

Avaliação exergética de uma coluna deisobutanizadora sob diferentes estratégias de intensificação de processos

Fernanda Ribeiro Figueiredo^{a*}, André Ferreira Young^b, Papa Matar Ndiaye^a, Diego Martinez Prata^b,
Argimiro Resende Secchi^a

^aUniversidade Federal do Rio de Janeiro (UFRJ), Escola de Química, Rio de Janeiro-RJ, Brasil

^bUniversidade Federal Fluminense (UFF), Departamento de Engenharia Química e de Petróleo, Niterói-RJ, Brasil

* fe_figueiredo@eq.ufrj.br

RESUMO

O presente trabalho realizou uma análise exergética de cinco configurações da coluna deisobutanizadora com etano como impureza na alimentação: o processo convencional (PC) e quatro variantes intensificadas: condensador duplo (DC), recompressão de vapor (RV), recompressão de vapor com preaquecimento de topo (RVCA) e *bottom flashing* (BF). As simulações foram conduzidas no Aspen Hysys® e os dados exportados para o Microsoft Excel®, onde os cálculos exergéticos foram realizados. Nas configurações PC e DC, o refeedor mostrou-se a principal fonte de irreversibilidade, representando mais de 70% da exergia destruída. Nas alternativas com bombas de calor, as maiores perdas estão associadas ao trabalho de compressão e à integração térmica com a corrente de fundo. A configuração BF apresentou o menor TAC e as maiores eficiências exergéticas (18,18% global e 1,36% de separação), enquanto a RVCA superou a RV pela redução das irreversibilidades do compressor via preaquecimento do vapor de topo, consolidando ganhos simultâneos no desempenho exergético e econômico.

Palavras-chave: Aspen Hysys®, Exergia, Intensificação de Processos, Deisobutanizadora.

1. Introdução

O isobutano (iC4) possui grande relevância industrial por ser empregado na produção de alquilatos de alta octanagem, compostos que contribuem para a obtenção de combustíveis mais limpos. No entanto, em escala industrial, a coluna deisobutanizadora exige um grande aporte energético (Xia et al., 2026), consequência direta do alto reciclo exigido pela dificuldade inerente de separar o iC4 de seu isômero, o n-butano (nC4), cujos pontos de ebulição são próximos: 261,43 K e 272,65 K, respectivamente. Dessa forma, em busca de maior eficiência energética e menor dependência de combustíveis fósseis, a intensificação de processos (IP) surge como uma abordagem de engenharia que oferece soluções inovadoras para aprimorar a eficiência operacional e a segurança, reduzir custos e o tamanho dos equipamentos, além de contribuir para o avanço de práticas industriais mais sustentáveis (Figueiredo e Prata, 2025).

Particularmente, para o sistema de separação iC4/nC4, diferentes estratégias de intensificação de processos (IP) já foram reportadas para diferentes condições operacionais (e.g., composição, vazão, pressão, entre outras). Luyben (2013) investigou a possibilidade de modernizar uma coluna deisobutanizadora com resquícios de etano na alimentação a partir da implementação de um sistema de condensador duplo (do inglês, *dual condenser*), revelando uma melhora de aproximadamente 2% no custo total anual (TAC) e de 4,6% no consumo energético em relação ao processo original. Contudo, essa alternativa só se mostra atrativa quando a pressão impacta de forma considerável a volatilidade relativa. Complementarmente, Coelho et al. (2026) avaliaram a possibilidade de integrar a recompressão de vapor com e sem pré-aquecimento de topo (RVCA e RV, respectivamente) a essa mesma configuração, com a finalidade de aproveitar o calor desperdiçado no condensador para suprir integralmente a energia requerida no refeedor. Os resultados indicaram que o pré-aquecimento era essencial para reduzir o trabalho de compressão necessário para viabilizar a troca térmica. Quanto à viabilidade econômica, a RVCA mostrou-se mais vantajosa a longo prazo (10 anos) em relação ao processo convencional, enquanto a RV também apresenta ganhos, porém pouco expressivos. Adicionalmente, destacou-se a possibilidade de se reduzir em até 66% as emissões de CO₂ associadas à coluna. Já Díez et al. (2009) mensuraram a aplicabilidade de diferentes bombas de calor (e.g., recompressão de topo, *bottom flashing* e bomba de calor por absorção) em um sistema contendo exclusivamente iC4 e nC4, revelando que o melhor desempenho econômico foi obtido com a implementação do *bottom flashing*, no qual a corrente de fundo é despressurizada e utilizada para resfriar o produto

de topo. Nessa mesma direção, Fonyo e Benkö (1998) compararam diferentes configurações de bomba de calor aplicadas à separação de iC_4/nC_4 na presença de alcanos C_3 e C_5 , concluindo que bombas de calor bem projetadas superam economicamente o processo convencional.

Apesar do expressivo avanço na proposição de novas tecnologias aplicadas à coluna deisobutanizadora, grande parte dos estudos concentra-se na avaliação econômica, deixando em segundo plano a análise do desempenho energético detalhado intrínseco ao processo. Operações industriais envolvem fundamentalmente conversões de energia, de modo que uma caracterização energética mais completa pode ser obtida pela aplicação conjunta da primeira e da segunda leis da termodinâmica por meio do conceito de exergia, que permite mensurar tanto a qualidade da energia quanto a irreversibilidade associada às transformações em sistemas reais. Desse modo, o presente trabalho propõe uma análise exergética da coluna deisobutanizadora operando com etano (C_2) como impureza na alimentação, contemplando, além do processo convencional, as estratégias de intensificação já reportadas por Luyben (2013) e Coelho et al. (2026), bem como uma configuração adicional de *bottom flashing*, de modo a compor uma avaliação energética mais completa e sistemática das alternativas estudadas, corroborando os resultados econômicos já reportados.

2. Metodologia

O presente trabalho possui caráter teórico-computacional, sendo fundamentado na proposição e avaliação exergética-econômica de cinco arranjos da coluna deisobutanizadora com etano como impureza na alimentação, abrangendo os esquemas já reportados por Luyben (2013) e Coelho et al. (2026), bem como uma configuração de *bottom flashing* ainda não explorado para essa condição. As simulações foram conduzidas no Aspen Hysys® V15, enquanto os cálculos exergéticos e econômicos foram realizados no Microsoft Excel® a partir dos dados exportados do simulador. O pacote termodinâmico adotado foi o Chao-Seader, recomendado para hidrocarbonetos leves em condições de pressão inferiores a 10,33 MPa e temperatura entre 255,37 K e 530 K, faixa plenamente atendida pelas condições simuladas e consistente com os estudos de referência (Luyben, 2013; Coelho et al., 2026).

2.1. Processo convencional e versões intensificadas

A coluna original do processo convencional (PC) proposta por Luyben (2013) consiste em uma coluna composta por 50 pratos e diâmetro interno (DI) de 2,89 m, cuja alimentação (322 K; 820 kPa; 500 kgmol/h; composição de 2/49/49%mol de $C_2/nC_4/iC_4$) é realizada no prato 25. A coluna opera com pressão de topo de 783,7 kPa e com uma queda de pressão de 40,7 kPa. Os produtos de topo e de fundo apresentam composição de 3,92/4,81/91,27%mol e 0/95/5%mol de $C_2/nC_4/iC_4$, respectivamente.

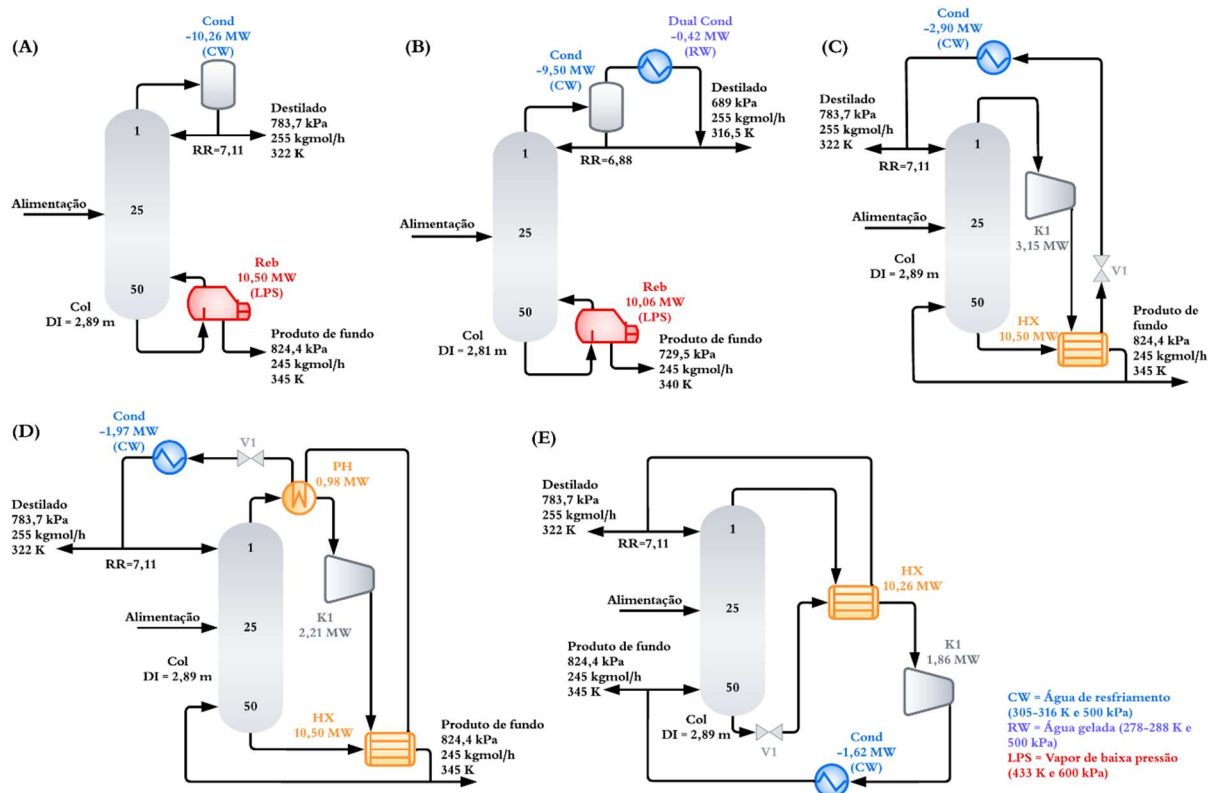
A partir dessa configuração, tem-se a possibilidade de avaliar quatro variantes intensificadas, mantendo as mesmas condições de alimentação e especificações de pureza dos produtos em todos os casos. As quatro configurações alternativas estão ilustradas na Figura 1 e são descritas a seguir:

- **Processo com um Sistema de Condensador Duplo (DC):** consiste na redução da pressão de topo da coluna para 689 kPa, o que minimiza o aporte energético no refeedor (Luyben, 2013) e a razão de reciclo, diminuindo o diâmetro da coluna para 2,81 m. Contudo, nem todo o vapor é condensado no primeiro condensador, sendo necessário um segundo condensador operando com água gelada (do inglês, *chilled water*) para condensar a fração mais rica em etano.
- **Processo Intensificado com Recompressão a Vapor (RV):** aproveita o calor desperdiçado no condensador do PC por meio da pressurização do vapor de topo até aproximadamente 5442 kPa (Coelho et al., 2026), requerendo um compressor de dois estágios para respeitar a razão de compressão máxima de 4 por estágio (Couper et al., 2012). O vapor pressurizado troca calor com a corrente de fundo e é, em seguida, despressurizado e condensado, retornando às condições originais de operação das correntes de refluxo e destilado.
- **Processo Intensificado com Recompressão a Vapor e Preaquecimento de Topo (RVCA):** semelhantemente à RV, o vapor de topo é pré-aquecido até 344,2 K antes da pressurização, reduzindo a razão de compressão para aproximadamente 3,17 (Coelho et al., 2026). Com o objetivo de intensificar a integração energética, o calor residual ainda presente na corrente pressurizada, após a troca térmica com a corrente de fundo, é aproveitado para o pré-aquecimento do próprio vapor de topo, antes de este ser despressurizado e condensado.
- **Processo Intensificado com Bottom Flashing (BF):** Nesta configuração, a corrente de fundo da coluna é despressurizada até 358 kPa, reduzindo a temperatura de ponto de bolha do líquido para valores inferiores à temperatura de ponto de orvalho do vapor de topo. Dessa forma, o líquido de fundo despressurizado troca calor com a corrente de topo, sendo completamente vaporizado. Em seguida, é recomprimido e resfriado às condições

originais. A fração vaporizada retorna à coluna como *boilup*, enquanto a fração líquida é retirada como produto de fundo.

Todas as configurações obedecem a heurísticas industriais para maior aderência às condições reais de operação, como: diferença mínima de temperatura (*minimum approach*) de 10 K em refeedores e trocadores externos e de 5,6 K em condensadores (Turton et al., 2018 e Couper et al., 2012); eficiência politrópica do compressor de 72% (Coelho et al., 2026); ausência de condensação do vapor durante a pressurização; e temperatura de descarga inferior a 523 K (Jensen et al., 2015).

Figura 1 – Fluxogramas dos processos: (A) PC, (B) DC, (C) RV, (D) RVCA, (E) BF.



2.2. Análise Exergética

A exergia pode ser definida como o máximo trabalho útil que pode ser obtido quando um sistema é levado ao equilíbrio com um ambiente de referência, denominado estado morto (definido como 298 K e 101,3 kPa neste trabalho). Essa abordagem termodinâmica fornece uma métrica consistente para se avaliar a degradação da energia e quantificar as irreversibilidades inerentes a processos reais. Sob condições de temperatura e pressão constantes, a exergia está diretamente relacionada à variação da energia de Gibbs, a qual representa o limite teórico de trabalho útil que pode ser extraído de um sistema (Kota, 1985). Assim, a análise exergética pode ser interpretada como uma generalização da energia de Gibbs para sistemas reais em interação com o ambiente. Do ponto de vista matemático, considerando que a contribuição dos efeitos nucleares, eletromagnéticos, de tensão superficial, cinéticos e potenciais são desprezíveis, a expressão para a exergia específica pode ser escrita conforme a Equação (1):

$$\dot{\epsilon} = \dot{\epsilon}_F + \dot{\epsilon}_Q \quad (1)$$

na qual, $\dot{\epsilon}_F$ representa a exergia física, associada aos efeitos térmicos e mecânicos que provocam desvios de temperatura e pressão em relação a um estado de referência, enquanto $\dot{\epsilon}_Q$ corresponde à exergia química, relacionada às diferenças de composição entre o sistema e o estado morto, bem como à ocorrência de reações químicas (Hinderink et al., 1996). No presente estudo, a parcela de exergia química foi desconsiderada, tanto por simplificação quanto pela ausência de reações no processo de separação analisado (Mangili; Maia, 2020). Dessa forma, $\dot{\epsilon}_F - e$, portanto, $\dot{\epsilon}$ – para uma corrente material pode ser determinada conforme a Equação (2):

$$\dot{\epsilon}_F = \dot{m} \cdot [(h - h_o) - T_o \cdot (s - s_o)] \quad (2)$$

Em que h e h_o correspondem à entalpia específica nas condições do sistema e no estado morto, respectivamente, expressas em kWh/kg. De forma análoga, s e s_o representam a entropia específica nessas mesmas condições, em kWh/(kg·K). A temperatura do estado morto é indicada por T_o , enquanto $\dot{m}$ denota a vazão mássica, em kg/h. Ademais, deve-se incluir as parcelas referentes aos fluxos térmicos e de trabalho mecânico/elétrico. Com isso, o balanço exergetico combinando a primeira e a segunda lei é dado pela Equação (3):

$$\sum \dot{\epsilon}_{Fin} + \sum \dot{Q}_k \left(1 - \frac{T_o}{T_k}\right) - \sum \dot{W} = \sum \dot{\epsilon}_{Fout} + \sum \dot{\epsilon}_{Dest} \quad (3)$$

sendo $\sum \dot{\epsilon}_{Fin}$ e $\sum \dot{\epsilon}_{Fout}$ os fluxos totais de exergia associado às correntes de entrada e de saída do volume de controle, respectivamente. O termo $\sum \dot{Q}_k (1 - T_o/T_k)$ representa a exergia transferida por calor a uma temperatura T_k , enquanto $\sum \dot{W}$ corresponde ao trabalho útil envolvido no processo, ambos expressos em kW. Por fim, $\sum \dot{\epsilon}_{Dest}$ denota a exergia destruída (em kW) em função das irreversibilidades, diretamente relacionada à geração de entropia.

Existem duas abordagens principais para o cálculo da eficiência exergetica: a global (Equação 4), que oferece uma visão holística da degradação de energia no volume de controle, e a funcional (Equação 5), voltada especificamente para a eficácia da separação. Esta última é geralmente mais rigorosa, pois desconsidera a exergia que apenas transita pelo equipamento, focando exclusivamente no esforço útil de purificação. Por essa razão, seus valores tendem a ser bastante reduzidos, usualmente inferiores a 10% (Kota, 1985).

$$\eta_{Global} = \frac{\text{Exergia Recuperada}}{\text{Exergia Consumida}} \times 100 \quad (4)$$

$$\eta_{Funcional} = \frac{\sum \dot{\epsilon}_{Fout} - \sum \dot{\epsilon}_{Fin}}{\sum \dot{\epsilon}_{Dest} + (\sum \dot{\epsilon}_{Fout} - \sum \dot{\epsilon}_{Fin})} \times 100 \quad (5)$$

3. Resultados

A Tabela 1 apresenta a exergia destruída por equipamento em cada configuração, bem como os resultados da análise econômica (TAC), enquanto a Figura 2 ilustra as eficiências funcional e global e a Figura 3 os fluxogramas exergeticos de cada arranjo. Nas configurações PC e DC, nota-se que uma das maiores fontes de irreversibilidade está associada ao refeedor, que chega a representar mais de 70% da exergia destruída, consequência do elevado fluxo exergetico no qual a corrente de fundo tem sua energia interna ampliada pelo calor latente do vapor, promovendo sua vaporização (Mangili, 2020). Esse comportamento é evidenciado nos fluxogramas, nos quais o calor constitui a principal entrada exergetica do sistema, 3272,89 kW no PC e 3157,44 kW na DC, associado ao elevado consumo de vapor e, consequentemente, aos maiores custos operacionais (OPEX de 2,46 e 2,40 M\$/ano, respectivamente). Em relação à DC, a operação em menor pressão reduz a demanda energética do refeedor, promovendo um leve aumento na eficiência global. Esse ganho é parcialmente contrabalançado pela necessidade de água gelada no segundo condensador, que opera abaixo da temperatura de referência (T_o); ainda assim, o balanço energético global permanece favorável à DC. Contudo, essa economia em quantidade de energia vem acompanhada de uma piora na qualidade exergetica no refeedor, o que resulta em uma redução significativa da eficiência funcional de separação, atingindo cerca de 0,44%. Ademais, o custo exergetico indireto associado aos ciclos de refrigeração da *chilled water*, não contabilizado na análise, pode comprometer ainda mais a eficiência termodinâmica global dessa configuração.

Nas configurações com bombas de calor, a demanda por utilidades térmicas externas é substituída por trabalho de compressão, o que elimina o consumo de vapor e reduz os custos operacionais, ainda que a eletricidade apresente um maior custo. As maiores perdas de exergia estão associadas à integração energética com a corrente de fundo (26,6–43,4%) e ao trabalho de compressão (23,7–26,4%), decorrentes das irreversibilidades mecânicas e elétricas do compressor K1 e do atrito interno dos equipamentos. Observa-se, ainda, uma contribuição relevante das válvulas, responsáveis por 7,2 a 12,7% da exergia destruída, em decorrência da significativa queda de pressão. O BF destacou-se como a configuração mais eficiente termodinamicamente e economicamente, com o menor aporte de trabalho (1855,44 kW), menor exergia destruída (1766,15 kW) e menor TAC (1,69 M\$/ano), além das maiores eficiências funcional (1,36%) e global (18,18%). A RV, embora apresente o maior aporte de trabalho (3145,15 kW) e a maior destruição de exergia (3003,89 kW), ainda mantém leve vantagem econômica sobre o PC, uma vez que a supressão do consumo de vapor no refeedor compensa parcialmente os gastos de eletricidade associados ao compressor, ainda que sua eficiência funcional de separação seja reduzida para apenas 0,80% pelas irreversibilidades introduzidas. Por fim, a RVCA, ao elevar a temperatura de sucção do compressor via integração energética, reduz a razão de compressão e, consequentemente, a potência requerida (2209,89 kW) e as irreversibilidades associadas (Waheed et al., 2014), favorecendo o aproveitamento do calor recuperado, atenuando

os gradientes térmicos e consolidando ganhos simultâneos nas eficiências funcional, global e no TAC em relação à RV.

Tabela 1. Exergia destruída por equipamento (kW) e TAC de cada configuração.

Equipamento	PC	DC	BF	RV	RVCA
Col	472,2	416,4	472,4	472,2	472,2
Cond	481,6	360,5	153,4	118,1	76,9
Reb	1881,8	1938,3	-	-	-
Dual Cond	-	46,4	-	-	-
Mixer	-	1,0	-	-	-
Val	-	-	204,6	380,3	150,7
K1	-	-	465,5	730,6	500,0
HX	-	-	470,0	1302,5	875,0
PH	-	-	-	-	31,3
Exergia destruída	2835,7	2762,7	1766,1	3003,9	2106,3
CAPEX (M\$/ano)*	0,22	0,22	0,78	1,08	0,92
OPEX (M\$/ano)*	2,46	2,40	0,91	1,54	1,08
TAC - 10 Anos (M\$/ano)*	2,68	2,62	1,69	2,62	2,00

(*) Análise econômica conforme Coelho et al. (2026)

Figura 2. Exergia destruída e eficiências de cada configuração.

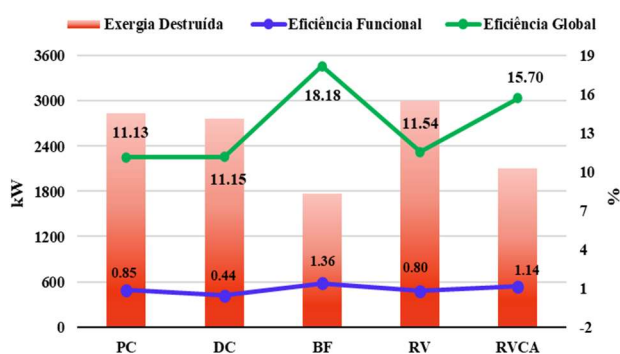
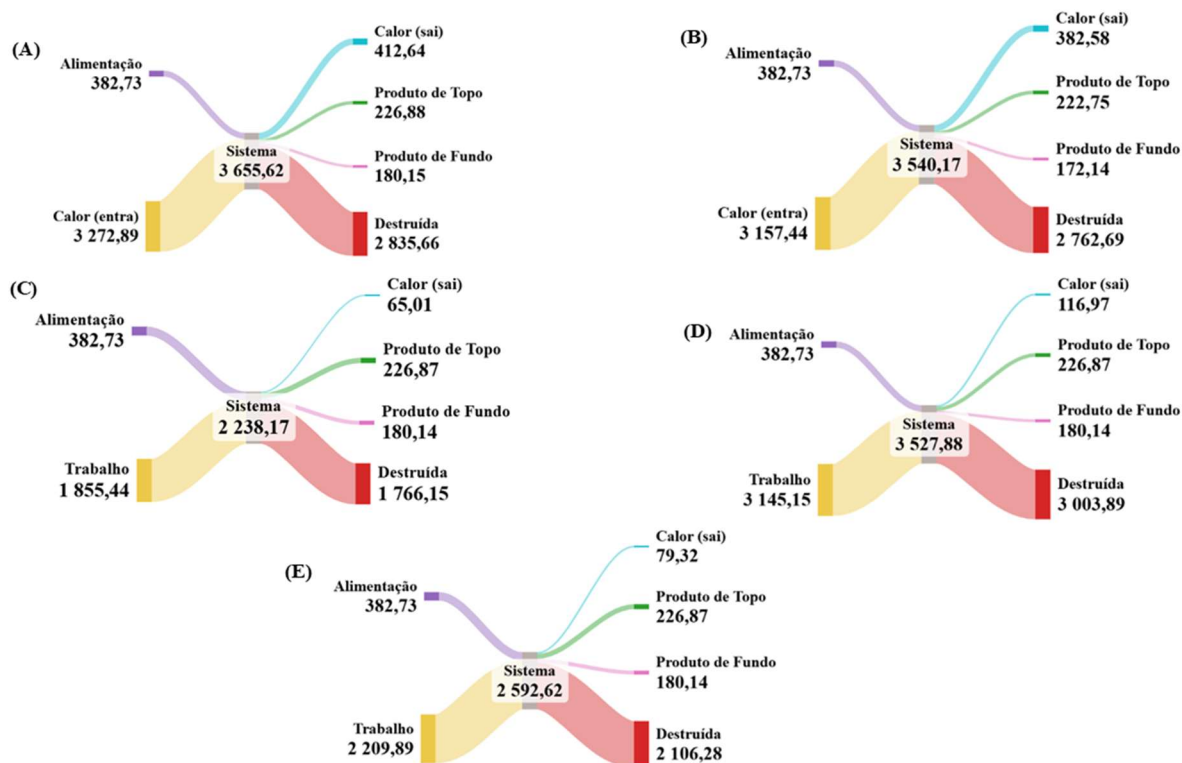


Figura 3. Fluxogramas exergeticos (kW) das configurações: (A) PC, (B) DC, (C) BF, (D) RV e (E) RVCA



4. Conclusões

O presente trabalho realizou uma análise exergetica de cinco configurações da coluna deisobutanizadora operando com etano como impureza na alimentação, abrangendo o processo convencional e quatro variantes intensificadas (DC, RV, RVCA e BF). Os resultados mostraram que, embora as estratégias de intensificação promovam reduções relevantes na demanda energética global, as irreversibilidades associadas ao trabalho de

compressão e aos gradientes térmicos introduzidos pelas bombas de calor limitam os ganhos exergéticos efetivos. A configuração BF destacou-se como a mais eficiente termodinamicamente e economicamente, alcançando as maiores eficiências global (18,18%) e funcional de separação (1,36%), bem como o menor TAC (1,69 M\$/ano), em razão do menor trabalho de compressão requerido. A RVCA, por sua vez, superou a RV ao reduzir as irreversibilidades do compressor por meio do pré-aquecimento do vapor de topo, promovendo ganhos simultâneos no desempenho exergético e econômico (TAC de 2,00 M\$/ano frente a 2,62 M\$/ano da RV). A DC, apesar de apresentar leve vantagem energética global em relação ao PC, revelou limitações exergéticas relevantes associadas ao uso de água gelada e à degradação da qualidade energética no refeedor. Em conjunto, os resultados reforçam que a análise exergética, aliada à avaliação econômica, constitui uma metodologia robusta para a avaliação criteriosa de processos de separação, permitindo identificar as principais fontes de irreversibilidade e orientar o desenvolvimento de configurações industriais mais eficientes e sustentáveis.

Agradecimentos: Os autores agradecem à Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior (CAPES) – 88887.234991/2025-00 – e à Fundação Carlos Chagas Filho de Amparo à Pesquisa do Estado do Rio de Janeiro (FAPERJ) – E-26/210.938/2024 – pelo suporte financeiro, bem como à Universidade Federal do Rio de Janeiro pelo suporte técnico e infraestrutura disponibilizada para a realização deste trabalho.

Referências

- M. S. Coelho, S. S. de Oliveira, R. M. de A. C. Ribeiro, F. R. Figueiredo e D. M. Prata: retrofit design of a de-isobutanizer column via vapor recompression: techno-economic and CO₂ emission analysis, *Processes* (14), 867, 2026.
- J. R. Couper, W. R. Penney, J. R. Fair e S. M. Walas: *Chemical Process Equipment: Selection and Design*, Butterworth-Heinemann (3ª ed.), 1–864, 2012.
- E. Díez, P. Langston, G. Ovejero, M. D. Romero: Economic feasibility of heat pumps in distillation to reduce energy use, *Applied Thermal Engineering* (29), 1216-1223, 2009.
- F. R. Figueiredo e D. M. Prata: Double vapor recompression strategy as a retrofit solution for the conventional benzene-toluene-xylene distillation, *Chemical Engineering & Processing: Process Intensification* (216), 110382, 2025.
- Z. Fonyo, N. Benkö: Comparison of various heat pump assisted distillation configurations, *Chemical Engineering Research and Design* (76), 348-360, 1998.
- A. P. Hinderink, F. P. J. M. Kerkhof, A. B. K. Lie, J. De Swaan Arons, H. J. Van Der Kooi: Exergy analysis with a flowsheeting simulator--i. Theory; calculating exergies of material streams, *Chemical Engineering Science* (51), 4693-4700, 1996.
- T. J. Kotas: *The exergy method of thermal plant analysis*, Butterworth-Heinemann (1ª ed.), 1–176, 1985.
- W. L. Luyben: Design and control of dual condensers in distillation columns, *Chemical Engineering & Processing: Process Intensification* (74), 106–114, 2013.
- P. V. Mangili: Thermo-economic and environmental assessment of pressure-swing distillation schemes for the separation of di-n-propyl ether and n-propyl alcohol, *Chemical Engineering & Processing: Process Intensification* (148), 107816, 2020.
- P. V. Mangili, M. P. Maia: Comparison of the exergetic performance and CO₂ emissions of tetrahydrofuran-water separation processes, *Chemical Engineering & Processing: Process Intensification* (147), 107748, 2020.
- R. Turton, R. C. Bailie, W. B. Whiting e J. A. Shaeiwitz: *Analysis Synthesis and Design of Chemical Processes* (5a. Ed.), Prentice Hall: 2018.
- M. A. Waheed, A. O. Oni, S. B. Adewumi, D. A. Fadare: Performance enhancement of vapor recompression heat pump, *Applied Energy* (114), 69-79, 2014.
- W. J. Xia, Z. H. Zhu, S. B. Su, W. Z. Lu, Q. L. Chen, C. He, K. Zhao, B. J. Zhang: Separation process electrification and site-wide integration for energy and carbon efficiency in sulfuric acid alkylation, *Energy* (352), 140929, 2026.