada na cinética efetiva e na força motriz de cada família.

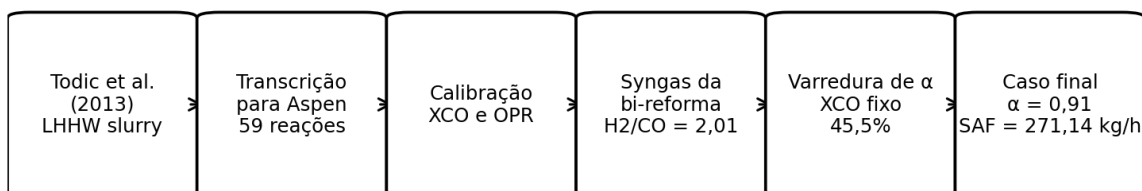
Adaptação ao Aspen Plus e alimentação da bi-reforma

Como o modelo de Todici foi ajustado em reator slurry, sua implementação no Aspen Plus foi feita no bloco RPlug como aproximação pseudo-homogênea. Foram adotados comprimento de 4 m, diâmetro de 0,8 m, massa de catalisador de 1215 kg e bed voidage

Tabela 2. Condições principais de operação e alimentação no reator Fischer-Tropsch.

Variável	Valor adotado	Observação
Temperatura e pressão	220 °C; 15 bar	Equivalente a 493,15 K e 1,5 MPa
Reator e catalisador	RPlug; L = 4 m; D = 0,8 m; Wcat = 1215 kg	Aproximação pseudo-homogênea da cinética slurry
Bed voidage	0,40	Aproximação de leito empacotado
Entrada total	411,188 kmol/h	Gás de síntese proveniente da bi-reforma
CO, H ₂ e H ₂ /CO	132,924 kmol/h; 266,619 kmol/h; H ₂ /CO = 2,01	Próximo à condição H ₂ /CO = 2,1 de Todici

Figura 1. Fluxo metodológico adotado para adaptação, calibração e aplicação da cinética de Todici ao gás de síntese da bi-reforma.



Calibração e critério de ajuste

A primeira etapa de ajuste buscou reproduzir a conversão de CO da condição de referência. No entanto, a conversão isolada não garantia uma distribuição adequada de produtos: em testes preliminares, a corrente resultante se tornou excessivamente parafínica. Por esse motivo, a razão olefina/parafina (OPR) foi incorporada como segundo critério de aderência ao modelo de Todici.

$$OPR_n = \frac{F(C_nH_{2n})}{F(C_nH_{2n+2})} \quad (6)$$

Depois da validação por XCO e OPR, a cinética foi aplicada ao gás de síntese da bi-reforma. Para avaliar a seletividade para SAF sem confundir esse efeito com aumento de severidade reacional, manteve-se a conversão de CO no valor de referência de Todici. Em seguida, variou-se o parâmetro de crescimento de cadeia, α, e, para cada valor, ajustou-se um fator global de severidade para manter XCO próximo de 45,5%.

$$A_{\text{eff,novo}} = A_{\text{eff,base}} \left(\frac{\alpha}{0,90} \right)^n f_{\text{sev}} \quad (7)$$

Com esse procedimento, os valores de α foram comparados em uma mesma conversão, permitindo separar o efeito de seletividade de

Tabela 3. Resultados selecionados da varredura de α com conversão de CO fixada em 45,5%.

α	fsev	XCO (%)	HC total (kg/h)	SAF C8-C16 (kg/h)	SAF/HC (%)	SAF/C5+ (%)
0,85	1,7169	45,50	886,07	240,47	27,14	47,89
0,88	1,2578	45,50	879,30	265,09	30,15	46,18
0,89	1,1204	45,50	877,10	270,18	30,80	45,20
0,90	0,9915	45,50	874,97	273,38	31,24	44,02
0,91	0,8716	45,50	872,90	274,56	31,45	42,65
0,92	0,7610	45,50	870,92	273,65	31,42	41,11
0,93	0,6599	45,50	869,04	270,64	31,14	39,43
0,94	0,5683	45,50	867,27	265,61	30,63	37,63

A varredura indicou que o aumento de α desloca a distribuição de produtos dos gases leves para frações mais pesadas. Em α = 0,85, a formação de C1-C4 ainda é significativa, o que reduz a participação do corte SAF no total de hidrocarbonetos. Já em valores mais altos, parte do carbono passa a ser direcionada para C21-C30, diminuindo novamente a seletividade relativa para C8-C16.

de 0,40. A temperatura e a pressão foram mantidas em 220 °C e 15 bar, respectivamente, de modo a permanecerem próximas da condição-base do estudo cinético original.

A alimentação do reator FT foi o gás de síntese obtido pela bi-reforma do biometano. Essa corrente foi adotada com base na configuração previamente avaliada por Tonial et al. (2023), na qual a introdução de CO₂ ao sistema de reforma reduziu a razão H₂/CO de aproximadamente 3, típica da reforma a vapor, para cerca de 2, valor mais favorável à síntese Fischer-Tropsch de combustíveis líquidos. Na simulação utilizada neste trabalho, a corrente apresentou vazão molar total de 411,188 kmol/h, predominância de H₂ e CO e razão H₂/CO de aproximadamente 2,01. Esse valor é compatível com a síntese FT em catalisadores de cobalto, fica próximo da razão 2,1 usada por Todici et al. (2013) e está de acordo com a integração entre reforma e FT discutida em estudos de produção de combustíveis líquidos por rotas de gás de síntese (Perego et al., 2009; Tonial et al., 2023; Graciano et al., 2018).

cadeia do simples aumento de conversão. A fração SAF foi definida como a soma dos hidrocarbonetos C8-C16. Para a interpretação dos resultados, os hidrocarbonetos também foram agrupados nos cortes exclusivos C1-C4, C5-C7, C8-C16, C17-C20 e C21-C30.

RESULTADOS E DISCUSSÃO

Validação da cinética adaptada

A adaptação da cinética LHHW ao Aspen Plus reproduziu de forma satisfatória a condição-base de Todici. O ajuste final resultou em XCO = 45,60%, com erro absoluto de aproximadamente 0,10 ponto percentual em relação ao valor experimental de 45,5%. A razão olefina/parafina média também se manteve próxima do alvo, com OPR_{Aspen/Todici} ≈ 0,997, o que indica que a rede não foi forçada a produzir uma corrente artificialmente parafínica.

Esse resultado deu segurança para a etapa seguinte, pois mostrou que a simplificação preservou os principais elementos físicos do modelo original: dependência com a temperatura, competição por sítios catalíticos, formação simultânea de parafinas e olefinas e variação da seletividade com o número de carbonos.

O melhor ponto da varredura ocorreu em α = 0,91, com 274,56 kg/h de SAF na rotina de regressão e 31,45% dos hidrocarbonetos totais na faixa C8-C16. Esse comportamento mostra que existe um ótimo intermediário: aumentar α favorece cadeias maiores até certo limite, mas, depois disso, a distribuição começa a migrar para ceras e frações pesadas.

Tabela 4. Comparação entre previsão em Python e validação no Aspen Plus para $\alpha = 0,91$.

Indicador	Python	Aspen Plus	Diferença
XCO (%)	45,50	45,31	-0,19 p.p.
HC total (kg/h)	872,90	867,79	-0,59%
SAF C8-C16 (kg/h)	274,56	271,14	-1,25%
SAF/HC (%)	31,45	31,24	-0,21 p.p.
C5+ (kg/h)	643,77	636,41	-1,14%
C21-C30 (%)	17,95	16,93	-1,02 p.p.

Nota: p.p. = pontos percentuais

Tabela 5. Distribuição dos cortes exclusivos no caso validado no Aspen Plus para $\alpha = 0,91$.

Corte exclusivo	Faixa	Produção (kg/h)	Fração dos HC (%)
Gases leves	C1-C4	231,37	26,66
Nafta leve	C5-C7	132,27	15,24
SAF/querosene	C8-C16	271,14	31,24
Diesel/pesados leves	C17-C20	86,08	9,92
Ceras/pesados	C21-C30	146,92	16,93
Total	C1-C30	867,79	100,00

Interpretação do caso validado

Na validação em Aspen Plus, o caso $\alpha = 0,91$ apresentou XCO = 45,31%, valor muito próximo do alvo de 45,5%. O erro absoluto de 0,19 ponto percentual mostra que a rotina de regressão gerou fatores pré-exponenciais compatíveis com o comportamento do simulador. A produção de SAF foi de 271,14 kg/h, apenas 1,25% menor que a previsão obtida em Python.

O efluente do reator manteve 134,763 kmol/h de H_2 residual e razão H_2/CO de saída igual a 1,85, sem esgotamento de hidrogênio. Esse ponto é importante, pois estratégias baseadas apenas em maximização de conversão podem gerar produções numericamente elevadas, mas pouco defensáveis quando o reagente limitante é totalmente consumido.

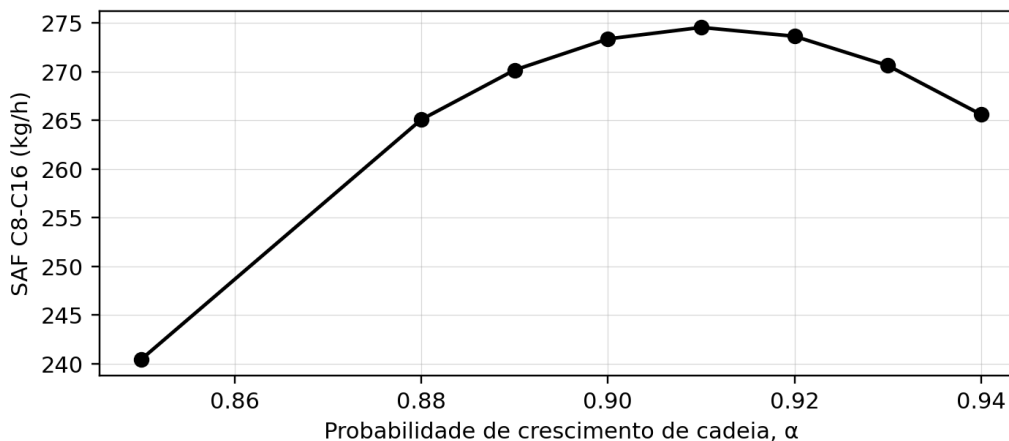
A distribuição final obtida no Aspen foi composta por 77,76% de parafinas e 22,24% de olefinas em massa. A presença de olefinas é coerente com a cinética de Todici, uma vez que o modelo original não prevê uma corrente exclusivamente parafínica. A fração C5+ atingiu 636,41 kg/h, equivalente a 73,34% dos hidrocarbonetos, e cerca de

42,60% dessa fração potencialmente líquida concentrou-se no intervalo C8-C16.

A extensão até C30 deve ser entendida como uma extrapolação estrutural da formulação cinética, já que a base experimental de Todici é mais robusta para frações leves e intermediárias. Ainda assim, a truncagem em C30 foi útil para representar gases leves, nafta, querosene/SAF, diesel e ceras, seguindo a lógica de estudos de simulação FT que trabalham com distribuição por número de carbonos e cortes de combustível (Todici et al., 2013; Pirola et al., 2017; Zarandi et al., 2020).

O valor reportado neste artigo representa o potencial de formação da faixa C8-C16 no efluente FT, antes de etapas completas de resfriamento, separação, hidrotreatamento ou hidrocracking. Em uma configuração posterior de processo, parte das frações C17+ e C21-C30 poderia ser convertida em cortes mais leves, aumentando a produção final de querosene/SAF, como observado em fluxogramas integrados de reforma, FT, upgrading e separação (Graciano et al., 2017; Graciano et al., 2018).

Figura 2. Efeito do parâmetro α sobre a produção de SAF C8-C16 com conversão de CO mantida em 45,5%.

Tabela 6. Cortes comerciais sobrepostos do caso validado no Aspen Plus para $\alpha = 0,91$.

Corte comercial	Faixa	Produção (kg/h)	Fração dos HC (%)	Comentário
Gasolina/nafta	C5-C12	300,16	34,59	Corte comercial sobreposto
SAF/querosene	C8-C16	271,14	31,24	Faixa-alvo do estudo
Diesel	C13-C20	189,33	21,82	Sobrepe parcialmente o SAF
Ceras	C21-C30	146,92	16,93	Potencial para hidrocracking
C5+ total	C5-C30	636,41	73,34	Fração potencialmente líquida

Cortes comerciais e implicações para o SAF

Além dos cortes exclusivos, também foram avaliados cortes comerciais sobrepostos. Essa separação evita interpretações equivocadas, pois gasolina, SAF e diesel compartilham parte das faixas de carbono e, portanto, não devem ser somados diretamente. O indicador C5+ representa a fração potencialmente líquida após resfriamento e separação, enquanto C8-C16 corresponde ao corte de maior interesse neste artigo.

No caso validado, a razão SAF/C5+ foi de aproximadamente 42,60%, indicando que uma parcela expressiva da fração potencialmente líquida se concentrou no intervalo de querosene sintético. A presença de 146,92 kg/h de C21-C30 também merece atenção, pois sugere possibilidade de aumento futuro da produção de querosene por hidrocracking de ceras, etapa comum em esquemas integrados de FT voltados à maximização de destilados médios.

Tabela 7. Comparação entre estratégias avaliadas durante a adaptação da cinética.

Cenário	Critério principal	XCO (%)	H_2 saída (kmol/h)	SAF (kg/h)	Interpretação
---------	--------------------	---------	----------------------	------------	---------------

Calibração Todíc	Reproduzir XCO e OPR	45,60	Elevado	Base cinética	Validação da estrutura LHHW
Otimização agressiva	Maximizar SAF e conversão	96,74	0,00	651,29	Rejeitada por esgotamento de H ₂
Otimização com H ₂ restrito	Reduzir severidade	92,09	11,72	625,11	Ainda severa para caso final
Conversão fixa em Todíc	Isolar seletividade por α	45,31	134,76	271,14	Caso final deste artigo

Comparação entre estratégias de ajuste

Durante o desenvolvimento, também foram avaliadas estratégias mais severas, que aumentavam a produção absoluta de SAF. Esses casos, porém, consumiam praticamente todo o H₂ disponível ou deixavam uma margem residual muito baixa no efluente. Por esse motivo, foram tratados apenas como testes exploratórios, e não como condição final, já que a maximização da produção precisa permanecer fisicamente defensável.

Por essa razão, a estratégia final adotada foi a de conversão fixa no valor de Todíc. Essa abordagem não entrega a maior produção absoluta possível, mas torna a comparação entre valores de α mais consistente, pois a conversão de CO permanece constante. Assim, a escolha de $\alpha = 0,91$ decorre da seletividade de cadeia, e não simplesmente de uma maior severidade do reator.

A metodologia proposta funciona, portanto, como uma etapa de convalidação cinética. Ela não substitui uma validação experimental completa, mas oferece um caminho reprodutível para transformar o modelo de Todíc em parâmetros utilizáveis no Aspen Plus para um gás de síntese específico. Essa base poderá ser integrada, em etapas futuras, a estudos de reciclo, hidrocracking, separação e avaliação econômica, conforme já discutido em simulações de rotas FT integradas (Graciano et al., 2017; Graciano et al., 2018).

CONCLUSÃO

A cinética LHHW de Todíc foi adaptada ao Aspen Plus de forma consistente, utilizando uma rede de 59 reações C1-C30, implementação em RPlug e calibração por conversão de CO e razão olefina/parafina. A reprodução da condição de referência resultou em XCO = 45,60% e OPR próxima ao perfil de Todíc, validando a estrutura cinética antes de sua aplicação ao gás de síntese da bi-reforma.

Na análise com conversão fixa em 45,5%, o valor $\alpha = 0,91$ apresentou o melhor compromisso para maximizar a fração SAF C8-C16. A validação no Aspen Plus resultou em XCO = 45,31%, 867,79 kg/h de hidrocarbonetos totais e 271,14 kg/h de SAF, com 31,24% dos hidrocarbonetos na faixa-alvo. O modelo ajustado mostrou-se adequado como base para estudos posteriores de otimização, separação, reciclo de gás e avaliação técnico-econômica da rota SAF via bi-reforma e Fischer-Tropsch.

AGRADECIMENTOS

Os autores agradecem ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química da Universidade Estadual de Maringá pelo apoio estrutural ao desenvolvimento da pesquisa.

A primeira autora agradece à Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior – Brasil (CAPES) pela bolsa de doutorado concedida. O presente trabalho foi realizado com apoio da CAPES – Código de Financiamento 001.

REFERÊNCIAS

GHOURI, M. M.; AFZAL, S.; HUSSAIN, R.; BLANK, J.; BUKUR, D. B.; ELBASHIR, N. O. Multi-scale modeling of fixed-bed Fischer Tropsch reactor. *Computers & Chemical Engineering*, v. 91, p. 38-48, 2016. DOI: 10.1016/j.compchemeng.2016.03.035.

GRACIANO, J. E. A.; CARREIRA, A. D.; GIUDICI, R.; ALVES, R. M. B. Production of fuels from CO₂-rich natural gas using Fischer-Tropsch synthesis coupled to tri-reforming process. In: EUROPEAN SYMPOSIUM ON COMPUTER AIDED PROCESS ENGINEERING, 27., 2017, Barcelona. Proceedings [...]. Amsterdam: Elsevier, 2017.

GRACIANO, J. E. A.; CHACHUAT, B.; ALVES, R. M. B. Conversion of CO₂-rich natural gas to liquid transportation fuels via tri-reforming and Fischer-Tropsch synthesis: model-based assessment. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, v. 57, n. 30, p. 9964-9976, 2018. DOI: 10.1021/acs.iecr.8b00135.

PEREGO, C.; BORTOLO, R.; ZENNARO, R. Gas to liquids technologies for natural gas reserves valorization: the Eni experience.

Catalysis Today, v. 142, n. 1-2, p. 9-16, 2009. DOI: 10.1016/j.cattod.2009.01.006.

PIROLA, C.; GALIMBERTI, M.; COMAZZI, A.; BOZZANO, G.; HILLESTAD, M.; MANENTI, F. Integrated reactor staging and plant optimization of a Biomass-To-Liquid technology. *Computers & Chemical Engineering*, v. 106, p. 719-729, 2017. DOI: 10.1016/j.compchemeng.2017.03.028.

TODIC, B.; BHATELIA, T.; FROMENT, G. F.; MA, W.; JACOBS, G.; DAVIS, B. H.; BUKUR, D. B. Kinetic model of Fischer-Tropsch synthesis in a slurry reactor on Co-Re/Al₂O₃ catalyst. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, v. 52, n. 2, p. 669-679, 2013. DOI: 10.1021/ie3028312.

TONIAL, G. M. B.; PARAISO, P. R.; DE MATOS JORGE, L. M. Assessment of biogas and syngas production from sugarcane vinasse: a sustainable alternative for the production of renewable fuels. *Environmental Progress & Sustainable Energy*, e14294, 2023. DOI: 10.1002/ep.14294.

TONIAL, G. M. B.; LOPES, G. F.; DE MATOS JORGE, L. M. Modelagem e simulação de reatores de Fischer-Tropsch: revisão crítica com síntese temática, análise bibliométrica e perspectivas futuras. *Zenodo*, 2026. DOI: 10.5281/zenodo.19594047. Disponível em: <https://doi.org/10.5281/zenodo.19594047>. Acesso em: 03 jul. 2026.

YAHYAZADEH, A.; SERAJ, S.; BOAHENE, P.; DALAI, A. K. Formulation of KMoFe/CNTs catalyst for production of light olefins and liquid hydrocarbons via Fischer-Tropsch synthesis: fixed-bed reactor simulation. *Chemical Engineering Science*, v. 282, art. 119300, 2023. DOI: 10.1016/j.ces.2023.119300.

ZARANDI, M.; PANAHI, M.; RAFIEE, A. Simulation of a natural gas-to-liquid process with a multitubular Fischer-Tropsch reactor and variable chain growth factor for product distribution. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, v. 59, n. 43, p. 19322-19333, 2020. DOI: 10.1021/acs.iecr.0c01951.