



Redução das emissões de CO₂ do processo industrial de separação BTX via recompressão de vapor

Fernanda Ribeiro Figueiredo^a

Diego Martinez Prata^a <https://orcid.org/0000-0002-0422-5528>

^a Universidade Federal Fluminense - UFF, Departamento de Engenharia Química e de Petróleo (TEQ), Niterói, Rio de Janeiro, Brasil.

Resumo: A crescente busca por tecnologias que fomentem processos industriais mais sustentáveis e fortaleçam a competitividade econômica é evidente. Assim, a intensificação de processos tem ganhado proeminência. A estratégia de recompressão de vapor tem revelado seu potencial em impulsionar novas perspectivas operacionais para instalações existentes. O presente estudo tem como objetivo analisar três configurações distintas de intensificação por recompressão de vapor, com o propósito de reduzir a demanda energética e as emissões de CO₂ do processo industrial de separação da mistura Benzeno-Tolueno-o-Xileno. Os processos foram modelados utilizando o software UniSim. Os resultados demonstraram que tal estratégia proporcionou uma redução significativa, de até 81 % e 92 %, respectivamente, nas referidas métricas, alinhando-se aos objetivos de desenvolvimento sustentável da ONU.

Palavras-chave: BTX, intensificação de processos, recompressão de vapor, UniSim.

Abstract: The growing search for technologies that promote more sustainable industrial processes and strengthen economic competitiveness is evident. Thus, process intensification methods stand out. The vapor recompression strategy has revealed its potential to boost new operational perspectives for existing facilities. The present study aims to analyze three different configurations of intensification through vapor recompression to reduce energy demand and CO₂ emissions from the industrial process of separating the Benzene-Toluene-o-Xylene mixture. The processes were modeled using the UniSim software. The results showed that this strategy provided significant savings of up to 81% and 92% in the metrics, which aligns with the UN's sustainable development goals.

Keywords: BTX, process intensification, vapor recompression, UniSim.

Como citar: FIGUEIREDO, F. R.; PRATA, D.M. **Redução das emissões de CO₂ do processo industrial de separação BTX via recompressão de vapor.** *Engevista*, vol. 22, n.1, Niterói, Rio de Janeiro, Brasil, 2024.

Autor para contato: Fernanda Ribeiro Figueiredo. E-mail: fe_figueiredo@id.uff.br

Financiamento: Conselho Nacional de Desenvolvimento Científico e Tecnológico – CNPq.

Conflito de interesse: Nada a declarar.

1 INTRODUÇÃO

A operação de destilação é amplamente reconhecida como a tecnologia primária na separação de componentes na indústria petroquímica (Kazemi *et al.*, 2016). Contudo, o substancial consumo energético associado a essa operação permanece como um desafio premente, podendo representar mais de 50% dos custos operacionais totais de uma planta (Long; Lee, 2014). Em meio aos crescentes esforços adotados para aprimorar e otimizar atuais processos industriais, a busca por novas alternativas e inovações que possam mitigar os desafios relacionados à essa operação unitária tornaram-se fundamentais (De Miranda *et al.*, 2024; Kong *et al.* 2022; Kim, 2016; Sahraei *et al.*, 2013).

A intensificação de processos (IP) engloba um conjunto de metodologias de engenharia destinadas a proporcionar soluções que visem aprimorar a eficiência e a economia dos processos industriais, ao mesmo tempo em que reduzem sua pegada ecológica (LI *et al.*, 2024). Uma das estratégias comumente aplicada a processos energeticamente intensivos é a recompressão de vapor (VR). Tal estratégia consiste no aproveitamento e melhoria do calor perdido no vapor de topo da coluna, a partir da adição de um compressor, permitindo que a energia (ou parte dela) seja recuperada e reutilizada para aquecer a corrente de fundo da mesma coluna ou de outra adjacente (De Miranda *et al.*, 2024). Essa utilização subsequente da energia contida nas correntes de processo fomenta o aumento da eficiência térmica e a redução dos custos dispendidos com utilidades (Nascimento *et al.*, 2023).

Feng *et al.* (2020) propuseram a utilização da VR no processo de separação do sistema n-hexano e acetato de etila. Como resultado, reduções significativas de até 94% nos custos operacionais em comparação com outras alternativas propostas para o mesmo processo foram alcançadas. Da mesma forma, Zhai *et al.* (2023) avaliaram uma estratégia de recompressão dupla na separação da mistura isopropanol-água. Os resultados demonstraram que essa abordagem foi capaz de reduzir o custo anual total da planta e as emissões de CO₂ em 51.3% e 84.7%, respectivamente. Apesar do investimento inicial elevado, essa estratégia foi considerada a mais eficiente em termos de desempenho. Outrossim, a VR também foi empregada nas plantas petroquímicas de produção de cumeno e etilbenzeno, resultando em melhorias significativas, com reduções de 78% e 45% no consumo de energia e de 76% e 54% nas emissões de CO₂, respectivamente (Junqueira *et al.*, 2018 e 2020). Recentemente, a

VR foi proposta no processo de recuperação de gás natural em uma indústria petroquímica na China, possibilitando reduções de 24% e 26% nas referidas métricas, e consequentemente em 21% nos custos operacionais (De Miranda *et al.*, 2024).

Assim, considerando o desempenho promissor da VR em sistemas típicos da indústria petroquímica, uma das plantas na qual a referida estratégia pode proporcionar melhorias ambientais e econômicas é a de separação de Benzeno-Tolueno-Xileno (BTX). O BTX é conhecido por ser o maior constituinte da gasolina, sendo frequentemente empregado como solvente e matéria-prima para diferentes propósitos (Tsao *et al.*, 1998). Dentre os componentes presentes, o benzeno, por ser um importante intermediário químico, é o mais cobiçado, contando com uma alta demanda e valor no cenário mundial (Iarc, 2012; Kim, 2016). Nesse sentido, o presente trabalho visa propor três diferentes configurações de intensificação via VR para o processo industrial de separação de BTX, como uma novidade, a fim de minimizar ambos o consumo energético e as emissões de CO₂, colaborando para o desempenho ecológico e econômico do referido processo em alinhamento com os objetivos do desenvolvimento sustentável propostos pela ONU na Agenda 2030 (ONU, 2015).

2 DESENVOLVIMENTO DE PROCESSOS

Nesta seção são detalhados o sistema estudado, suas propostas de intensificação por VR, a planta de utilidades e o sistema de avaliação considerado para a elaboração dessa pesquisa, favorecendo o entendimento e reprodução dos processos desenvolvidos.

2.1 Descrição do processo convencional (CP)

Conforme apresentado por Ling e Luyben (2009), o design econômico ótimo para a separação convencional do BTX em regime estacionário dispõe de duas colunas de destilação em série. A corrente de alimentação do processo (Feed) conta com uma vazão molar de 1 kmol/s contendo 30% de benzeno (X_B), 30% de tolueno (X_T) e 40% de o-xileno (X_X). Esta adentra a primeira coluna (COL 1), que possui 28 pratos espaçados de 0,601 m e um diâmetro de 6,19 m, no 13º estágio. A partir dos princípios de transferência de massa e de calor, o benzeno, espécie mais volátil, é recuperado com alta pureza (99%, base molar) no destilado (D1), enquanto a corrente de fundo (B1) composta majoritariamente por tolueno e o-xileno

é enviada para a segunda coluna (COL 2). Na COL 2, obtém-se, então, um segundo destilado (D2) rico em tolueno (99%, base molar) e uma corrente de fundo (B2) com alta concentração de orto-xileno (99%, base molar). A COL 2 possui 26 pratos, com espaçamento de 0,601 m, e um diâmetro de 8,22 m, cuja alimentação ocorre, também, no 13º estágio.

A Figura 1 apresenta o processo otimizado economicamente com os dados de correntes mássicas e energéticas (condensadores C1 e C2, e, refeedores, R1 e R2).

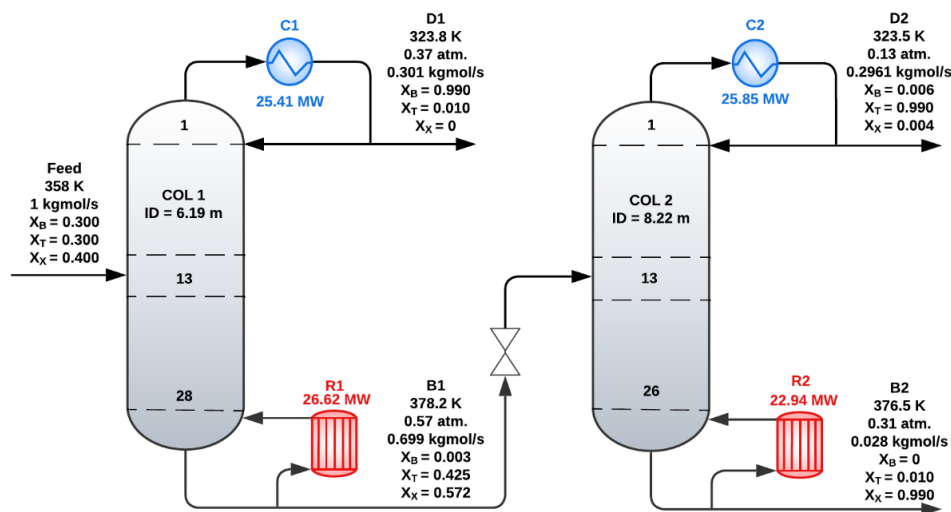


Figura 1. Fluxograma do processo convencional de separação do BTX.

Fonte: Adaptado de Ling e Luyben (2009).

2.2 Intensificação via recompressão de vapor

A destilação exibe uma eficiência termodinâmica limitada, demandando uma considerável quantidade de energia de alta qualidade no refeedor para atingir a separação desejada, ao mesmo tempo que uma proporção equivalente de calor é dissipada no condensador a uma temperatura mais baixa (Kong *et al.*, 2022). Particularmente, a VR tem sido proposta em estudos contemporâneos para aumentar a eficiência energética (KIM, 2016). Tal estratégia consiste na compressão do vapor de topo da coluna de forma a aumentar sua temperatura e ponto de orvalho, para ser posteriormente utilizado como fluido de trabalho no refeedor de uma coluna. Após a troca térmica, a corrente de topo é então encaminhada para uma válvula seguido do condensador de topo, reduzindo sua pressão e temperatura até as devidas especificações de operação (Kazemi *et al.*, 2018). Essa estratégia se destaca por ser um arranjo externo às colunas, não impactando a quantidade nem a qualidade das correntes de

produto, preservando, assim, a integridade do *layout da planta*, sem modificar seu equipamento principal – as colunas de destilação (De Miranda *et al.*, 2024).

Para avaliar a aplicabilidade da VR, é comum analisar o coeficiente de desempenho (COP) de uma bomba de calor, conforme formulado por Plesu *et al.* (2014) e descrito na Equação 1. A VR é uma alternativa possivelmente vantajosa caso o COP seja maior ou igual a 5 (Plesu *et al.*, 2014).

$$COP = \frac{1}{\eta_{Carnot}} = \frac{T_c}{T_r - T_c} \quad (1)$$

Na Equação 1, η_{Carnot} é a eficiência do ciclo de Carnot, enquanto T_c e T_r são, respectivamente, as temperaturas que vão para o condensador e para o refeedor em unidade Kelvin. Para o caso em estudo, averiguou-se três novas conformações para a planta convencional de separação do BTX. As propostas VR1 e VR2 consistem, respectivamente, na recompressão aplicada integralmente à primeira e segunda coluna do processo convencional. Já a DVR engloba as duas intensificações na mesma planta, configurando-se como uma dupla recompressão. Tais alternativas se justificam por apresentar COP maior do que 5 (COL 1 – 6.43; COL 2 - 6.23), sendo seus esquemáticos apresentados na Figura 2. Nessas intensificações adotou-se um (ou dois) compressor(es) de dois estágios (K1s1 e K1s1 e/ou K2s1 e K2s2), visando respeitar o valor heurístico da razão de compressão menor ou igual a 4 por estágio e temperatura máxima de saída em 250 °C (Seider *et al.*, 2016).

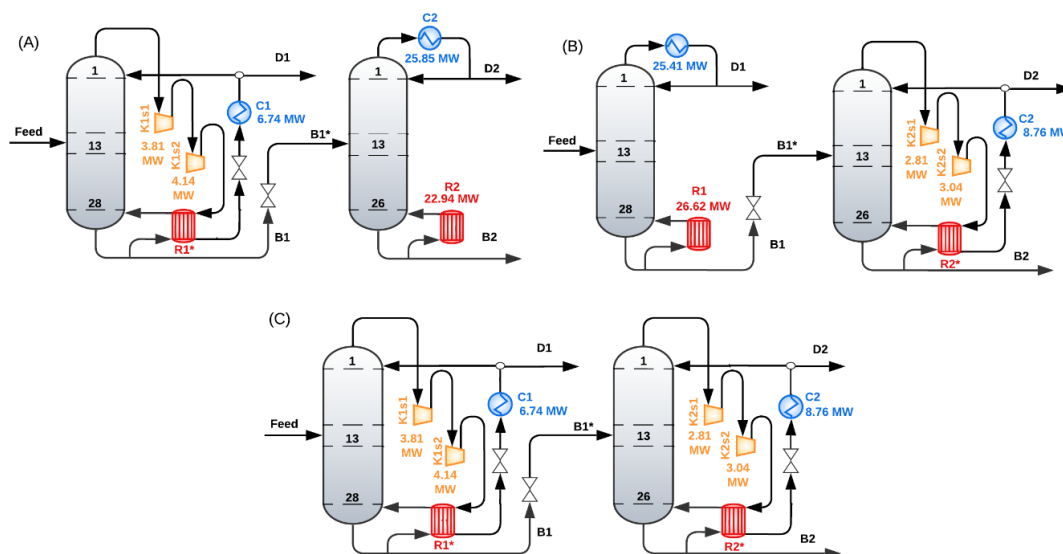


Figura 2. Fluxograma das intensificações propostas: (A) VR1, (B) VR2 e (C) DVR.

Fonte: o autor.

2.3 Planta de utilidades

As plantas de utilidades desempenham um papel central na geração, utilização e distribuição de fluidos de resfriamento e aquecimento para os complexos indústrias, mensurando de forma mais fidedigna a demanda por serviços auxiliares (PARK *et al.*, 2023). Essas são constituídas por dois subsistemas principais movidos à água: a seção de resfriamento (CS) e a seção de geração de vapor (SG) que estão retratados na Figura 3.

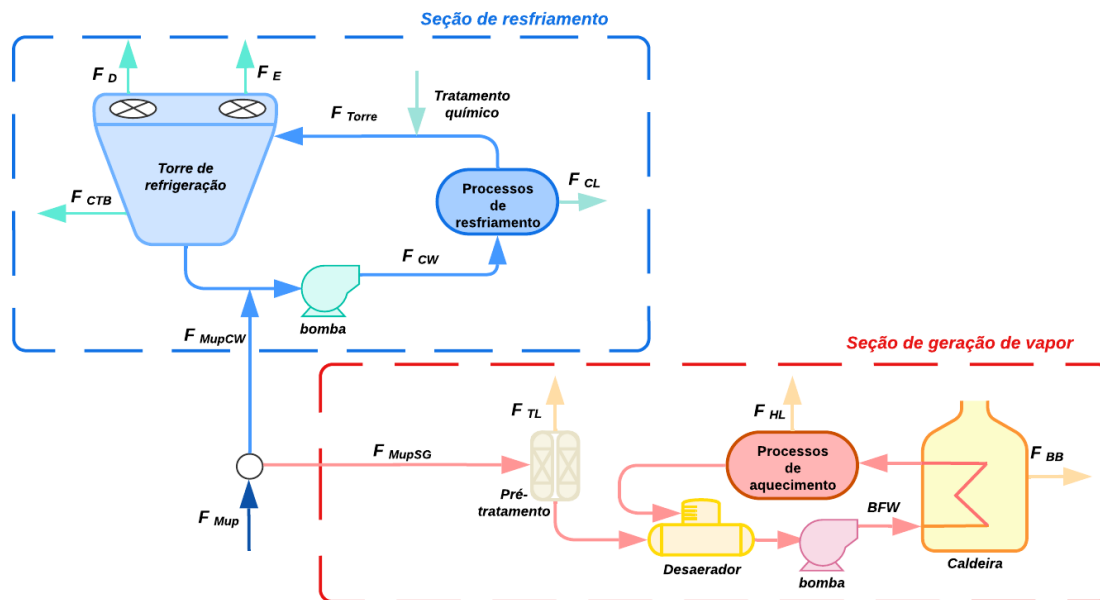


Figura 3. Fluxograma da planta de utilidades.

Fonte: o autor.

A CS é responsável por remover o excesso de calor gerados pelos processos e equipamentos da planta principal, mantendo condições operacionais adequadas. Tal subsistema é composto por uma torre de resfriamento, empregada para dissipar o calor absorvido pela água, interligada por intermédio de uma bomba à um conjunto que trocadores de calor que representam a demanda de água exigida pelas etapas de resfriamento. Apesar de ser adotado um sistema com recirculação (Panjeshani *et al.*, 2009), perdas de água por evaporação (F_E), arraste (F_D), purga da torre (F_{CTB}) e de processos (F_{CL}) são inerentes ao processo de resfriamento, necessitando de uma corrente de make-up (F_{MupCW}) para compensá-las.

Na SG, a água passa inicialmente por um processo inicial de tratamento em leitos catiônicos e aniônicos para remover contaminantes, sendo enviada para o desaerador, no qual gases corrosivos são extraídos. Assim, a corrente de *boiled feed water* (BFW) agora em sua forma

mais pura é encaminhada a caldeira, onde essa é aquecida (calor sensível) e vaporizada (calor latente) para, então, ser disponibilizada para os processos de aquecimento na planta principal. No caso em questão, a qualidade do vapor utilizada foi a de baixa pressão (lps - 308 kPa e 134,5 C), respeitando o mínimo approach de 10 °C entre o fluido e a corrente de fundo (Couper *et al.*, 2012). Semelhantemente à CS, durante a geração de vapor, ocorrem perdas de água decorrentes da purga da caldeira (F_{BB}), do tratamento (F_{TL}) e da etapa de aquecimento (F_{HL}), implicando na adição de uma nova corrente de make-up (F_{MupSG}).

As Tabelas 1 e 2 listam todas as heurísticas, para perdas de água, e condições operacionais adotadas na simulação computacional. Outrossim, como o consumo energético dos ventiladores não pode ser obtido diretamente pelo software UniSim, empregou-se a relação proposta por Caxiano *et al.* (2020) para tal fim, conforme apresentado na Equação 2.

$$W_{Vent} = \frac{F_{Torre} [m^3_{H_2O}/h] \times 2.432 \cdot 10^{-4} [GJ/m^3_{H_2O}]}{\eta_{Vent.}} \quad (2)$$

Na qual, F_{Torre} representa a vazão de água que adentra a torre de refrigeração (m^3/h) e η_{Vent} a eficiência dos ventiladores, assumido como 90% (Turton *et al.*, 2018).

Tabela 1- Valores heurísticos adotados para o sistema de resfriamento.

Propriedades	Valores	Referências
Temperatura de entrada na torre	40 °C	Turton <i>et al.</i> (2018)
Pressão de entrada na torre	500 kPa	Turton <i>et al.</i> (2018)
Temperatura de saída da torre	30 °C	Turton <i>et al.</i> (2018)
Perdas do processo de resfriamento	1%	Seider <i>et al.</i> (2016)
Perdas por arraste	0.3%	Seider <i>et al.</i> (2016)
Perdas por evaporação	1.8%	Seider <i>et al.</i> (2016)
Purga da torre de resfriamento	3%	Seider <i>et al.</i> (2016)

Tabela 2- Valores heurísticos adotados para o sistema de geração de vapor.

Propriedades	Valores	Referências
Perdas no tratamento	1%	Couper <i>et al.</i> (2012)
Purga da Caldeira	3%	Couper <i>et al.</i> (2012)
Perdas no aquecimento	10%	Couper <i>et al.</i> (2012)

2.4 Avaliação energética e de emissões de CO₂

A avaliação do potencial e da eficácia operacional das estratégias de *retrofit* industrial tem se firmado como um procedimento importante nas decisões empresariais, com o objetivo de conciliar as responsabilidades ambientais com o progresso econômico (Mangili *et al.*, 2018). Nesse contexto, metas como a redução dos gases causadores de efeito estufa, a minimização de efluentes e a diminuição da demanda de capital têm sido prioritárias na busca por tecnologias e alternativas mais promissoras. Dentre os indicadores primordiais empregados para avaliar possíveis melhorias em um processo, destacam-se aqueles que consideram o consumo de energia, intimamente ligado aos custos operacionais, e as emissões de CO₂, uma preocupação crescente para a descarbonização do setor produtivo. Tais indicadores estão nas metas #12 (consumo e produção responsáveis) e #13 (ação contra a mudança global do clima) para o desenvolvimento sustentável (ONU, 2015).

2.4.1. Determinação do consumo energético (CE)

Para averiguar a demanda energética de um determinado processo, realiza-se o somatório de todas as fontes de consumo de energia presentes na planta principal e vinculadas aos sistemas de utilidades. É importante notar que durante os cálculos as eficiências dos equipamentos devem ser sempre consideradas para resultados mais factíveis com o real desempenho operacional. Dessa forma, para estimar a energia dispendida em cada processo empregou-se a Equação 3.

$$CE \left[\frac{GJ}{h} \right] = \frac{W_{Comb}}{\eta_{Comb}} + W_{bomba} + W_{Vent} + W_{Comp} \quad (3)$$

Na qual, W_{Comb} , W_{Bomba} , W_{Vent} e W_{Comp} representam os consumos energéticos, em GJ/h, para combustão na caldeira, bombas, ventiladores e compressores, respectivamente. Ademais, a eficiência da caldeira (η_{Comb}) foi estipulada como 80% (Turton *et al.*, 2018), enquanto a das bombas (presentes na planta de utilidades) e do(s) compressor(es) foram assumidas como 75% (SEIDER *et al.*, 2016), cuja correção já é efetuada diretamente pelo *software* UniSim. Para contabilizar W_{Comb} soma-se as parcelas de calor sensível e latente (parte integrante da caldeira na geração de vapor) conforme ressaltado na Equação 4.

$$W_{Comb} \left[\frac{GJ}{h} \right] = Q_{sens} + Q_{lat} \quad (4)$$

2.4.2. Determinação das emissões de CO₂ (EDC)

O aumento constante do uso de combustíveis fósseis tem contribuído significativamente para o aumento da concentração de dióxido de carbono na atmosfera, o que por sua vez tem impulsionado ocorrências de mudanças climáticas e alterações nos ecossistemas (Yateh *et al.*, 2024). A indústria mais limpa e alinhada com as metas do desenvolvimento sustentável visa a redução de gases causadores do efeito estufa, cujas estimativas são frequentemente consideradas em projetos de modernização industrial. Para avaliar os processos no âmbito das emissões de CO₂, utilizou-se a Equação 5.

$$EDC \left[\frac{t_{CO_2}}{h} \right] = (W_{Comb} \cdot \xi_{Comb}) + (W_{Ele} \cdot \xi_{Ele}) \quad (5)$$

Sendo, W_{Ele} o somatório das energias dispendidas pelos equipamentos elétricos presentes no processo (nesse caso: bombas, compressores e ventiladores) em GJ/h, enquanto ξ_{Comb} e ξ_{Ele} são os fatores de emissão de CO₂ por fonte direta (combustão) e indireta (eletricidade), respectivamente. O primeiro com o valor fixo de 0,0561 t_{CO₂}/GJ (IPCC, 2014), para gás natural como combustível. O segundo depende diretamente da matriz energética local. Assumindo a localidade dos processos no Brasil, tal fator corresponde ao valor de 0,0234 t_{CO₂}/GJ, fator médio anual neste país para os anos de 2021 e 2022 (MCTIC, 2023).

3 METODOLOGIA

Os procedimentos realizados para a avaliação ocorreram em duas etapas principais: a simulação computacional do processo convencional, intensificações e suas respectivas plantas de utilidades, seguido pela análise matemática dos resultados obtidos. A primeira parte foi realizada no *software* UniSim R490 em condições de estado estacionário. No artigo base, o pacote termodinâmico empregado foi o Chao-Seader, no entanto, objetivando uma maior compatibilidade entre os dados e menores desvios optou-se pelo modelo de Peng Robinson (aplicável para hidrocarbonetos à baixas pressões). Já para a planta de utilidades adotou-se o modelo UNIQUAC, bem como as heurísticas listadas nas Tabelas 1 e 2. A segunda parte referente a avaliação dos resultados foi conduzida no Excel e no Python, na

qual foram calculadas as métricas de energia e CO₂ conforme explicitado na seção 2.4. A Figura 4 ilustra de forma esquemática os passos efetuados durante a pesquisa.

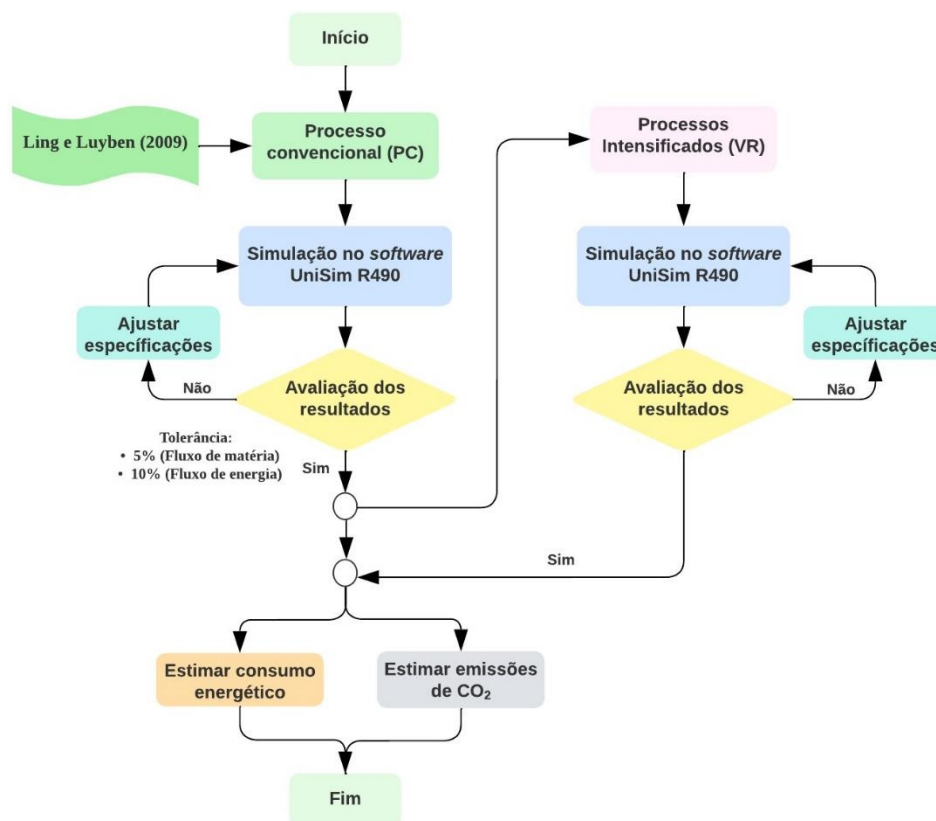


Figura 4. Fluxograma da metodologia empregada.

Fonte: o autor.

4 RESULTADOS E DISCUSSÕES

Com base na metodologia, constatou-se, por meio das simulações, desvios de natureza pouco expressiva nas composições, temperaturas e pressões das correntes de processo, mantendo-se em conformidade com os valores e a escala de grandeza apresentados por Ling e Luyben (2009). Entretanto, observaram-se discrepâncias de até 9% nos valores de energia registrados no condensador e no refeedor da planta convencional, apontando, possivelmente, para uma divergência atribuída à utilização de softwares distintos (o artigo base emprega o ASPEN PLUS®). Os processos simulados são apresentados no apêndice.

Quanto aos indicadores avaliados, verifica-se, a partir da Figura 5 e da Tabela 3, que a implementação da VR proporcionou uma redução do consumo de energia proveniente da

queima do gás natural nos processos intensificados quando comparados ao processo convencional. Tal resultado decorre do potencial do vapor de topo, que quando comprimido, consegue transferir o calor requerido para a corrente de *Boilup* ao fundo da coluna, eliminando a dependência por vapor de baixa pressão na caldeira. Outrossim, registra-se um aumento da energia elétrica requerida nos processos intensificados, em virtude da adesão de um (ou dois para o caso DVR) compressor(es). Ademais, é válido salientar a importância do calor sensível durante a avaliação energética. Essa parcela é muitas vezes negligenciada em estudos de simulação, visto que os softwares computacionais contabilizam unicamente o calor trocado em sua forma latente nas utilidades de aquecimento, sendo a planta de utilidades uma alternativa frequentemente empregada para estipular o valor desta grandeza (DE MIRANDA *et al.*, 2024; FIGUEIREDO *et al.*, 2024) para resultados mais realísticos. Para o caso do BTX, nota-se, a partir da Tabela 3, que essa parcela de calor corresponde a aproximadamente 15,24% de todo o consumo energético da caldeira, reforçando sua relevância no cálculo de tal indicador e métricas correlatas.

Ao analisar o consumo total de energia, nota-se que a recompressão permitiu uma diminuição na demanda energética de 42,76% para VR1, 38,21% para VR2 e 80,98% para DVR, respectivamente. Esses ganhos energéticos podem fundamentar o *retrofit* de plantas em operação no mundo, uma vez que estão intrinsecamente relacionados com os custos operacionais, mitigando-os igualmente a depender dos valores locais das utilidades. Outrossim, para ratificar a viabilidade econômica do projeto, deve-se mensurar o capital a ser investido na aquisição de um ou dois compressores e de um ou dois refeedores.

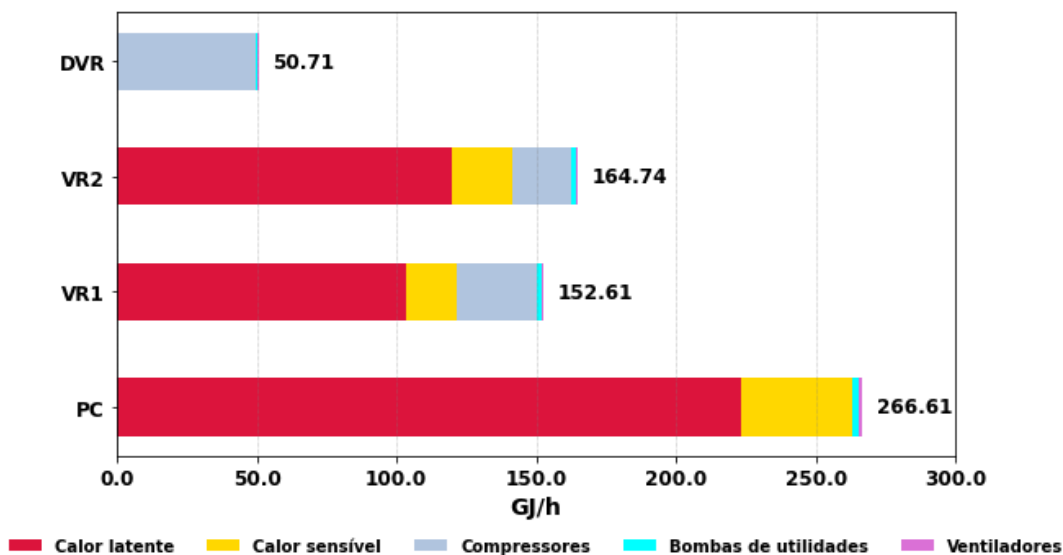


Figura 5. Perfil do consumo energético.

Fonte: o autor.

Tabela 3. Resultado referente a demanda energética.

Processo	PC	VR1	VR2	DVR
Calor latente da caldeira (GJ/h)	223,00	103,21	119,81	0
Calor sensível da caldeira (GJ/h)	40,08	18,55	21,54	0
Eletricidade (GJ/h)	3,52	30,84	23,39	50,71
Consumo energético total (GJ/h)	266,61	152,61	164,74	50,71
Condensadores (GJ/h)	184,53	117,29	123,02	55,77
Demanda total de resfriamento (GJ/h)	184,53	117,29	123,02	55,77

Em consonância com as reduções energéticas, constata-se, a partir da Figura 6, que as emissões de CO₂ também foram diminuídas. O Brasil, país tratado como referência para a realização de tal análise, por ter uma matriz energética adepta fortemente a fontes renováveis possui uma geração elétrica mais limpa. Assim, o resultado relacionado a essa métrica pode ser extremamente diferente a depender da localidade avaliada. No caso em questão, nota-se que a VR minimizou as emissões de CO₂ em 49,11%, 42,88% e 92% para as propostas VR1, VR2 e DVR respectivamente, reforçando ganhos de sustentabilidade.

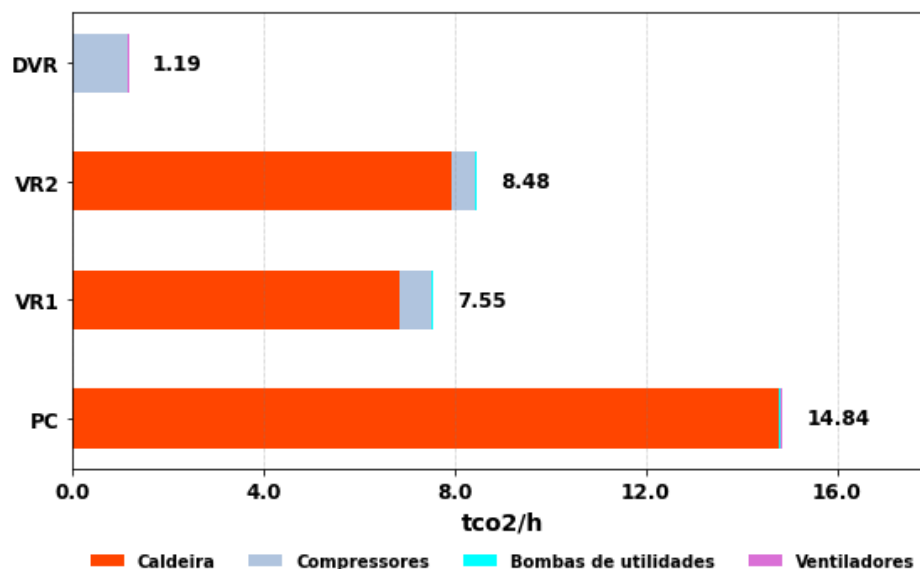


Figura 6. Perfil das emissões de CO₂.

Fonte: o autor.

Embora o foco do presente trabalho seja o processo de separação industrial BTX, a VR pode ser, anda, aplicada a inúmeros processos em operação no mundo.

5 CONCLUSÕES

O presente estudo propôs três configurações distintas por meio da estratégia de recompressão de vapor para a intensificação do processo convencional de separação industrial da mistura ternária BTX, representado por duas colunas em série energeticamente intensivas (aproximadamente 50 MW). As configurações foram aplicadas integralmente na primeira coluna, na segunda e em ambas as colunas - recompressão dupla. O processo convencional e as três propostas foram projetados por simulação computacional no software UniSim R490. Uma planta de utilidades com seções de resfriamento e geração de vapor, incluindo calor sensível e eficiência de combustão, foi considerada para resultados mais realísticos no tocante ao consumo energético dos processos e de suas respectivas emissões de CO₂. Tais métricas foram utilizadas para avaliar quantitativamente o desempenho dos processos, destacando potenciais benefícios econômicos e ambientais. Especificamente, a configuração de recompressão dupla demonstrou o melhor desempenho, resultando na redução significativa de 81 % no consumo de energia e de 92% nas emissões de CO₂. Dado isso, a referida proposta pode representar uma solução vantajosa para a redução dos custos operacionais e para a

mitigação dos impactos ambientais decorrentes do setor industrial, uma vez que elimina o fornecimento de vapor de baixa pressão da caldeira para todo o processo, dependendo exclusivamente de eletricidade (mesmo com o aumento no seu consumo), a qual pode ser obtida por fontes renováveis (solar, eólica, cogeração de aproveitamento geotérmico, entre outras). Além disso, a influência do calor sensível de cerca de 15% sobre a energia total de combustão, geralmente negligenciada pela maioria dos pesquisadores nos projetos de processos auxiliados por computador, foi demonstrada. Para futuros estudos, é necessário considerar os custos associados à implementação da VR, a fim de avaliar a viabilidade econômica do projeto, bem como realizar uma análise abrangente de ecoeficiência para promover ainda mais a sustentabilidade em atuais instalações industriais.

AGRADECIMENTOS

Agradecemos o apoio do Conselho Nacional de Desenvolvimento Científico e Tecnológico – CNPq PIBIC/UFF (projeto 142047/2023-6) que permitiu a realização do presente trabalho.

APÊNDICE A. INTENSIFICAÇÃO DO PROCESSO BTX NO AMBIENTE UNISIM

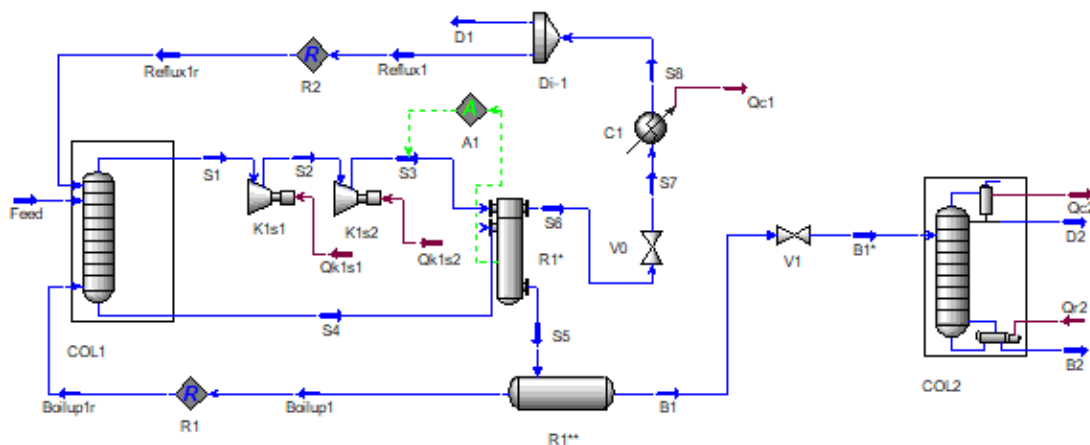


Figura A1. Fluxograma da proposta VR1 no ambiente computacional UniSim.

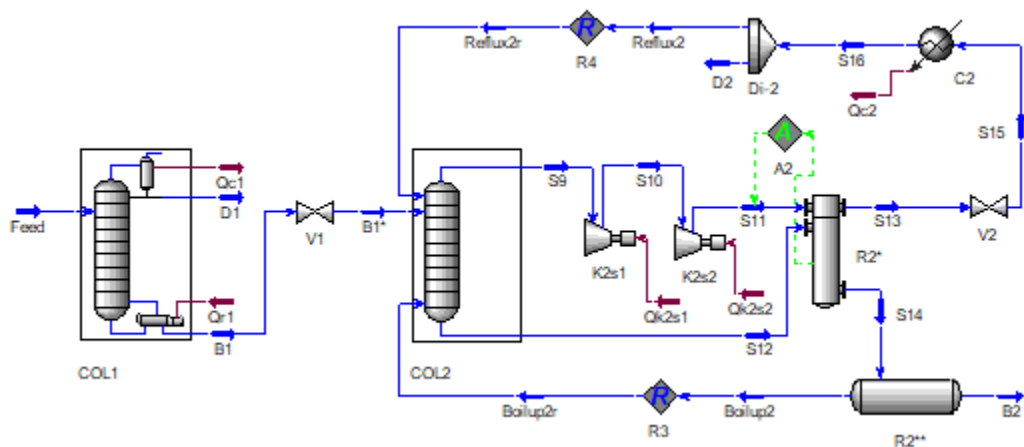


Figura A2. Fluxograma da proposta VR2 no ambiente computacional UniSim.

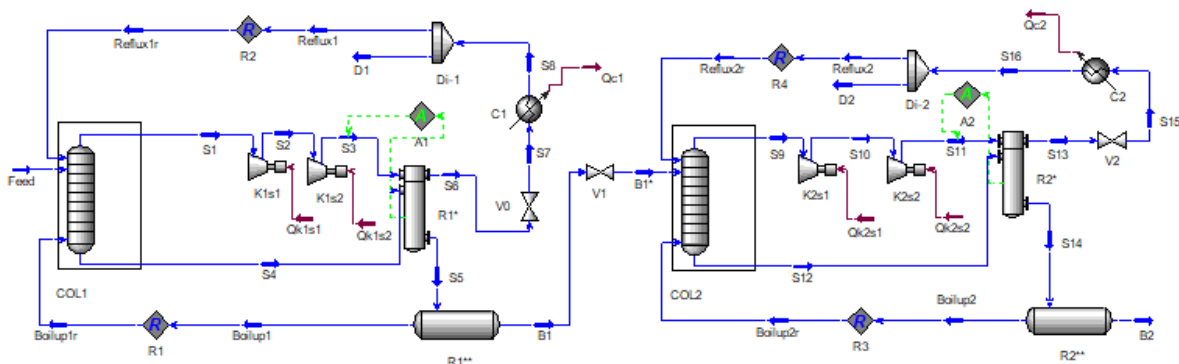


Figura A3. Fluxograma da proposta DVR no ambiente computacional UniSim.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

CAXIANO, I. G., JUNQUEIRA, P. G., MANGILI, P. V., PRATA, D. M. Eco-efficiency analysis and intensification of the acetic acid purification process. **Chemical Engineering and Processing: Process Intensification**, v. 147, 107784, 2020.

COUPER, J. R., PENNY, W. R., FAIR, J. R., WALAS, S. M. **Chemical Process Equipment: Selection and Design**, 3.ed., Butterworth-Heinemann, 2012.

DE MIRANDA, T. C. R. D. de, FIGUEIREDO, F. R., SOUZA, T. A. de, AHÓN, V. R. R., PRATA, D. M. Eco-efficiency analysis and intensification of cryogenic extractive distillation process for separating CO₂-C₂H₆ azeotrope through vapor recompression strategy. **Chemical Engineering and Processing - Process Intensification**, v. 196, 109636, 2024.

FENG, Z., SHEN, W., RANGAIAH, G. P., DONG, L. Design and control of vapor recompression assisted extractive distillation for separating n-hexane and ethyl acetate. **Separation and Purification Technology**, v. 240, 116655, 2020.

FIGUEIREDO, F. R.; PAIVA, A. P. R.; SANTOS, R. O. dos; MAIA, M. P.; PRATA, D. M. Eco-efficiency analysis and intensification of the monochlorobenzene separation process through double-effect strategy. **Chemical Engineering and Processing - Process Intensification**, v. 197, 109709, 2024.

IARC Working Group on the Evaluation of Carcinogenic Risks to Humans. Chemical Agents and Related Occupations. Lyon (FR): International Agency for Research on Cancer; 2012. (IARC Monographs on the Evaluation of Carcinogenic Risks to Humans, No. 100F.) **Benzene**. Disponível em: <<https://www.ncbi.nlm.nih.gov/books/NBK304399/>>. Acesso em: 21 abr. 2024.

IPCC - INTERGOVERNMENTAL PANEL ON CLIMATE CHANGE. **Climate Change 2014: Synthesis Report**. IPCC, Geneva, Switzerland, p. 151, 2014.

JUNQUEIRA, P. G., MANGILI, P. V., SANTOS, R. O., SANTOS, L. S., PRATA, D. M. Economic and environmental analysis of the cumene production process using computational simulation. **Chemical Engineering and Processing-Process Intensification**, v. 130, p. 309-325, 2018.

JUNQUEIRA, P.G., CAXIANO, I.H., MANGILI, P.V., PRATA, D.M. Environ-economic analysis of conceptual intensification alternatives applied to the ethylbenzene production. **Computers and Chemical Engineering**, v. 136, 106783, 2020.

KAZEMI, A., HOSSEINI, M., MEHRABANI-ZEINABAD, A., FAIZI, V. Evaluation of different vapor recompression distillation configurations based on energy requirements and associated costs. **Applied Thermal Engineering**, v. 94, p. 305–313, 2016.

KAZEMI, A., MEHRABANI-ZEINABAD, A., BENESHTI, M. Recently developed heat pump assisted distillation configurations: A comparative study. **Applied Energy**, v. 211, p. 1261–1281, 2018.

KIM, Y. Energy saving of benzene separation process for environmentally friendly gasoline using an extended DWC (divided wall column). **Energy**, v. 100, p. 58-65, 2016.

- KONG, Z.Y. SÁNCHEZ-RAMÍREZ, E., YANG, A., SHEN, W., SEGÓVIA-HERNÁNDEZ, J.G. Process intensification from conventional to advanced distillations: Past, present, and future. **Chemical Engineering Research and Design**, v. 188, p. 378–392, 2022.
- LI, Q., SOMOZA-TORNOS, A., GRIEVINK, J., KISS, A. A. Challenges and opportunities for process intensification in Europe from process systems engineering perspectives. **Frontiers in Energy Research**, v. 12, 1340635, 2024.
- LING, H., LUYBEN, W. L. New control structure for divided-wall columns. **Industrial Engineering and Chemistry Research**, v.48, p. 6034-6049, 2009.
- LONG, N., LEE, M., Review of retrofitting distillation columns using thermally coupled distillation sequences and dividing wall columns to improve energy efficiency. **Journal of Chemical Engineering of Japan**, v. 47, p. 87-108, 2014.
- MANGILI, P. V., SOUZA, Y. P. D. M., de MENEZES, D. Q.F., SANTOS, L.S., PRATA, D. M. Eco-efficiency evaluation of acetone-methanol separation processes using computational simulation. **Chemical Engineering and Processing: Process Intensification**, v. 123, p. 100–110, 2018.
- MCTIC – MINISTÉRIO DA CIÊNCIA E TECNOLOGIA, INOVAÇÃO E COMUNICAÇÕES. **Fator médio inventários corporativos**. 2023. Disponível em: <<https://www.gov.br/mcti/pt-br/acompanhe-o-mcti/cgcl/paginas/fator-medio-inventarios-corporativos>>. Acesso em: 21 de abr. 2024.
- NASCIMENTO, L. G., MONTEIRO, L. P. C., SIMÕES, R. C. C., PRATA, D. M. Eco-efficiency analysis and intensification of the biodiesel production process through vapor recompression strategy. **Energy**, v. 275, 112921, 2023.
- ONU - Organização Das Nações Unidas. **17 Sustainable Development Goals (SDGs)**, 2015. Disponível em: <<https://sdgs.un.org/goals>>. Acesso em: 21 abr. 2024.
- PANJESHANI, M. H., ATAEI, A., GHARAIE, M., PARAND, R. Optimum design of cooling water systems for energy and water conservation. **Chemical Engineering Research and Design**, v. 87, p.200-209, 2009.
- PARK, H., KIM, J. K., YI, A. C. Optimization of site utility systems for renewable energy integration. **Energy**, v. 269, 126799, 2023.
- PLESU, V., RUIZ, A., BONET, J., LLORENS, J. Simple Equation for Suitability of Heat Pump use in Distillation. **Computer Aided Chemical Engineering**, v. 33, p. 1327-1332, 2014.
- SAHRAEI, M. H., FARHADI, F., BOOZARJOMEHRY, R. B. Analysis and interaction of exergy, environmental and economic in multi-objective optimization of BTX process based on evolutionary algorithm. **Energy**, v. 59, p. 147-156, 2013.
- SEIDER, W. D., LEWIN, D. R., SEADER, J. D., WIDAGDO, S., GANI, R., MING Ng, K. **Product and Process Design Principles: Synthesis, Analysis and Evaluation**. 4^a ed., John Wiley & Sons, 2016.
- TSAO, C., SONG, H., BARTHA, R. Metabolism of benzene, toluene, and xylene hydrocarbons in soil. **Applied and environmental microbiology**, v. 64, 4924–4929, 1998.

TURTON, R., BAILIE, R., WHITING, W. B., SHAEIWITZ, J. A., BHATTACHARYYA, D. **Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes**. 5^a ed., Prentice Hall, 2018.

YATEH, M., LI, F., TANG, Y., LI, C., XU, B. Energy consumption and carbon emissions management in drinking water treatment plants: A systematic review. **Journal of Cleaner Production**, v. 437, 140688, 2024.

ZHAI, J., CHEN, X., SUN, X., XIE, H. Economically and thermodynamically efficient pressure-swing distillation with heat integration and heat pump techniques. **Applied Thermal Engineering**, v. 218, 119389, 2023.

Contribuição dos autores: FRF: redação, conceituação, curadoria de dados, análise formal; DMP: metodologia, análise formal, supervisão.

Editores: Bruno Campos Pedroza, Mayra Soares Pereira Lima Perlingeiro.