



UNIVERSIDADE
FERNANDO
PESSOA

TRATAMENTO DE EFLUENTE DE REATOR UASB DE UMA INDÚSTRIA DE ETANOL DE MILHO - UM ESTUDO DE CASO NO MATO GROSSO, BRASIL

[[UASB reactor effluent's treatment from corn ethanol industry - a case study in Mato Grosso, Brazil]

Tese de Doutorado

[Ecologia e Saúde Ambiental]

Tadeu José Figueiredo Latorraca

Orientador(es):

Doutor Álvaro António de Magalhães Gaspar Monteiro

Doutor Aldecy de Almeida Santos

Outubro de 2025

**TRATAMENTO DE EFLUENTE DE REATOR UASB DE UMA
INDUSTRIA DE ETANOL DE MILHO – UM ESTUDO DE CASO
NO MATO GROSSO, BRASIL**

[UASB reactor effluent's treatment from corn ethanol industry – a case study in Mato Grosso, Brasil]

Tese de Doutorado

[Ecologia e Saúde Ambiental]

Tadeu José Figueiredo Latorraca

Orientador(es):

Doutor Álvaro Antonio de Magalhães Gaspar Monteiro

Doutor Aldecy de Almeida Santos

Outubro 2025

DEDICATÓRIA

Dedico esta tese de doutorado aos meus familiares, em especial minha esposa, Helena C. P. Latorraca, pela minha mãe Maria C. F. Latorraca pelos ensinamentos, incentivos e a todos os professores que foram essenciais para minha formação. Além da sala de aula, agradeço a todos os ensinamentos sobre a vida. Foi só através deles, que fui capaz de persistir e concluir este caminho.

AGRADECIMENTOS

Poder contar com pessoas que dão suporte para os desafios, por si só, é uma situação fantástica que devemos agradecer todos os dias. Desta forma é que eu gostaria de manifestar os meus sinceros agradecimentos.

...a Deus primeiramente por nos conceder a graça e o dom do aprendizado.

... ao meu orientador Professor Doutor Álvaro António de Magalhães Gaspar Monteiro, pela paciência e ensinamentos.

...ao meu coorientador Professor Doutor Aldecy de Almeida Santos pela paciência, dedicação, incentivo e ensinamentos.

...à Helena Latorraca minha esposa, que fazendo chuva ou sol, se dispôs a me acompanhar nas viagens e ainda suportar os meus momentos ruins.

...a minha mãe Sr.a Maria Latorraca pelos incentivos e orações no início dos estudos.

...aos meus colegas de trabalho, em especial os técnicos do Laboratório de Análises Físico-químicas de Águas e Resíduos (LAFQAR/DESA/FAET/UFMT) Daniel dos Santos Filho e Luana Mêninthen Souza Silva Santos.

...aos Professores Doutores Luís Airton Gomes (DESA); Welitom Ttatom Pereira da Silva (DESA), Marco Antônio Iaia (Agronomia), Alex Alves Júnior (Eng. Civil) e Eleonora Almeida de Andrade pelas ajudas e contribuições com experiências em trabalhos similares.

...a Pós-graduanda Maria de Fátima, pelas horas incansáveis no desenvolvimento dos trabalhos junto ao LAFQAR/DESA/ FAET.

...a todos os discentes que contribuíram com o desenvolvimento dos trabalhos durante todo decorrer da pesquisa.

...a toda equipe da Usina Porto Seguro que contribuíram direta ou indiretamente para conclusão e o desenvolvimento dos trabalhos.

...a Aperam BioEnergia pelo Biochar de carvão de eucalipto.

...a toda equipe do SINDALCOOL, que colaborou com a complementação de informações do setor industrial Sulcroalcooleira do Estado de Mato Grosso.

...á todas as pessoas que de alguma forma fizeram parte deste processo. Muito obrigado.

RESUMO

A gestão dos efluentes provenientes do processo de produção de etanol, a partir da cana-de-açúcar ou de milho, representa um desafio para a indústria brasileira, uma vez que gera uma quantidade significativa de efluente (vinhaça) que, quando descartado de maneira inadequada, pode ocasionar impactos ambientais no solo e nos corpos d'água, devido a características, como elevada carga orgânica (DQO de 30.000 a 120.000 mg O₂/L). O objetivo desta pesquisa foi avaliar, em ambiente laboratorial e à temperatura ambiente, a eficiência do tratamento da vinhaça num Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente e de Manta de Lodo (UASB), bem como de pós-tratamentos do efluente gerado nesse reator. A vinhaça foi proveniente de indústrias de produção de etanol a partir do milho, no estado de Mato Grosso, Brasil. Existia interesse em desenvolver métodos alternativos de lidar com este efluente gerado no seu processo produtivo. A metodologia adotada abrangeu as seguintes etapas: i) avaliação do desempenho do reator UASB, submetido ao aumento gradativo de carga orgânica (DBO₅ e DQO); ii) avaliação da eficiência de remoção da carga poluente remanescente do efluente tratado no UASB através de processos físico-químicos (coagulação, floculação, sedimentação), através de ensaios de Jar test, usando sulfato de alumínio e um auxiliar de floculação desenvolvido, em laboratório, a partir de milho. Esse floculante gerado resultou num produto à base de amido de milho, de forma a substituir floculantes sintéticos. iii) avaliação da eficiência de remoção da carga poluente remanescente do efluente tratado em reator UASB por meio de diferentes materiais filtrantes, incluindo biochar produzido em laboratório a partir de eucalipto (como meio filtrante alternativo), carvão ativado e areia, bem como da combinação entre processos físico-químicos e filtração.

Em termos do reator UASB, com um tempo de detenção hidráulica de 8 horas, um caudal volumétrico de 1,25 L/h, e uma COV que variou de 7,5 até 180 kg O₂/(m³.d), os resultados obtidos na primeira fase experimental, com uma duração de 250 dias, mostraram que a eficiência de remoção de DQO aumentou progressivamente ao longo dos diferentes períodos temporais: 35%, 49%, 62%, 74%, 81% e 91%, enquanto a remoção de DBO₅ evoluiu de 36%, 54%, 64%, 79%, 84% até 94%. Na segunda fase, com uma duração de 90 dias, e durante a qual se reproduziu o aumento gradativo de carga orgânica, com biomassa previamente aclimatada, os valores da eficiência de remoção mantiveram-se elevados e mais estáveis: DQO 84%, 87%, 88%, 90%, 91% e 92%; DBO₅ 87%, 88%, 90%, 92%, 93% e 94%. Esses resultados indicam que o aumento gradual da carga orgânica, durante a primeira fase experimental, foi permitindo a adaptação do consórcio microbiano às substâncias presente na água residual, melhorando a eficiência do reator UASB na degradação de matéria orgânica, mesmo com variações na concentração de entrada, tornando quase imediato, na segunda fase experimental, o funcionamento em pleno do reator quando do reinício do processo de tratamento, mostrando a resiliência do mesmo. A produção de biogás, em qualquer uma das fases, acompanhou a remoção de DBO₅, confirmando a conversão da matéria orgânica em energia, enquanto a biomassa se manteve estável e funcional, garantindo operação contínua e robusta. O efluente tratado no reator UASB apresentou valores elevados de cor (33.018 mg PtCo/L), turbidez (3.117 NTU), DQO (5.064 mg O₂/L) e DBO₅ (1.704 mg O₂/L), acima dos limites da Resolução CONAMA 430/2011, evidenciando a necessidade de pós-tratamentos. A temperatura do efluente situou-se entre 23 °C e 27 °C, com uma média de 25 °C, enquanto o valor do pH esteve compreendido entre 6,6 e 7,2.

Nos ensaios Jar-test ao efluente tratado no reator UASB, o sulfato de alumínio, utilizado como coagulante, apresentou o melhor desempenho a pH de 6-7 e uma concentração de 110 mg/L, removendo 83,4% a 89,5% da cor e 95% a 98% da turbidez, este último, o único, deste dois parâmetros, que atendeu à legislação. Entretanto, as melhores concentrações de DQO e DBO₅ permaneceram elevadas, sendo de 2.279 mg O₂/L e 665 mg O₂/L, respectivamente. A utilização apenas do biopolímero de milho, nas concentrações estudadas, não produziu resultados satisfatórios. A associação do sulfato de alumínio (110 mg/L) com o biopolímero (0,25 mg/L), a pH 6,5 apresentou o melhor desempenho global. Nessa condição, e face às concentrações do efluente tratado no UASB, a eficiência da remoção de cor e de turbidez foi de 99%, sendo que o parâmetro da turbidez passou a atender aos limites legais, enquanto a concentração de DQO residual permaneceu elevada (569 mg O₂/L) e a de DBO₅ (146 mg O₂/L) aproximou-se do valor

máximo permitido de 120 mg O₂/L. Esses resultados evidenciam que a combinação do coagulante inorgânico com o biopolímero contribuiu para o aumento da eficiência do processo, promovendo uma maior redução dos parâmetros físico-químicos do efluente.

O efluente tratado no reator UASB apresentou valores de pH entre 7 e 8 após filtração em três filtros com meios distintos: biochar, carvão ativado e areia, dentro dos limites da resolução CONAMA 430/2011.

A cor do efluente bruto (33.018mg PtCo/L) foi reduzida em 91% (carvão ativado), 89% (biochar) e 75% (areia); Se aplicado um pré-tratamento físico-químico e depois a operação de filtração, a eficiência de remoção da cor aumentou para 99,9%, 99,9% e 99,8%, respectivamente, atendendo ao limite legal.

A turbidez com efluente proveniente do reator UASB apresentou eficiências de remoção de 91% (biochar), 95% (carvão ativado) e 89% (areia), melhorando com o uso prévio do sulfato de alumínio e biopolímero, apresentando os valores de remoções de 99,91% (biochar), 99,96% (carvão ativado) e 99,89% (areia).

Para a concentração de DQO, os filtros alcançaram uma eficiência de remoção de 88% (biochar), 92% (carvão ativado) e 83% (areia), e após o pré-tratamento físico-químico, as eficiências de remoção passaram para 98,9%, 99,4% e 99,4%, respectivamente.

Para a concentração de DBO₅, o efluente (1.704 mg O₂/L) viu reduzida o seu valor para 119 mg O₂/L (biochar), 94 mg O₂/L (carvão ativado) e 239 mg O₂/L (areia); com pré-tratamento químico, os valores sofreram uma redução para 26, 15 e 49 mg O₂/L, respectivamente, estando todos dentro do limite legal.

Estes resultados indicam que a combinação de tratamento físico-químico e filtração, especialmente com meios filtrantes como o carvão ativado e o biochar, é eficaz para adequar o efluente do UASB aos padrões ambientais previstos na legislação.

A combinação de um processo biológico (reator anaeróbio UASB), de um processo físico-químico (coagulação/floculação/sedimentação) e de um processo de filtração permitiu obter um efluente tratado que, relativamente aos parâmetros monitorizados, cumpriu os limites legais.

Palavras-chave: Indústria de etanol, vinhaça milho, carga orgânica, tratamento de efluente, impacto ambiental.

ABSTRACT

The management of effluents generated during ethanol production from sugarcane or corn represents a major challenge for the Brazilian industry, since this process produces significant volumes of wastewater (vinasse) which, when improperly disposed of, may cause environmental impacts on soils and water bodies due to its characteristics, particularly its high organic load (COD ranging from 30,000 to 120,000 mg O₂/L). The objective of this study was to evaluate, under laboratory conditions and at room temperature, the efficiency of vinasse treatment using an Upflow Anaerobic Sludge Blanket (UASB) reactor, as well as post-treatment processes applied to the effluent generated by this reactor. The vinasse originated from corn ethanol production industries located in the state of Mato Grosso, Brazil, where there was interest in developing alternative methods for managing this effluent generated during the production process. The adopted methodology comprised the following stages: i) evaluation of the performance of the UASB reactor subjected to gradual increases in organic loading (BOD₅ and COD); ii) assessment of the efficiency of pollutant removal from the residual load remaining in the UASB-treated effluent through physicochemical processes (coagulation, flocculation, and sedimentation), using Jar Test assays with aluminum sulfate and a flocculation aid developed in the laboratory from corn. This flocculant resulted in a starch-based biopolymer intended to replace synthetic flocculants; and iii) evaluation of the efficiency of residual pollutant removal from the UASB-treated effluent using different filtration materials, including biochar produced in the laboratory from eucalyptus (as an alternative filter medium), activated carbon, and sand, as well as the combination of physicochemical processes and filtration.

Regarding the UASB reactor, operated with a hydraulic retention time of 8 hours, a volumetric flow rate of 1.25 L/h, and an organic loading rate ranging from 7.5 to 180 kg O₂/(m³·d), the results obtained during the first experimental phase, which lasted 250 days, showed that COD removal efficiency progressively increased over the different operational periods: 35%, 49%, 62%, 74%, 81%, and 91%, while BOD₅ removal evolved from 36%, 54%, 64%, 79%, and 84% to 94%.

In the second phase, lasting 90 days and during which the gradual increase in organic loading was reproduced using previously acclimated biomass, removal efficiencies remained high and more stable: COD removal efficiencies were 84%, 87%, 88%, 90%, 91%, and 92%, while BOD₅ removal efficiencies were 87%, 88%, 90%, 92%, 93%, and 94%. These results indicate that the gradual increase in organic loading during the first experimental phase enabled the microbial consortium to adapt to the substances present in the wastewater, improving the efficiency of the UASB reactor in degrading organic matter, even under variations in influent concentration. Furthermore, in the second experimental phase, the reactor resumed full operation almost immediately after restarting the treatment process, demonstrating its resilience. Biogas production in both phases followed the pattern of BOD₅ removal, confirming the conversion of organic matter into energy, while the biomass remained stable and functional, ensuring continuous and robust reactor operation. Nevertheless, the effluent treated in the UASB reactor still presented high values of color (33,018 mg PtCo/L), turbidity (3,117 NTU), COD (5,064 mg O₂/L), and BOD₅ (1,704 mg O₂/L), exceeding the limits established by CONAMA Resolution 430/2011, thus demonstrating the need for post-treatment processes. Effluent temperature ranged between 23 °C and 27 °C, with an average of 25 °C, while pH values ranged from 6.6 to 7.2.

In the Jar Test assays applied to the UASB-treated effluent, aluminum sulfate used as a coagulant showed the best performance at pH 6–7 and a concentration of 110 mg/L, removing between 83.4% and 89.5% of color and between 95% and 98% of turbidity, the latter being the only parameter among these two to comply with legal standards. However, the lowest COD and BOD₅ concentrations remained high, reaching 2,279 mg O₂/L and 665 mg O₂/L, respectively. The isolated use of the corn-based biopolymer at the studied concentrations did not produce satisfactory results. In contrast, the combination of aluminum sulfate (110 mg/L) and biopolymer (0.25 mg/L) at pH 6.5 achieved the best overall performance. Under these conditions, and considering the characteristics of the UASB-treated effluent, color and turbidity removal efficiencies reached 99%, with turbidity complying with legal limits, while residual COD

concentration remained high (569 mg O₂/L) and BOD₅ concentration (146 mg O₂/L) approached the maximum permitted value of 120 mg O₂/L. These results demonstrate that the combination of inorganic coagulant and biopolymer contributed to increasing process efficiency by promoting greater reductions in the physicochemical parameters of the effluent.

The UASB-treated effluent presented pH values between 7 and 8 after filtration through three filters with distinct media: biochar, activated carbon, and sand, remaining within the limits established by CONAMA Resolution 430/2011.

The color of the raw effluent (33,018 mg PtCo/L) was reduced by 91% using activated carbon, 89% using biochar, and 75% using sand. When physicochemical pre-treatment was applied prior to filtration process, color removal efficiency increased to 99.9%, 99.9%, and 99.8%, respectively, meeting legal requirements.

For turbidity, the effluent from the UASB reactor showed removal efficiencies of 91% with biochar, 95% with activated carbon, and 89% with sand. These results improved with the prior application of aluminum sulfate and biopolymer, reaching removal efficiencies of 99.91% (biochar), 99.96% (activated carbon), and 99.89% (sand).

Regarding COD concentration, the filters achieved removal efficiencies of 88% with biochar, 92% with activated carbon, and 83% with sand. After physicochemical pre-treatment, these efficiencies increased to 98.9%, 99.4%, and 99.4%, respectively.

For BOD₅ concentration, the effluent initially containing 1,704 mg O₂/L was reduced to 119 mg O₂/L using biochar, 94 mg O₂/L using activated carbon, and 239 mg O₂/L using sand. With chemical pre-treatment, these values were further reduced to 26, 15, and 49 mg O₂/L, respectively, all complying with legal standards.

These results indicate that the combination of physicochemical treatment and filtration, especially using activated carbon and biochar as filter media, is effective in adapting UASB effluent to environmental standards established by legislation.

In conclusion, the integration of biological treatment (UASB anaerobic reactor), physicochemical treatment (coagulation/flocculation/sedimentation), and filtration processes enabled the production of a treated effluent that complied with the legal limits established for the monitored parameters.

Keywords: Ethanol industry; corn vinasse; organic load; effluent treatment; environmental impact.

RÉSUMÉ

La gestion des effluents issus du processus de production d'éthanol à partir de la canne à sucre ou du maïs représente un défi majeur pour l'industrie brésilienne, étant donné qu'elle génère une quantité significative d'effluent (vinasse) qui, lorsqu'il est rejeté de manière inadéquate, peut provoquer des impacts environnementaux sur les sols et les ressources hydriques en raison de ses caractéristiques, notamment sa forte charge organique (DCO de 30 000 à 120 000 mg O₂/L). L'objectif de cette recherche a été d'évaluer, en conditions de laboratoire et à température ambiante, l'efficacité du traitement de la vinasse dans un réacteur anaérobie à flux ascendant et à lit de boues (UASB), ainsi que des post-traitements appliqués à l'effluent généré par ce réacteur. La vinasse provenait d'industries de production d'éthanol à partir du maïs situées dans l'État du Mato Grosso, au Brésil. Ces industries manifestaient un intérêt pour le développement de méthodes alternatives de gestion de cet effluent issu de leur processus de production. La méthodologie adoptée a comporté les étapes suivantes : i) évaluation des performances du réacteur UASB soumis à une augmentation progressive de la charge organique (DBO₅ et DCO) ; ii) évaluation de l'efficacité de l'élimination de la charge polluante résiduelle de l'effluent traité dans le réacteur UASB au moyen de procédés physico-chimiques (coagulation, floculation et sédimentation), à travers des essais de Jar Test utilisant du sulfate d'aluminium et un auxiliaire de floculation développé en laboratoire à partir du maïs. Ce floculant a conduit à l'obtention d'un biopolymère à base d'amidon de maïs destiné à remplacer les floculants synthétiques ; iii) évaluation de l'efficacité de l'élimination de la charge polluante résiduelle de l'effluent traité dans le réacteur UASB au moyen de différents matériaux filtrants, notamment du biochar produit en laboratoire à partir d'eucalyptus (comme matériau filtrant alternatif), du charbon actif et du sable, ainsi que de la combinaison des procédés physico-chimiques et de la filtration.

Concernant le réacteur UASB, fonctionnant avec un temps de rétention hydraulique de 8 heures, un débit volumique de 1,25 L/h et une charge organique volumique variant de 7,5 à 180 kg O₂/(m³·j), les résultats obtenus lors de la première phase expérimentale, d'une durée de 250 jours, ont montré une augmentation progressive de l'efficacité d'élimination de la DCO au cours des différentes périodes temporelles : 35 %, 49 %, 62 %, 74 %, 81 % et 91 %, tandis que l'élimination de la DBO₅ a évolué de 36 %, 54 %, 64 %, 79 %, 84 % jusqu'à 94 %.

Lors de la seconde phase, d'une durée de 90 jours, au cours de laquelle l'augmentation progressive de la charge organique a été reproduite avec une biomasse préalablement acclimatée, les valeurs d'efficacité d'élimination sont demeurées élevées et plus stables : DCO 84 %, 87 %, 88 %, 90 %, 91 % et 92 % ; DBO₅ 87 %, 88 %, 90 %, 92 %, 93 % et 94 %. Ces résultats indiquent que l'augmentation graduelle de la charge organique durant la première phase expérimentale a permis l'adaptation du consortium microbien aux substances présentes dans les eaux usées, améliorant ainsi l'efficacité du réacteur UASB dans la dégradation de la matière organique, même en présence de variations de la concentration d'entrée. Lors de la seconde phase expérimentale, le fonctionnement optimal du réacteur a été rétabli presque immédiatement après la reprise du traitement, démontrant ainsi sa résilience. La production de biogaz, dans les deux phases, a accompagné l'élimination de la DBO₅, confirmant la conversion de la matière organique en énergie, tandis que la biomasse est demeurée stable et fonctionnelle, garantissant un fonctionnement continu et robuste. Toutefois, l'effluent traité dans le réacteur UASB présentait encore des valeurs élevées de couleur (33 018 mg PtCo/L), de turbidité (3 117 NTU), de DCO (5 064 mg O₂/L) et de DBO₅ (1 704 mg O₂/L), supérieures aux limites fixées par la Résolution CONAMA 430/2011, ce qui a mis en évidence la nécessité de traitements complémentaires. La température de l'effluent variait entre 23 °C et 27 °C, avec une moyenne de 25 °C, tandis que le pH se situait entre 6,6 et 7,2.

Lors des essais de Jar Test appliqués à l'effluent traité dans le réacteur UASB, le sulfate d'aluminium utilisé comme coagulant a présenté les meilleures performances à un pH compris entre 6 et 7 et à une concentration de 110 mg/L, permettant l'élimination de 83,4 % à 89,5 % de

la couleur et de 95 % à 98 % de la turbidité, ce dernier paramètre étant le seul, parmi les deux, à satisfaire aux exigences légales. Toutefois, les meilleures concentrations de DCO et de DBO₅ sont demeurées élevées, atteignant respectivement 2 279 mg O₂/L et 665 mg O₂/L. L'utilisation isolée du biopolymère de maïs, aux concentrations étudiées, n'a pas produit de résultats satisfaisants. En revanche, l'association du sulfate d'aluminium (110 mg/L) et du biopolymère (0,25 mg/L), à un pH de 6,5, a présenté les meilleures performances globales. Dans ces conditions, et compte tenu des concentrations de l'effluent traité dans le réacteur UASB, l'efficacité d'élimination de la couleur et de la turbidité a atteint 99 %, la turbidité respectant alors les limites légales, tandis que la concentration résiduelle de DCO demeurait élevée (569 mg O₂/L) et que celle de la DBO₅ (146 mg O₂/L) se rapprochait de la valeur maximale autorisée de 120 mg O₂/L. Ces résultats démontrent que la combinaison du coagulant inorganique et du biopolymère a contribué à accroître l'efficacité du procédé en favorisant une réduction plus importante des paramètres physico-chimiques de l'effluent.

L'effluent traité dans le réacteur UASB a présenté des valeurs de pH comprises entre 7 et 8 après filtration à travers trois filtres composés de différents matériaux : biochar, charbon actif et sable, restant dans les limites établies par la Résolution CONAMA 430/2011.

La couleur de l'effluent brut (33 018 mg PtCo/L) a été réduite de 91 % avec le charbon actif, de 89 % avec le biochar et de 75 % avec le sable. Lorsqu'un prétraitement physico-chimique était appliqué avant la filtration, l'efficacité d'élimination de la couleur augmentait respectivement à 99,9 %, 99,9 % et 99,8 %, satisfaisant ainsi aux exigences légales.

La turbidité de l'effluent provenant du réacteur UASB a présenté des efficacités d'élimination de 91 % avec le biochar, 95 % avec le charbon actif et 89 % avec le sable. Ces résultats se sont améliorés grâce à l'utilisation préalable du sulfate d'aluminium et du biopolymère, atteignant des taux d'élimination de 99,91 % (biochar), 99,96 % (charbon actif) et 99,89 % (sable).

Concernant la concentration de DCO, les filtres ont atteint des efficacités d'élimination de 88 % avec le biochar, 92 % avec le charbon actif et 83 % avec le sable. Après le prétraitement physico-chimique, ces efficacités sont passées respectivement à 98,9 %, 99,4 % et 99,4 %.

Pour la concentration de DBO₅, l'effluent (1 704 mg O₂/L) a vu sa concentration réduite à 119 mg O₂/L avec le biochar, 94 mg O₂/L avec le charbon actif et 239 mg O₂/L avec le sable ; avec le prétraitement chimique, ces valeurs ont été réduites respectivement à 26, 15 et 49 mg O₂/L, toutes conformes aux limites légales.

Ces résultats indiquent que la combinaison du traitement physico-chimique et de la filtration, en particulier avec des matériaux filtrants tels que le charbon actif et le biochar, est efficace pour adapter l'effluent du réacteur UASB aux normes environnementales prévues par la législation.

En conclusion, la combinaison d'un procédé biologique (réacteur anaérobie UASB), d'un procédé physico-chimique (coagulation/floculation/sédimentation) et d'un procédé de filtration a permis d'obtenir un effluent traité conforme aux limites légales relatives aux paramètres surveillés.

Mots-clés : Industrie de l'éthanol ; vinasse de maïs ; charge organique ; traitement des effluents ; impact environnemental.

ÍNDICE GERAL

RESUMO	i
ÍNDICE GERAL	vii
ÍNDICE DE FIGURAS	x
ÍNDICE DE TABELAS	xiv
LISTA DE SIGLAS, SÍMBOLOS E ACRÓNIMOS	xv
1. INTRODUÇÃO.....	1
1.1. Histórico da produção de etanol.....	1
1.2. Usinas de etanol: flex, full de milho e as flex full.....	8
1.2.1. Usinas flex.....	8
1.2.2. Usinas full de milho	9
1.2.3. Usinas flex full de milho	10
1.3. Produção industrial do etanol.....	11
1.3.1. Processo industrial de etanol a partir da cana-de-açúcar.....	12
1.3.1.1. Usinas de etanol de segunda geração (2G) a partir de cana-de-açúcar	22
1.3.2. Processo industrial de etanol a partir do milho	26
1.3.2.1. Etapas do processo produtivo do milho	29
1.4. Definição, evolução e composição da produção da vinhaça	41
1.4.1. Definição de vinhaça de etanol	41
1.4.2. Composição da vinhaça.....	43
1.4.3. Impactos da vinhaça no meio ambiente	45
1.5. Fundamentos do processo de digestão anaeróbia.....	47
1.5.1. Etapas do processo anaeróbio	47
1.5.2. Requisitos ambientais da digestão anaeróbia (Temperatura, pH, alcalinidade, ácidos voláteis e nutrientes)	49
1.5.3. Elementos tóxicos	50
1.6. Alguns processos de tratamento	51
1.6.1. Tratamento biológicos anaeróbios	51
1.6.1.1. Tipos de sistemas anaeróbios	52
1.6.1.2.1 Reator UASB	52
1.6.1.2.2. Reator anaeróbio de leito fixo (RALF)	56
1.6.1.2.3. Reator anaeróbio de leito fluidizado	57
1.6.1.2.4. Reator anaeróbio de batelada sequencial (ASBR).....	58
1.6.2. Tratamento físico-químicos.....	58
1.6.2.1. Coagulação, floculação e sedimentação.....	58
1.6.2.2. Filtração.....	59
1.6.2.3. Tratamento com biochar.....	61
1.6.3. Fertirrigação	62
1.6.4. Legislação ambiental.....	62

1.7. Objetivos	65
1.7.1. Objetivo geral.....	65
1.7.2. Objetivos específicos.....	65
1.8. Justificativa	66
1.9. Estrutura da tese	68
2. DESEMPENHO DE REATOR UASB SUBMETIDO AO AUMENTO GRADATIVO DE CARGA ORGÂNICA DE VINHAÇA DE MILHO	69
2.1. Materiais e Métodos	69
2.1.1. Vinhaça de milho	69
2.1.2. Descrição experimental	76
2.1.3. Métodos analíticos.....	87
2.2. Resultados e discussão	95
2.2.1. Temperatura	95
2.2.2. Relação DBO ₅ /DQO	98
2.2.3. pH, alcalinidade intermediária e alcalinidade parcial.....	99
2.2.4. Quantidade de biomassa no reator UASB.....	103
2.2.5. Demanda química de oxigénio (DQO) e demanda bioquímica de oxigénio (DBO ₅).....	106
2.2.6. Cor e turbidez.....	112
2.2.7. Quantificação de biogás	117
2.3. Síntese conclusiva	118
3. BIOPOLÍMERO DE AMIDO DE MILHO COMO AUXILIAR DE FLOCULAÇÃO DE EFLUENTE DE REATOR UASB.....	121
3.1. Materiais e Métodos	122
3.1.1. Características do efluente do reator UASB.....	122
3.1.2. Coagulante e floculante.....	123
3.1.3. Procedimentos experimentais.....	124
3.2. Resultados e discussões.....	126
3.3. Síntese conclusiva	154
4. FILTRO DE BIOCHAR NO PÓS-TRATAMENTO DE VINHAÇA EM REATOR UASB	157
4.1. Materiais e métodos	157
4.1.1. Características do efluente do reator UASB.....	158
4.1.2. Instalação experimental.....	158
4.1.2.1 Análise do ponto de carga zero (PCZ) do biochar	159
4.1.3. Procedimento experimental.....	160
4.2. Resultados e discussão	163
4.2.1 Filtração do efluente tratado no reator UASB.....	164
4.2.2 Efluente tratado no reator UASB sujeito a tratamento físico-químico e filtração.....	171
4.3 Síntese conclusiva	175
5. CONCLUSÃO GERAL	177

6. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	182
APÊNDICE I. Dados experimentais da experiência do reator UASB	229
APÊNDICE II. Manual de operação e manutenção do reator anaeróbio de fluxo ascendente e manta de lodo.	243

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1 Paisagem com plantação (O Engenho) de Frans	2
Figura 2 Posto de abastecimento no início da era do álcool (A) e veículo em test-drive (B)	6
Figura 3 Evolução do número de veículos flex no Brasil no período de 2003 a 2023	7
Figura 4 Modelos de usinas de etanol de milho no Brasil	8
Figura 5 Esquema de compartilhamento e sinergias numa usina flex	9
Figura 6 Produção industrial de etanol com cana-de-açúcar.....	13
Figura 7 Fluxograma simplificado da produção de etanol em usinas de primeira geração (1G) e segunda geração (2G) a partir da cana-de-açúcar	14
Figura 8 Máquina colhedora de cana-de-açúcar	15
Figura 9 Colheita e transporte da cana-de-açúcar	15
Figura 10 Recepção, preparo e moagem da cana-de-açúcar	16
Figura 11 Processo de extração de caldo em ternos de moenda	17
Figura 12 Processo de tratamento de caldo.....	18
Figura 13 Processo de concentração de caldo.....	19
Figura 14 Processo de fermentação Melle-Boinot.....	20
Figura 15 Processo de destilação	21
Figura 16 Subprodutos gerados na produção do etanol	22
Figura 17 Combustíveis de Segunda Geração.....	23
Figura 18 Fluxograma da produção de etanol em usinas de Segunda Geração (2G).....	24
Figura 19 Cadeia produtiva do etanol de milho no Brasil.....	27
Figura 20 Linha do Tempo das Usinas de Etanol de Milho no Brasil	28
Figura 21 Diagrama de blocos para o processo de produção de etanol de milho pelo método de moagem a seco	31
Figura 22 Diagrama de blocos para o processo de produção de etanol de milho pelo método de moagem úmida	32
Figura 23 Tanque de armazenamento de vinhaça	41
Figura 24 Fases metabólicas e grupos microbianos envolvidos na biodigestão no processo anaeróbio.....	47
Figura 25 Desenho esquemático do reator UASB	53
Figura 26 Mapa de localização da usina flex no município de Jaciara-MT.....	70
Figura 27 Mapa de localização da usina flex no município São José do Rio Claro-MT.	70
Figura 28 Ponto de coleta do efluente bruto na usina flex no município de Jaciara-MT (A) e amostra de vinhaça de milho, no Laboratório de Análises Físico-químicas de Águas e Resíduos, no respectivo reservatório (B).....	71
Figura 29 Refrigeradores utilizados para preservar as amostras da vinhaça de milho.....	71
Figura 30 Ilustração esquemática do reator UASB em escala piloto construído no LAFQAR/DESA	77
Figura 31 Fotografia da instalação do reator UASB.....	78
Figura 32 Reservatório de PVC e bomba peristáltica que doseava efluente por tratar para o tanque de equalização.....	79
Figura 33 Tanque de equalização.....	80
Figura 34 Bomba doseadora para a corrente de entrada no reator UASB.....	80
Figura 35 Peças que constituíam o reator UASB.....	81
Figura 36 Dispositivo hidráulico para garantir distribuição uniforme da corrente de entrada, na zona inferior do reator UASB (placa e bolas de vidro).....	82
Figura 37 Zona intermediária com pontos de amostragem	82
Figura 38 Separador líquido e gases do reator UASB	83
Figura 39 Selo hídrico.....	83
Figura 40 Instalação do reator UASB com destaque para selo hídrico, reservatório de Marriotte e proveta.....	84
Figura 41 Recolha da amostra de lamas de uma Estação de Tratamento de Esgoto Doméstico, para utilização como inóculo do reator UASB.....	85

Figura 42 pHmetro com amostra bruta (A) e tratado (B).....	89
Figura 43 Espectrofotometro DR6000 usado para a medição da cor.....	89
Figura 44 Turbidímetro utilizado para a medição da turbidez.....	90
Figura 45 Procedimento utilizado para a determinação da alcalinidade.....	91
Figura 46 Frascos de Winkler com amostras na incubadora para determinação de DBO ₅	91
Figura 47 Digestor de DQO com amostras da água residual.....	92
Figura 48 Estufa utilizada para a determinação da Concentração de sólidos totais.....	93
Figura 49 Mufla utilizada para a determinação da concentração de sólidos fixos e voláteis.....	93
Figura 50 Evolução da temperatura do afluente e do efluente tratado ao longo do tempo da primeira fase experimental.....	96
Figura 51 Evolução da temperatura do afluente e do efluente tratado ao longo do tempo da segunda etapa.....	97
Figura 52 Razão DBO ₅ /DQO no efluente a tratar na primeira fase experimental.....	98
Figura 53 Razão DBO ₅ /DQO no efluente a tratar na segunda fase experimental.....	99
Figura 54 pH do afluente e do efluente tratado no reator UASB, ao longo do tempo, na primeira fase experimental.....	100
Figura 55 pH do afluente e do efluente tratado no reator UASB, ao longo do tempo, na segunda fase experimental.....	100
Figura 56 Alcalinidade no efluente tratado a razão entre alcalinidade intermediária e alcalinidade parcial (AI/AP), para a primeira fase experimental.....	101
Figura 57 Alcalinidade no efluente tratado a razão entre alcalinidade intermediária e alcalinidade parcial (AI/AP), para a segunda fase experimental.....	102
Figura 58 Concentração de biomassa (M) em cada zona do reator, na primeira fase experimental.....	104
Figura 59 Concentração de biomassa (M) em cada zona do reator, na segunda fase experimental.....	105
Figura 60 Evolução da concentração de DQO, à entrada e à saída, na primeira fase experimental da experiência.....	106
Figura 61 Evolução da concentração de DQO, à entrada e saída, na segunda fase experimental da experiência.....	107
Figura 62 Evolução da concentração de DBO ₅ , à entrada e saída, na primeira fase experimental da experiência.....	108
Figura 63 Evolução da concentração de DBO ₅ , à entrada e saída, na segunda fase experimental da experiência.....	109
Figura 64 Eficiência de remoção de DQO e DBO ₅ , para os diferentes períodos da primeira fase experimental.....	110
Figura 65 Eficiência de remoção de DQO e DBO ₅ , para os diferentes períodos da segunda fase experimental.....	111
Figura 66 Variação de remoção de cor, ao longo do tempo, na primeira fase experimental... ..	112
Figura 67 Variação da eficiência de remoção de cor, ao longo do tempo, na primeira fase experimental.....	113
Figura 68 Variação da cor, ao longo do tempo, na segunda fase experimental.....	113
Figura 69 Variação da eficiência de remoção de cor, ao longo do tempo, na segunda fase experimental.....	114
Figura 70 Variação da turbidez, ao longo do tempo, na primeira fase experimental.....	114
Figura 71 Variação da eficiência de remoção da turbidez, ao longo do tempo, na primeira fase experimental.....	115
Figura 72 Variação da turbidez, ao longo do tempo, na segunda fase experimental.....	116
Figura 73 Variação da eficiência de remoção da turbidez, ao longo do tempo, na segunda fase experimental.....	116
Figura 74 Produção de biogás, observado e calculado, na primeira fase experimental.....	117
Figura 75 Produção de biogás, observado e calculado, na segunda fase experimental.....	118
Figura 76 Amido de milho com hidróxido de sódio.....	124
Figura 77 Equipamento de Jar Test utilizado na pesquisa.....	124
Figura 78 Cor do sobrenadante em diferentes pH (2 a 4) e concentrações de sulfato de alumínio	

.....	127
Figura 79 Eficiência de remoção de cor do sobrenadante em diferentes pH (2 a 4) e concentrações de sulfato de alumínio.....	128
Figura 80 Cor em diferentes pH (5 a 9) e concentrações de sulfato de alumínio.....	129
Figura 81 Eficiência de remoção de cor do sobrenadante em diferentes pH (5 a 9) e concentrações de sulfato de alumínio.....	130
Figura 82 Cor em diferentes pH (10 a 11) e concentrações de sulfato de alumínio.....	131
Figura 83 Eficiência de remoção de cor do sobrenadante em diferentes pH (10 a 11) e concentrações de sulfato de alumínio.....	132
Figura 84 Cor a pH = 6,5 e a diferentes concentrações de sulfato de alumínio	133
Figura 85 Eficiência de remoção de cor do sobrenadante em pH: 6,5 e concentrações de sulfato de alumínio.....	134
Figura 86 Turbidez em diferentes pH (2 a 4) e concentrações de sulfato de alumínio.	135
Figura 87 Eficiência de remoção de turbidez do sobrenadante em diferentes pH (2 a 4) e concentrações de sulfato de alumínio.....	135
Figura 88 Turbidez em diferentes pH (5 a 9) e concentrações de sulfato de alumínio	136
Figura 89 Eficiência de remoção de turbidez do sobrenadante em diferentes pH (5 a 9) e concentrações de sulfato de alumínio.....	137
Figura 90 Remoção de turbidez em diferentes pH (10 a 11) e concentrações de sulfato de alumínio.....	138
Figura 91 Eficiência de remoção de turbidez do sobrenadante em diferentes pH (10 a 11) e concentrações de sulfato de alumínio.....	138
Figura 92 Turbidez a pH = 6,5 e a diferentes concentrações de sulfato de alumínio.....	140
Figura 93 Eficiência na remoção de turbidez a pH = 6,5 e a diferentes concentrações de sulfato de alumínio.....	140
Figura 94 Cor em diferentes pH (2 a 4) e concentrações de biopolímero.....	141
Figura 95 Eficiência de remoção de cor em diferentes pH (2 a 4) e concentrações de biopolímero	142
Figura 96 Cor em diferentes pH (5 a 9) e concentrações de biopolímero.....	143
Figura 97 Eficiência de remoção de cor em diferentes pH (5 a 9) e concentrações de biopolímero	144
Figura 98 Cor em diferentes pH (10 e 11) e concentrações de biopolímero.....	145
Figura 99 Turbidez em diferentes pH (2 a 4) e concentrações de biopolímero	146
Figura 100 Eficiência de remoção de turbidez em diferentes pH (2 a 4) e concentrações de biopolímero	147
Figura 101 Turbidez em diferentes pH (5 a 9) e concentrações de biopolímero	148
Figura 102 Eficiência de remoção de turbidez em diferentes pH (5 a 9) e concentrações de biopolímero	148
Figura 103 Turbidez em diferentes pH e concentrações de biopolímero.....	149
Figura 104 Eficiência de remoção de turbidez em diferentes pH (10 e 11) e concentrações de biopolímero	150
Figura 105 Eficiência de remoção de DQO em diferentes pH e concentrações de sulfato de alumínio e biopolímero	151
Figura 106 Eficiência de remoção de DBO ₅ em diferentes pH e concentrações de sulfato de alumínio e biopolímero	152
Figura 107 Eficiência de remoção de cor, turbidez, DQO e DBO ₅ em pH = 6,5, sulfato de alumínio = 110 mg/L e diferentes concentrações de biopolímero	154
Figura 108 Filtro de biochar de eucalipto (1), filtro de carvão ativado (2) e filtro de areia (3)	159
Figura 109 Filtro de biochar de eucalipto (1), filtro de carvão ativado (2), filtro de areia (3) e reator UASB (4)	161
Figura 110 Reservatório e sistema de alimentação dos filtros	162
Figura 111 Curva pcz de acordo com dados de pH.....	164
Figura 112 pH do afluente do reator UASB e dos efluentes pós-filtração.....	165
Figura 113 Cor no efluente do reator UASB e nos efluentes pós-filtração.....	167
Figura 114 Cor no efluente do reator UASB e nos efluentes pós-filtração.....	168

Figura 115 DQO no efluente do reator UASB e nos efluentes pós-filtração	169
Figura 116 DBO ₅ no efluente do reator UASB e nos efluentes pós-filtração	170
Figura 117 pH do afluente do reator UASB e dos efluentes pós-filtração, com tratamento com sulfato de alumínio e biopolímero.....	171
Figura 118 Valores de cor dos afluentes do reator UASB, após tratamento com sulfato de alumínio e biopolímero, e dos efluentes após filtração	172
Figura 119 Valores de turbidez dos afluentes do reator UASB, após tratamento com sulfato de alumínio e biopolímero, e dos efluentes após filtração em cada um dos filtros.....	173
Figura 120 Valores de DQO dos afluentes do reator UASB, após tratamento com sulfato de alumínio e biopolímero, e dos efluentes após filtração em cada um dos filtros.....	174
Figura 121 Valores de DBO ₅ dos afluentes do reator UASB, após tratamento com sulfato de alumínio e biopolímero, e dos efluentes após filtração em cada um dos filtros.....	175

ÍNDICE DE TABELAS

Tabela 1 Principais fontes de receita em uma usina Full milho	10
Tabela 2 Principais características das matérias-primas e do processo de etanol a partir de cana-de-açúcar e milho	12
Tabela 3 Capacidade das usinas de etanol de milho em 2020.....	29
Tabela 4 Proporção de vinhaça produzida em relação ao volume de etanol a partir de cana-de-açúcar e do milho.	42
Tabela 5 Relação da fermentação do mosto mais concentrado e a produção de vinhaça (Piracicaba, 2015)	43
Tabela 6 Característica da vinhaça.....	43
Tabela 7 Valores da vinhaça de cana-de-açúcar, conforme diversos autores.	44
Tabela 8 Valores da vinhaça de milho, conforme diversos autores	45
Tabela 9 Padrões de lançamento de efluentes em alguns estados brasileiros.	63
Tabela 10 Padrões de lançamento de efluentes para alguns parâmetros nos EUA e União Européia.	64
Tabela 11 Valores dos parâmetros da vinhaça bruta nas usinas flex.....	73
Tabela 12 Valores agregados dos parâmetros da vinhaça bruta e a estatística descritiva das Usinas Flex.....	74
Tabela 13 Concentração do efluente (vinhaça) à entrada, carga orgânica volumétrica, tempo de detenção hidráulico, para cada um dos seis períodos temporais em que decorreu a operação do processo biológico, na 1.ªfase experimental.....	86
Tabela 14 Concentração do efluente (vinhaça) à entrada, carga orgânica volumétrica, tempo de detenção hidráulico, para cada um dos seis períodos temporais em que decorreu a operação do processo biológico, na 2.ªfase experimental.....	87
Tabela 15 Parâmetros monitorizados, referência do método e equipamentos utilizados para essa medição.	88
Tabela 16 Quantidade de biomassa (mi) em cada zona do reator, na primeira fase experimental.	103
Tabela 17 Quantidade de biomassa (mi) em cada zona do reator, na segunda fase experimental.	104
Tabela 18 Valores dos parâmetros do efluente utilizado nos ensaios de Jar Test.	122
Tabela 19 Eficiência de remoção de cor em função do pH e da concentração do sulfato de alumínio.....	132
Tabela 20 Eficiência de remoção da turbidez em função do pH e da concentração do sulfato de alumínio.....	139
Tabela 21 Concentrações de DQO e DBO ₅ para os ensaios que obtiveram as melhores eficiências de remoção de cor/turbidez	150
Tabela 22 Valores dos parâmetros do efluente utilizado nos ensaios	158
Tabela 23 Valores de pH inicial e final da análise de PCZ	163

LISTA DE SIGLAS, SÍMBOLOS E ACRÓNIMOS

ABNT – Associação Brasileira de Normas Técnicas
AEHC – Álcool Etanol Hidratado Concentrado
ANP – Agência Nacional de Petróleo
ASBR – Reator Anaeróbios de Batelada Sequencial
BNDS – Banco Nacional de Desenvolvimento Econômico e Social
°C – Graus Celsius
CE – Condutividade elétrica
CETESB – Companhia Ambiental do Estado de São Paulo
CHV – Carga Hidráulica Volumétrica
CH₄ – Gás Metano
CNPEM – Centro Nacional de Pesquisa em Energia e Materiais
CONAB – Companhia Nacional de Abastecimento
CO₂ – Dióxido de Carbono
CTC – Centro de Tecnologia Copersucar
(CTC) – Capacidade de Troca Catiônica
CT – Coliformes Totais
CPDA – Comissão de Defesa da produção de Açúcar d – Dia
DTP – Diâmetro do Tamanho das Partículas
DTP – Distribuição dos Tamanhos das Partículas
DBO₅ – Demanda Bioquímica de Oxigênio
DDG – Grãos Secos de Destilaria
DDGs – Grãos Secos de Destilaria com Solúveis
DQO – Demanda Química de Oxigênio
DWG – Grãos Úmidos de Destilaria
DWGs – Grãos Úmidos de Destilaria com Solúveis
EPE – Empresa de Pesquisa Energética
EUA – Estados Unidos da América
ETA – Estação de Tratamento de Água
ETE – Estação de Tratamento de Esgoto
Eh – Potencial Redóx
FLEX – Usinas de Produção de Etanol a partir da cana-de-açúcar e do milho alternadamente, na ausência de uma das matérias.

FLEX FULL – Usinas de Produção de Etanol a partir da cana-de-açúcar do milho simultaneamente ou em paralelo.

FULL – Usinas de Produção de Etanol Exclusivamente a partir do milho.

g – Gramas

h – Hora

ha – Hectare

IAA – Instituto do Açúcar e Alcool

IBGE – Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística

IPT – Instituto De Pesquisa Tecnológica do Estado de São Paulo

K – Potássio

L – Litro

m – Metro

M – Quantidade de biomassa em cada zona do reator

m³ – Metro Cúbico

m² – Metro Quadrado min – Minuto

MEG – Monoetilenoglicol

mg – Miligrama

MWh – Megawatt - hora

MX_v – Massa de Lodo Volátil no Reator

NO₂ – Dióxido de Nitrogênio

NMP – Número Mais Provável

O₂ – Oxigênio

P.A. – Pureza Analítica

PB - Produção de Biogás

PD – Pump Drive

PHAs – Polihidroxialcanoatos

pH – Potencial Hidrogeniônico

PLANALÇUCAR – Plano Nacional de Melhoramento da Cana-de-Açúcar

PRÓÁLCOOL – Programa Nacional do Alcool

Q – Vazão

Q_a – Vazão Afluente

RALF – Reator Anaeróbico de Leito Fixo

RENOVABIO – Política Nacional de Biocombustíveis

R_s – Idade do Lodo

s – Segundo

SDT – Sólidos dissolvidos totais

SHF – Hidrólise Enzimática de Sacarificação e Fermentação Separada

SSF – Sacarificação e Fermentação Simultânea em Dorna

ST – Sólidos Totais

SST – Sólidos Suspenso Total

STV – Sólidos Totais Voláteis

SO₂ – Dióxido de Enxofre

TDH – Tempo de Detenção Hidráulico

UASB – Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente e de Manta de Lodo

v – Velocidade

V – Volume

Θ_h – Tempo de Detenção Hidráulico

X_{ve} – Concentração de Lodo Volátil no Efluente

1. INTRODUÇÃO

1.1. Histórico da produção de etanol

A produção e a comercialização de açúcar e etanol têm grande relevância no contexto econômico e social em diversos países, dentre eles o Brasil, que se destaca pela alta produtividade de cana-de-açúcar (*Saccharum spp.*) (Carpanez et al., 2022).

Esses processos de produção geram a vinhaça, conhecida como vinhoto, tiborna ou restilo. A vinhaça é um líquido de coloração marrom-escura, com pH ácido entre 4 e 5, e um odor forte. Apresenta uma alta concentração de Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO) (20.000 a 35.000 mgO₂/L) e de Demanda Química de Oxigênio (DQO) (30.000 a 10.0000 mgO₂/L). Além disso, possui elevadas temperaturas (85 – 90°C) que permanece após a destilação do caldo de cana-de-açúcar (garapa) fermentado, para a obtenção do etanol (álcool etílico) (Chitolina et al., 2020; Rossetto, 1987).

Cada litro de etanol produzido resulta em cerca de 10–15 L de vinhaça de cana-de-açúcar que apresenta um potencial poluidor muito alto, cem vezes maior que o esgoto doméstico, em termo de demanda bioquímica de oxigênio (DBO) (Dias et al., 2024; Rey et al., 2021). Além disso, quando descartados de forma inadequada, podem causar efeitos ambientais severos, como salinização do solo, saturação de íons metálicos e sulfatos e, em geral, lixiviação e percolação de nutrientes entre outros. Estes danos indesejáveis são nocivos tanto para a flora, como para a fauna, microfauna e microflora (Buller et al., 2021).

A ligação entre o Brasil e a cana-de-açúcar remonta à chegada dos portugueses. Martin Afonso introduziu a cana-de-açúcar no país em 1525, inicialmente para a alimentação de animais; entretanto, logo passou a ser utilizada na produção de açúcar para exportação. Esta demanda gerou uma necessidade de mais matéria-prima, o que acarretou em ocupação de novas terras e conseqüentemente colonização do território brasileiro (Morais et al., 2022).

Sete anos depois, foi fundado o primeiro engenho em São Vicente, no estado de São Paulo, e em 1535 surgiram os primeiros engenhos em Pernambuco, estabelecendo assim, o ponto de partida para o desenvolvimento da cultura canavieira na região no litoral brasileiro (Andrade, 2005).

As capitanias de Pernambuco e Bahia, favorecidas por fatores climáticos, solo fértil, geográficos, políticos e econômicos, se tornaram os principais centros açucareiros do Brasil (Lisboa, 2014).

Em 1584, no Brasil existiam, aproximadamente, 120 engenhos funcionando graças ao esforço de 10.000 escravos que produziam por volta de 3.000 toneladas de açúcar por ano. Para se ter uma ideia da evolução dessa produção até finais do século XX e início do século XXI a produção era em torno de 100 mil ton/ano e em 2023 chegou a 782 mil ton/ano (IBGE, 2024; NovaCana, 2024a).

O engenho tradicional era baseado em trabalho manual extenuante, os cortadores de cana tinham jornadas e condições de trabalho desumanas (Gomes & Walter., 2023). No Brasil, este modelo foi utilizado entre entre os séculos XVI e XX, e foi gradativamente substituído por engenhos centrais a partir de 1875 com apoio do governo imperial e capital estrangeiro (Rodrigues & Ross, 2020).

Os engenhos centrais apenas processavam a cana adquirida de produtores e produziam açúcar em escala com maior qualidade e rapidez (Rodrigues & Ross, 2020). Na figura 1, da segunda metade do século XVII, observa-se as construções típicas constituída por engenho, casa grande e capela. Ao fundo, veem-se casas dispersas na paisagem - moradias de escravos e de lavradores de cana radicados próximos aos engenhos.

Figura 1

Paisagem com plantação (O Engenho) de Frans



Nota. Silva (2004).

Nota-se também detalhes da vida de um engenho real, isto é, movido por roda d'água: casa de moenda, casa de purgar e batimento dos pães de açúcar ao ar livre (Silva, 2024).

O Brasil, que controlava o comércio do açúcar, perdeu o controle do mercado internacional, iniciando a crise da economia agrária, no período em que a Espanha dominou Portugal e ocorreu a invasão do Nordeste brasileiro pelos holandeses (Shimada, 2013). Nesse contexto, de meados do século XVII até o final do século XVIII, houve um declínio na produção canavieira do Brasil e os produtores tiveram que assumir outras atividades como o tabaco, já fortalecida com recursos oriundos do açúcar e bem aceito na Europa (Deliberali, 2010).

Outra atividade que se destacou nesse período foi a mineração, com a descoberta de jazidas de ouro na região onde hoje é Minas Gerais e a consequente mudança do centro econômico do Brasil para a região Centro-Sul (Andrade, 1987).

Em meados do século XIX a cultura canavieira no Brasil se expandiu para a região Sudeste, mas o país representava apenas 5% da produção mundial que era de 2.640.000 t. Cuba, Estados Unidos e Europa lideravam a produção (Deliberali, 2010). Entre o final do século XIX e início do século XX, muitos engenhos centrais entraram em crise e fecharam (Andrade, 1994), devido à resistência de muitos senhores de engenho a modernização do setor, influenciada pela Revolução Industrial, e à subordinação de suas lavouras aos engenhos centrais montados pelo capital estrangeiro.

Ao se transformarem em simples fornecedores de cana, perderam grande parte do seu poder. Tal fator refletiu-se na contínua falta de fornecimento de cana aos engenhos centrais (São Paulo, 2024). Em consequência, foi estabelecida melhores condições que proporcionaram uma nova mudança: passagem dos engenhos para usinas (Vian, 2003). Este processo foi conduzido por capital brasileiro (incentivo governamental) e/ou recursos particulares, dos próprios proprietários de terras (Andrade, 2007; Pellegrini, 2009).

Ao contrário dos engenhos, as usinas produzem a própria matéria-prima, unindo novamente os processos industriais e agrícolas. Ao processar a própria cana obtiveram mais controle sobre a produção, minimizando eventuais problemas de abastecimento (Monteiro et al., 2010).

Após o término da Primeira Guerra Mundial e da recuperação da produção açucareira europeia, ocorreu a depressão econômica de 1929, marcada pelo crash da bolsa de valores de Nova York. A economia brasileira sofreu com a desvalorização dos produtos agrícolas exportados pelo Brasil, principalmente o café e o açúcar (Silva & Fischetti, 2008).

Para atenuar os efeitos da crise, em 1931 o governo brasileiro tornou obrigatória a mistura de 5% de etanol na gasolina importada, para assim criar outra finalidade para a cana-de-açúcar e fomentar a utilização de álcool como aditivo ao combustível (Pereira & Wesz Junior, 2020).

No mesmo ano foi criada a Comissão de Defesa da Produção de Açúcar (CPDA), com a finalidade de analisar a situação do açúcar, equilibrar o mercado interno e as exportações, fiscalizar e arrecadar taxas (Oliveira & Mendes, 2023). Em 1933, foi criado o Instituto do Açúcar e Álcool (IAA), com o papel de incentivar o consumo e regular o mercado de açúcar e álcool no Brasil (Rissardi Júnior, 2005).

Com o início da Segunda Guerra Mundial (1939-1945), e embora o conflito tenha desorganizado a produção do açúcar europeu, essa disfunção não gerou uma abertura dos mercados externos para o açúcar brasileiro, principalmente por problemas relacionados à logística de transporte marítimo do produto (Vian, 2003).

O IAA foi pressionado pelos usineiros paulistas a flexibilizar a Lei no 178, de 1936, que limitava o potencial produtivo das usinas e acarretava o desabastecimento das regiões Sudeste e Sul, devido à interrupções no traslado oriundo do Nordeste e feito pelo mar.

A reivindicação foi acatada, as quotas foram eliminadas e novas usinas foram autorizadas, principalmente na região Sudeste, que na década de 1950 ultrapassou a produção do Nordeste, que foi o principal produtor por mais de 400 anos, de acordo com Silva & Fischetti (2008).

Nesse período também se destaca a Cooperativa de Produtores de Cana-de-Açúcar, Açúcar e Álcool do Estado de São Paulo, criada em 1959. Ela investiu em pesquisa e desenvolvimento no setor sucroenergético, criando o Centro de Tecnologia Copersucar (CTC), depois transformado em Centro de Tecnologia Canavieira (Coopersucar, 2024).

Em 1960, o setor açucareiro brasileiro expandiu-se devido à Revolução Cubana, que cortou as relações comerciais com os Estados Unidos, fazendo com que a Europa, principal consumidor, passasse a importar açúcar do Brasil (Santos, 2021).

Em 1971, segundo Silva e Fischetti (2008), o IAA criou o Programa Nacional de Melhoramento da Cana-de-açúcar (Planalsucar), tendo como objetivo principal a melhoria dos rendimentos da cultura canavieira no campo e na indústria. Em 1973, a expansão da produção canavieira no Brasil foi interrompida pelo primeiro choque do petróleo e pelos conflitos no médio oriente, que afetaram o fornecimento do petróleo.

A instabilidade do mercado externo do açúcar e o desabastecimento resultante da dependência do petróleo levaram o governo brasileiro a diminuir as importações da principal matriz energética na época e buscar alternativas energéticas como prioridade econômica pelo país (Soares & Júnior, 2021).

Assim, a indústria do etanol no Brasil recebeu apoio governamental na década de 1970, por meio do Programa Nacional do Álcool (Proálcool), baseado em incentivos fiscais, instalações de infraestrutura com construção de usinas de açúcar e álcool e na logística de distribuição do etanol. Além disso, garantia nos preços mínimos, rentabilidade para os produtores e incentivando a produção. Foram disponibilizadas linhas de crédito e financiamentos específicos para o setor agrícola, com ênfase na expansão e modernização do cultivo da cana-de-açúcar, principal matéria-prima para a produção de etanol.

Esses instrumentos financeiros visaram a adoção de tecnologias mais eficientes no manejo agrícola, colheita e logística. Paralelamente, houve investimentos em pesquisa e desenvolvimento voltados à otimização dos processos industriais de produção de etanol.

Tais pesquisas contemplaram melhorias nas etapas de fermentação, destilação e aproveitamento de subprodutos. Como resultado, buscou-se o aumento da eficiência operacional das usinas e a redução de custos e impactos ambientais (Soares & Júnior, 2021).

O Proálcool passou por diferentes etapas ao longo de sua trajetória: a Primeira fase foi implementação do Programa (1975–1979), baseado em subsídios para a instalação de destilarias de etanol e usinas de açúcar, bem como, o incentivo a logística de distribuição do etanol e na produção dos primeiros veículos movido a etanol (cf. Figura 2).

Figura 2

Posto de abastecimento no início da era do álcool (A) e veículo em test-drive (B)



(A)

(B)

Nota. A – Canaonline (2024); B – Mendonça (2024).

A Segunda fase foi expansão do Proálcool (1980-1985), na qual a indústria automobilística assinou um protocolo de intenções com o Governo Federal, com o objetivo de expandir a produção de veículos movidos a álcool no país; e a terceira fase foi a desaceleração e crise do Proálcool (1986-1995), período em que houve a escassez de investimentos públicos para subsidiar os programas de estímulo aos energéticos alternativos, resultando em uma grave crise no setor (Grangeia et al., 2022).

A partir de 2003, a introdução dos veículos dotados da tecnologia Flex Fuel, capazes de operar com gasolina e etanol em quaisquer proporções, representou um marco relevante para o setor automotivo brasileiro. Essa inovação ampliou a flexibilidade no uso de combustíveis, conferindo maior autonomia ao consumidor e estimulando a diversificação da matriz energética no transporte rodoviário.

Como consequência direta, observou-se um crescimento expressivo na comercialização desses veículos, refletindo a rápida aceitação da tecnologia pelo mercado. Esse aumento nas vendas está diretamente associado à expansão da demanda por etanol combustível, conforme evidenciado na Figura 3, que apresenta os dados consolidados pela ANFAVEA (2023).

Figura 3

Evolução do número de veículos flex no Brasil no período de 2003 a 2023



Nota. Extraída de ANFAVEA (2023).

A tecnologia Flex fuel foi inventada nos Estados Unidos, mas sua viabilização comercial ocorreu graças ao trabalho da engenharia brasileira, que desenvolveu um modelo matemático de pós-combustão. Essa inovação eliminou diversos sensores, reduziu custos e possibilitou a produção em larga escala (ANFAVEA, 2023).

Em 2017 foi instituída a Política Nacional de Biocombustíveis (RenovaBio) por meio da Lei nº 13.576/2017. Esta lei se baseia na previsibilidade, na sustentabilidade ambiental, econômica e social, e compatível com o crescimento do mercado (Brasil, 2017).

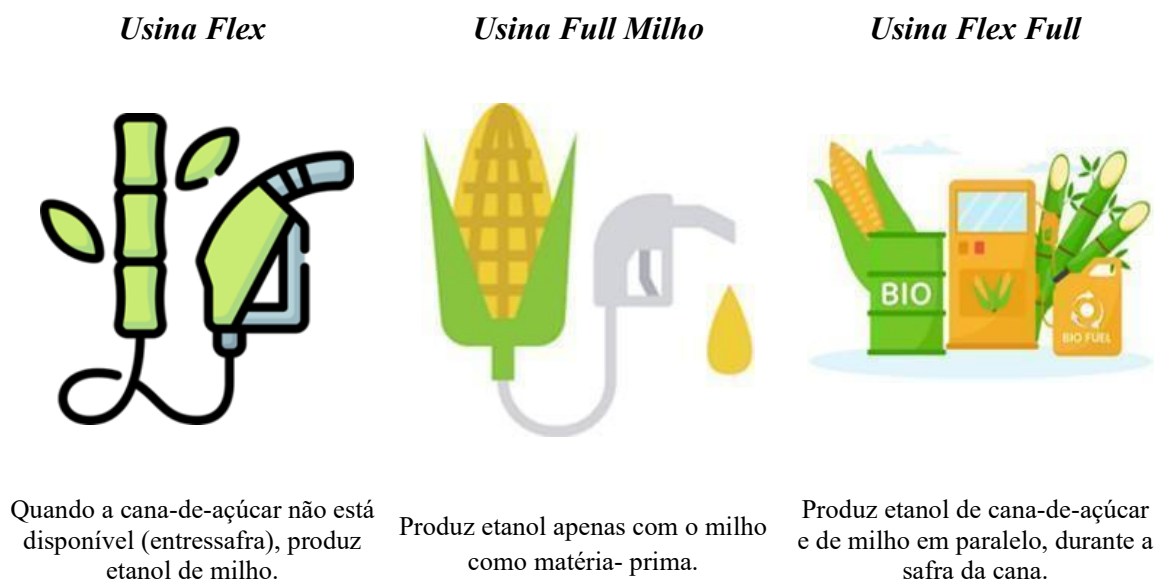
Ela tem como objetivos: i) Fornecer uma importante contribuição para o cumprimento dos compromissos determinados pelo Brasil no âmbito do Acordo de Paris; ii) Promover a adequada expansão dos biocombustíveis na matriz energética, com ênfase na regularidade do abastecimento de combustíveis; e iii) Assegurar previsibilidade para o mercado de combustíveis, induzindo ganhos de eficiência energética e de redução de emissões de gases causadores do efeito estufa na produção, comercialização e uso de biocombustíveis. O avanço na produção de etanol visto nos últimos anos no Brasil se deve, em partes, à esta lei.

1.2. Usinas de etanol: flex, full de milho e as flex full

A figura 4 apresenta os três tipos de usinas que processam milho, em exclusivo ou não, enquanto matéria prima usada para produzir etanol.

Figura 4

Modelos de usinas de etanol de milho no Brasil



1.2.1. Usinas flex

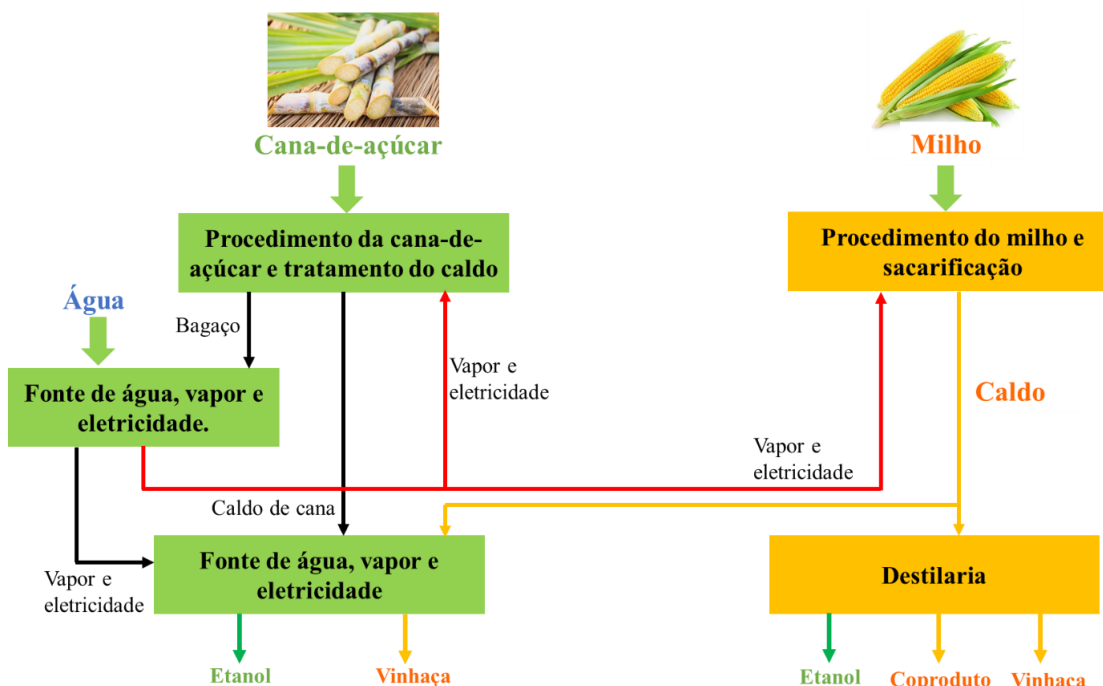
Grande parte do milho produzido no Brasil é para exportação, foram 36,7 milhões de toneladas exportadas na safra 2021/2022 (CONAB, 2019). Na região Centro-Oeste, a maior parte do milho produzido é para exportação e precisa ser transportado, em média, 1.000 km até as regiões portuárias (Pera & Caixeta Filho, 2018).

Com isso, a instalação de usinas integradas (flex) que produzem etanol tanto a partir da cana quanto a partir do milho, tornou-se uma medida vantajosa para produtores da região, pois aumenta a demanda local pelo grão, reduzindo os custos logísticos para transporte do milho (Oliveira, 2022).

A vantagem da integração da produção de etanol de milho a usinas que já produzem etanol de cana (usinas flex) é aproveitar-se da infraestrutura já existente, requerendo menor investimento do que uma usina full (Chemnés et al., 2013). A figura 5 ilustra como as linhas de processamento de cana-de-açúcar e de milho compartilham etapas em uma usina do tipo flex.

Figura 5

Esquema de compartilhamento e sinergias numa usina flex



No estado de Mato Grosso, as usinas Flex possuem vantagens frente as usinas de modelo Full, pois a utilização de mais de uma fonte de matéria prima evita a sazonalização dos preços do etanol além de permitir a escolha da cultura a ser utilizada de acordo com o cenário do mercado. O aumento da produção de etanol de milho de fato pode aumentar o consumo interno do cereal e também minimizar os problemas de armazenagem além de colaborar com os produtores da região no escoamento de forma menos onerosa e com maior margem de lucro (Azevedo, 2018).

1.2.2. Usinas full de milho

As usinas Full milho, a matéria prima é exclusivamente para produção de etanol de milho. A primeira unidade de processamento de milho na produção de etanol foi implementada em 2012 pela Usimat. Anos depois, em 2017, foi inaugurada pela FS Bioenergia a primeira usina de produção de etanol exclusiva a partir do milho (Full Milho) no município de Lucas do Rio Verde-MT. Em sua implementação a usina tinha capacidade de produção anual de 280 milhões de litros de etanol e 250 mil toneladas de DDGs (grãos secos de destilaria com solúveis), e na safra 2021/22, a empresa produziu 1,4 bilhões de litros de etanol e 1,25 milhões de toneladas dos grãos de destilaria (FS, 2022).

Em 2020, a empresa expandiu suas operações para cidade de Sorriso-MT e em dezembro de 2021, iniciou-se as obras para uma nova usina em Primavera do Leste-MT.

Na tabela 1 são apresentados valores aproximados das principais receitas de uma usina Full milho. É possível visualizar que o DDGS contribui com 13% da receita total, demonstrando assim a importância desse coproduto para a indústria.

Tabela 1

Principais fontes de receita em uma usina Full milho

Produtos e coprodutos	Receita (%)
Etanol de milho	83
Grãos de destilaria (DDGS)	13
Óleo de milho	2
Energia	1
Outros	1

Adaptado de Neves et al. (2021)

De acordo com São Martinho (2018), o óleo de milho, outro importante coproduto, é geralmente comercializado para produção de biodiesel, fabricação de tintas e até mesmo como aditivo alimentar para aves e bovinos e o WDGS (grãos úmidos de destilaria com solúveis), como já citado, devido a sua maior perecibilidade é produzido em menores quantidades e comercializado com produtores próximos à planta produtiva.

A maior parte das usinas no Brasil estão concentradas nos estados do Mato Grosso e Goiás. Esses estados são os maiores produtores de milho do Brasil, o que justifica a grande quantidade de usinas de etanol de milho (Merladete, 2022).

1.2.3. Usinas flex full de milho

Nas usinas Flex Full, o processamento do milho é realizado em paralelo com a cana-de-açúcar, possibilitando a produção de etanol durante o ano todo e não somente na entressafra da cana (Neves et al., 2021).

Esse modelo industrial aumenta a flexibilidade operacional das usinas, permitindo melhor aproveitamento da capacidade instalada e maior estabilidade na oferta do biocombustível. Além disso, contribui para a diversificação da matriz produtiva, reduzindo riscos associados à sazonalidade agrícola e às oscilações de mercado.

1.3. Produção industrial do etanol

A produção industrial de etanol ocorre principalmente por meio de processos fermentativos, a partir de diversas matérias-primas que contenham açúcares, amido ou celulose (Broda, 2022). Além do etanol obtêm-se diferentes coprodutos que agregam valor como os DDG (grãos secos de destilaria), WDG (grãos úmidos de destilaria), DDGs (grãos secos de destilaria com solúveis), WDGs (grãos úmidos de destilaria com solúveis); esses grãos são farelos proteicos utilizados na nutrição animal (Martinez-Amezcu et al., 2007).

De forma geral, as matérias-primas podem ser classificadas como sacaríneas, quando contém sacarose como na cana-de-açúcar e beterraba, amiláceas onde o amido deve primeiro ser hidrolisado para gerar açúcares fermentescíveis como no milho e trigo, e lignocelulósicas onde polissacarídeos são convertidas em etanol como na madeira e o bagaço de cana (Cardona & Sánchez, 2007).

Historicamente, o Brasil usa para a produção de etanol a matéria prima sacarínea (cana de açúcar), aproveitando suas propriedades para a fermentação e produção. Nos últimos anos, no entanto, observou-se um significativo aumento no uso de matéria-prima amilácea, com o caso do milho (Ribeiro, 2023).

A tabela 2 apresenta o rendimento industrial de milho em etanol (360 L/t) que é superior ao da cana-de-açúcar (77 L/t), pois o milho contém mais açúcares do que a cana, muito embora a maior parte desses açúcares não esteja diretamente disponível para o processo de fermentação, uma vez que estão armazenados como polissacarídeo.

Assim, para uma mesma massa (base úmida) de grãos de milho e cana-de-açúcar, o milho produz cerca de 4,7 vezes mais etanol. Esse maior rendimento está associado à elevada concentração de amido presente no milho, que é convertido de forma mais eficiente em açúcares fermentescíveis. Como resultado, o milho se destaca como uma matéria-prima altamente competitiva na produção de etanol.

No entanto, a produtividade agrícola do milho (5,6 t/ha) é inferior à da cana (71,6 t/ha), sendo que para uma mesma área plantada, tem-se 12,8 vezes mais cana-de-açúcar do que milho. Isso leva a um rendimento de etanol por área plantada 2,7 vezes maior para a cana do que para o milho (Oliveira, 2022).

Tabela 2

Principais características das matérias-primas e do processo de etanol a partir de cana-de-açúcar e milho

Parâmetro	Unidade	Cana-de-Açúcar	Milho	Referências
Produtividade agrícola	t/ha	71,6	5,6	CONAB (2021b)
Colheita	-	Mecanizada/ manual	Mecanizada	CONAB (2021c)
Tipo de processo para produção de etanol	-	Com reciclo de células	Em reciclo de células	Lopes et al. (2016)
Sólidos em suspensão	%	<1	>30	Donke et al. (2016)
Rendimento industrial	L/t	77	360	
Rendimento de fermentação	%	90-92	85-90	
Tempo de Fermentação	h	6-12	45-60	
Concentração de etanol no vinho produzido	% (v/v)	7-12	12-18	Lopes et al. (2016).
Dias de operação da planta	d	200-240	300-335	
Principal subproduto	-	-	Bagaço e vinhaça para ação animal	

1.3.1. Processo industrial de etanol a partir da cana-de-açúcar

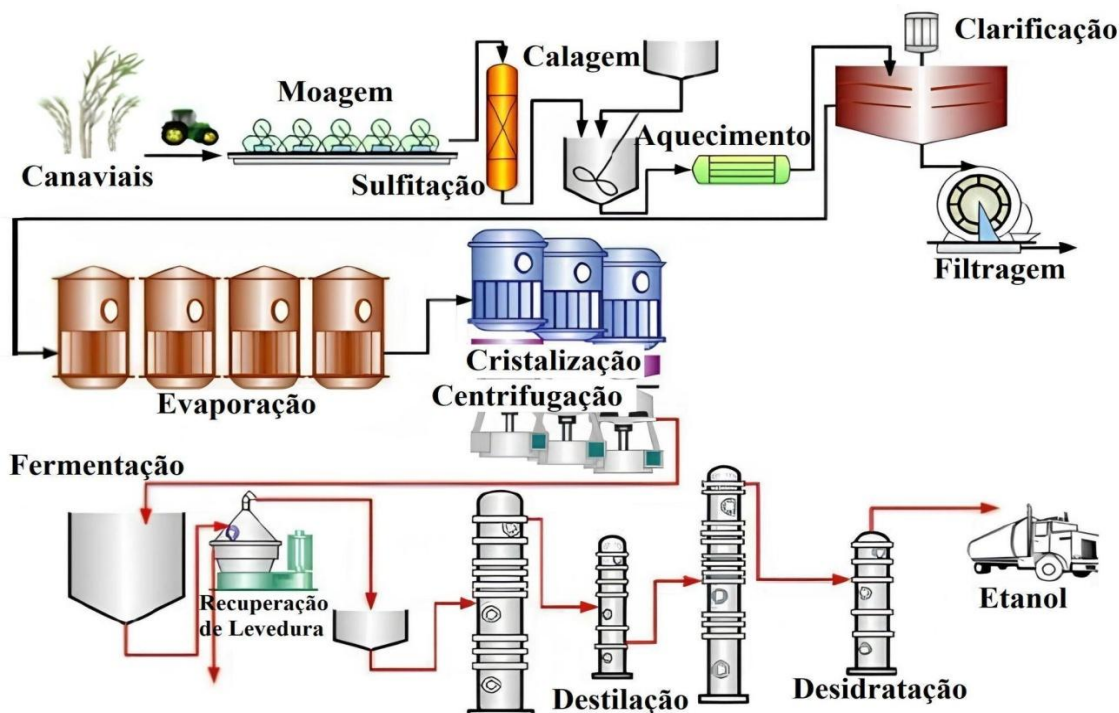
Na fabricação do etanol, a cana-de-açúcar passa por várias etapas desde a colheita até a produção industrial, para as unidades fabris (usinas de cana-de-açúcar ou biorrefinarias) que processam essa matéria-prima.

Diversos parâmetros tecnológicos e microbiológicos devem ser abordados para melhorar o processo industrial (Blauer, 2020). Esse processo é altamente eficiente, aproveitando não só a sacarose presente na cana como também os resíduos do processo, como o bagaço, que muitas vezes é usado para gerar energia elétrica que alimenta a própria usina (Ferreira, 2024).

Além disso, o controle rigoroso das condições operacionais contribui para o aumento do rendimento fermentativo e para a redução de perdas ao longo da cadeia produtiva. Dessa forma, a integração entre tecnologia e a gestão de produção industrial torna-se essencial para a otimização global do sistema (cf. Figura 6).

Figura 6

Produção industrial de etanol com cana-de-açúcar



Nota. Joseph (2010).

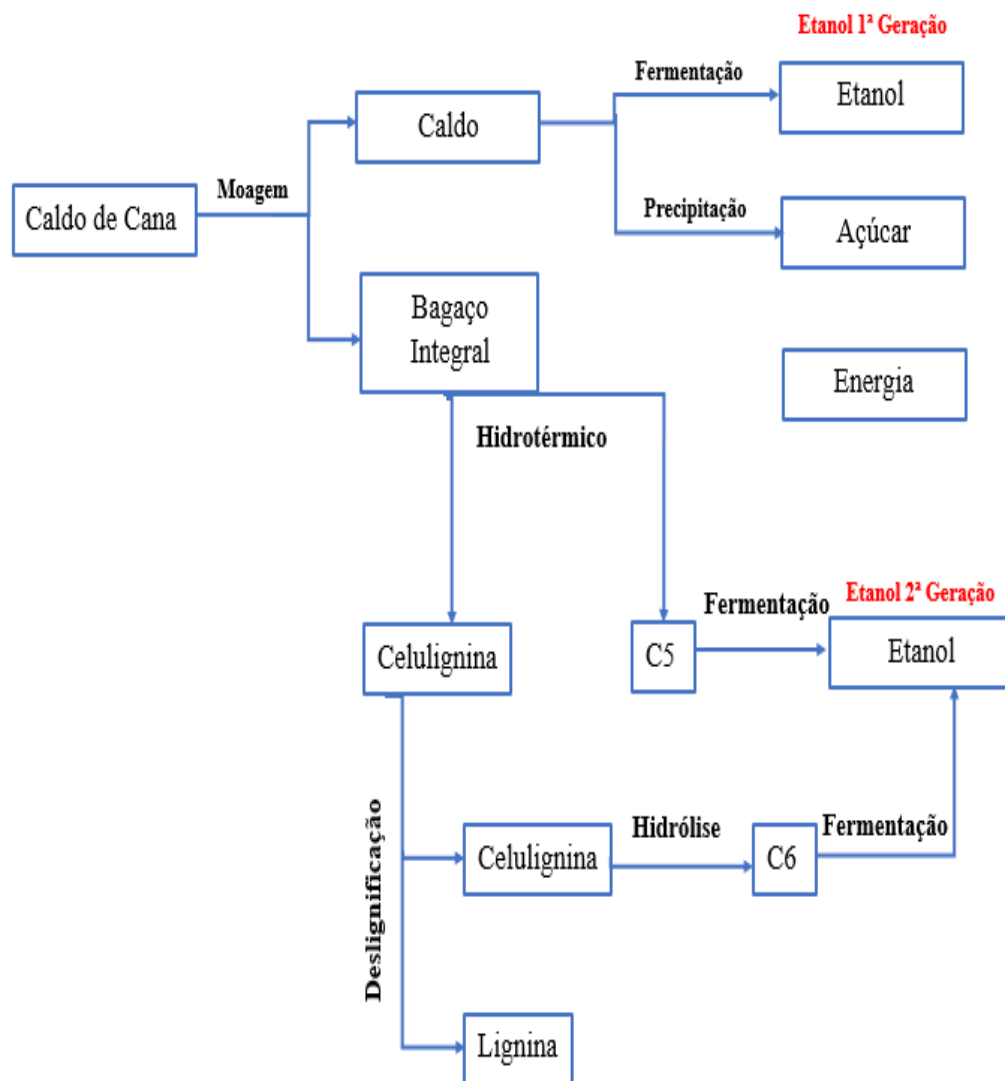
No entanto, a produção do etanol de primeira geração (1G) cresceu de 0,6 bilhão de litros em 1975 (Goldemberg & Lucon, 2007) para aproximadamente 29 milhões de litros em 2021 (EPE, 2021) e recentemente ganhou um novo grande incentivo do governo, o RenovaBio (Brasil, 2017).

Segundo dados da Empresa de Pesquisa Energética (EPE), as usinas de primeira geração (1G) respondem pela maior parte da produção de etanol no Brasil, seguido das usinas de etanol celulósico, as usinas 2G (cf. Figura 7).

Isso se deve ao fato de o país ser um dos maiores produtores de cana-de-açúcar do mundo, o que garante uma matéria-prima abundante e relativamente barata. Além disso, o etanol produzido a partir da cana-de-açúcar tem uma pegada de carbono significativamente menor que os combustíveis fósseis, resultando em uma fonte de energia renovável e de baixo impacto ambiental (NovaCana, 2024a).

Figura 7

Fluxograma simplificado da produção de etanol em usinas de primeira geração (1G) e segunda geração (2G) a partir da cana-de-açúcar



*C5 representam pentoses, principalmente xilose e C6 representa Glicose

Nota. Novo (2016).

i) Colheita e transporte

No Brasil, utilizam colhedoras de cana-de-açúcar, máquinas projetadas para realizar colheita desse cultivo de forma eficiente e rápida (cf. Figura 8). Essas máquinas realizam o corte da cana na base, removem a folhagem (capa) e cortam o talo em pedaços de tamanho adequado para o processamento posterior. Esses equipamentos são essenciais para aumentar a produtividade na colheita, reduzir a necessidade de trabalho manual e agilizar a operação geral do cultivo da cana-de-açúcar.

Figura 8

Máquina colhedora de cana-de-açúcar



Nota. John Deere (2024).

Após a colheita, a cana-de-açúcar é transportada em caminhões (cf. Figura 9). Ao chegar à unidade industrial, os caminhões passam por uma etapa de pesagem e coleta de amostras, onde são determinados os índices de açúcares e impurezas da carga, com o objetivo de avaliar o desempenho do processo de conversão de açúcar em álcool.

Figura 9

Colheita e transporte da cana-de-açúcar



Nota. Cana online (2024).

ii) *Recepção/preparo/moagem*

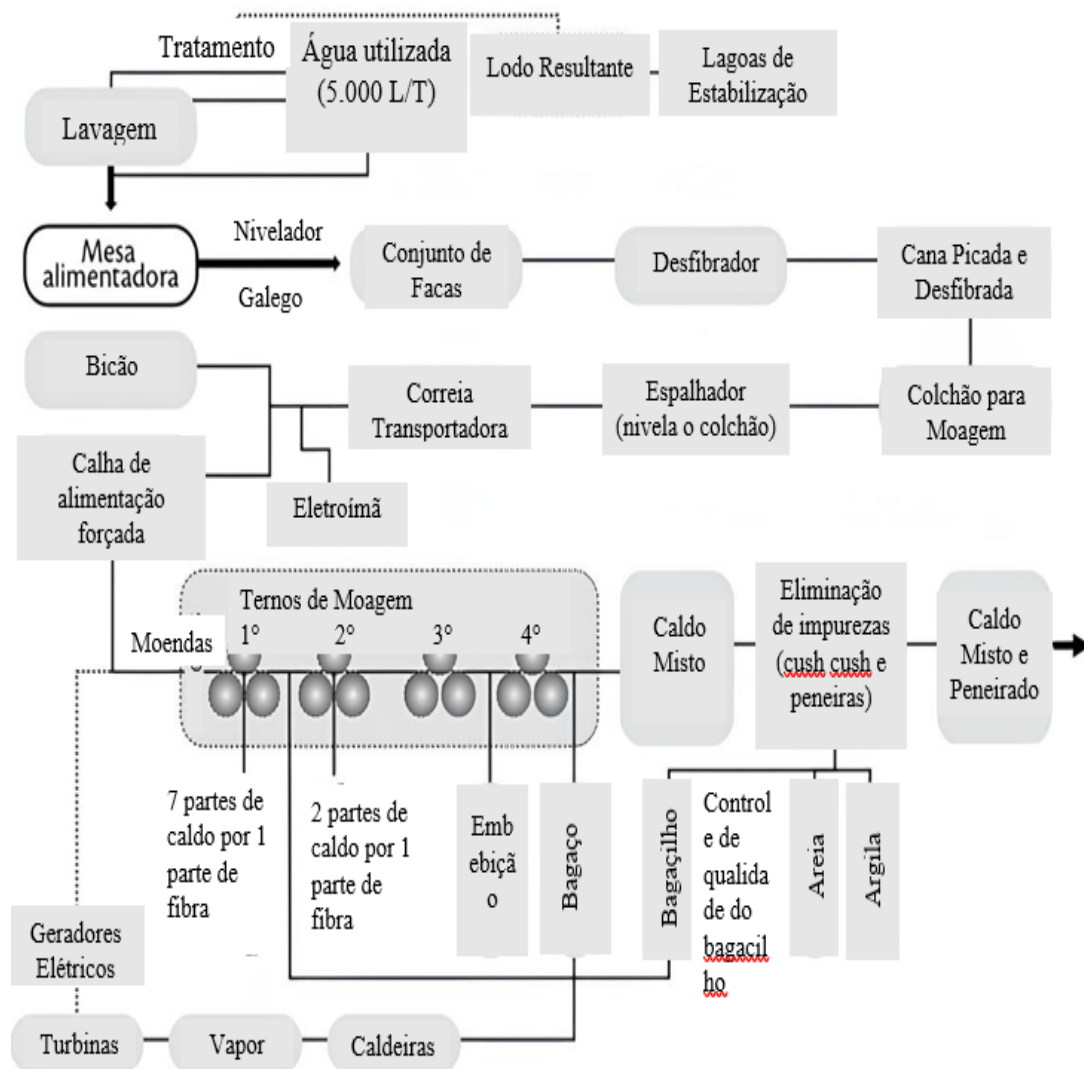
Após a pesagem e a retirada de amostras, o caminhão posiciona-se em frente às mesas alimentadoras, que transferem a cana para as esteiras.

A esteira transportadora conduz a cana até os equipamentos de preparação, compostos por niveladores, picadores e desfibradores (cf. Figura 10).

Esses equipamentos fragmentam a cana, alimentando a moenda e/ou o difusor com uma massa homogênea e fibras abertas, facilitando o processo de extração do caldo (Furlan, 2012).

Figura 10

Recepção, preparo e moagem da cana-de-açúcar

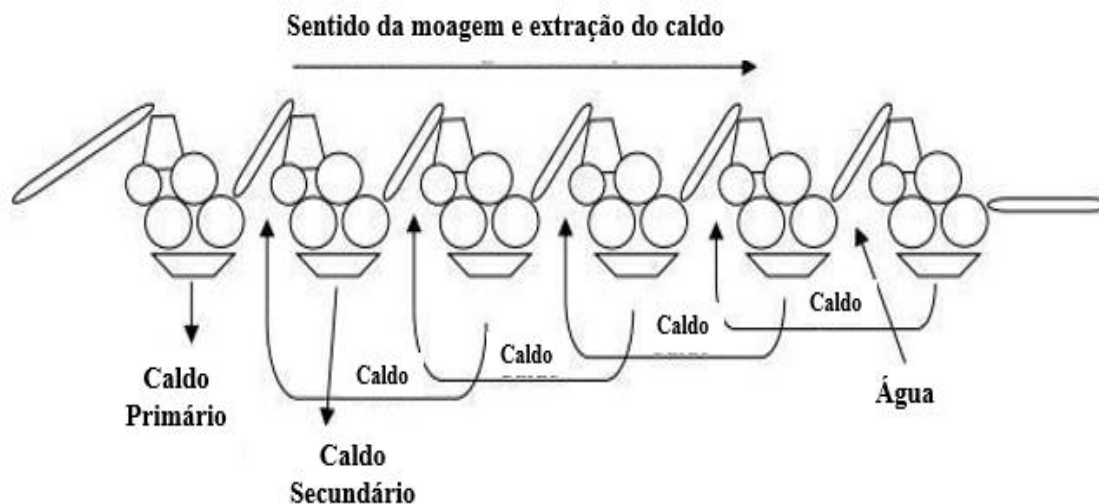


Nota: Novacana (2024a).

A extração do caldo da cana pode ser realizada de duas maneiras: moagem ou difusão. A moagem é o método mais comum usado pelas indústrias (Pellegrini, 2009). Nesse processo, a cana passa por conjuntos de rolos chamados ternos de moenda, onde é submetida a um processo mecânico e a lavagens constantes (embebição) para facilitar a extração do caldo (cf. Figura 11).

Figura 11

Processo de extração de caldo em ternos de moenda



Nota. Gestão da produção em foco (2018).

De acordo com Salazar (2012), a extração no primeiro terno é a mais significativa, sendo responsável por cerca de 70% do caldo presente na cana, gerando o chamado caldo primário. Uma moenda tradicional é composta por quatro a sete ternos, e a extração nos ternos subsequentes envolve a adição de água quente misturada ao caldo extraído, formando o caldo secundário.

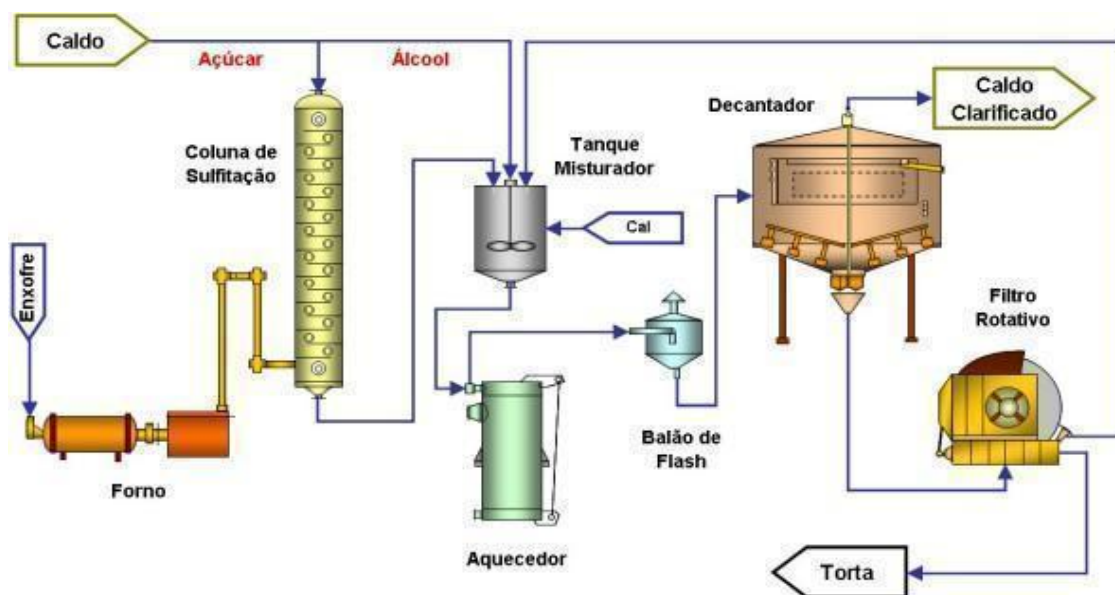
No processo de extração de caldo via difusor, ocorre a lixiviação. Após a cana ser picada e desfibrada, ela é encaminhada ao difusor, onde é embebida com água quente. A sacarose adsorvida nas fibras abertas é diluída e extraída por lixiviação, em um processo de contracorrente. Diferentemente da moagem, neste método não há distinção entre caldo primário e secundário, pois a extração ocorre em uma única etapa (Moraes et al., 2015).

Tratamento de caldo: O objetivo do tratamento do caldo é reduzir a quantidade de impurezas, ajustar a concentração de sacarose e equilibrar o pH, minimizando fatores de inibição e criando condições ideais para a fermentação alcoólica (Moraes et al., 2014).

Inicialmente, o caldo passa por peneiras para remover impurezas de maior tamanho, como areia, restos de bagaço e terra, antes de seguir para a filtragem. Peneiras rotativas são utilizadas tanto na etapa de extração quanto no tratamento do caldo (cf. Figura 12), sendo que este segundo peneiramento remove materiais fibrosos menores (Dias, 2008).

Figura 12

Processo de tratamento de caldo



Nota. Caltarosso (2008).

Após passar pelas peneiras, o caldo recebe um tratamento químico com leite de cal. No processo de calagem, o pH do caldo é corrigido, elevando-se o valor para evitar a decomposição da sacarose.

Em seguida, o caldo passa pelo balão de flash, sob pressão atmosférica, para eliminar gases não condensáveis. Para remover impurezas finas, o caldo é encaminhado aos decantadores, onde são aplicados coagulantes e floculantes que promovem a separação entre o caldo limpo e as impurezas aglutinadas (Araújo, 2011).

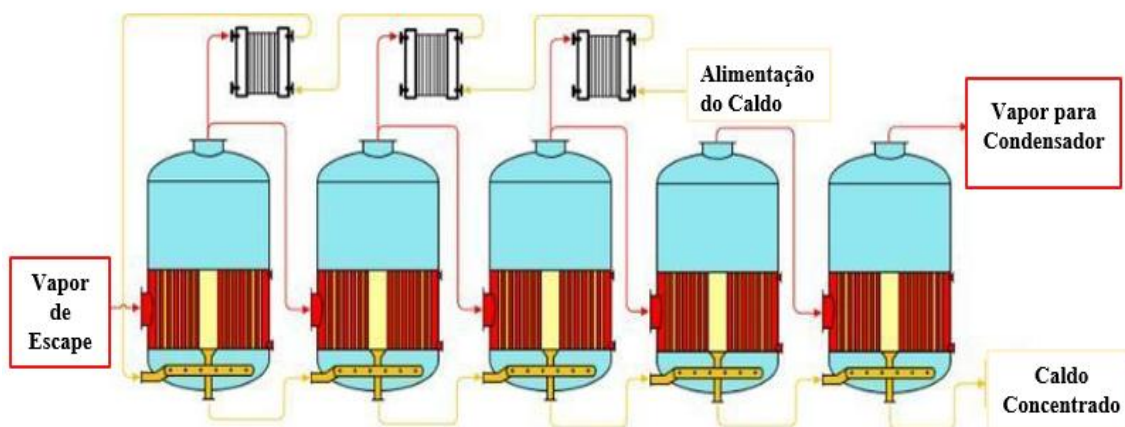
O lodo resultante da decantação ainda contém uma porcentagem de sacarose que pode ser recuperada em filtros rotativos. Após essa filtragem, obtém-se a torta de filtro, com teor de sacarose (pol) inferior a 1%, que é comumente utilizada nas plantações de cana-de-açúcar como fertilizante.

iii) Processo de concentração de caldo

Após o tratamento, o caldo segue para o processo de concentração e esterilização (cf. Figura 13), etapas essenciais para alcançar uma fermentação com alto teor alcoólico no vinho, que será posteriormente destilado.

Figura 13

Processo de concentração de caldo



De acordo com Camargo (2012), a concentração do caldo é realizada através de evaporadores e pré-evaporadores. Embora esse processo seja amplamente adotado em usinas que produzem tanto açúcar quanto álcool, ele também é vantajoso para plantas que produzem exclusivamente álcool, pois, nas destilarias, a preparação do mosto não utiliza melação, um subproduto da produção de açúcar.

Os evaporadores têm a função de remover a água presente no caldo. Para garantir uma evaporação eficiente, é fundamental que os tubos dos evaporadores estejam livres de incrustações, sendo necessária a limpeza periódica dos mesmos (Moraes et al., 2014).

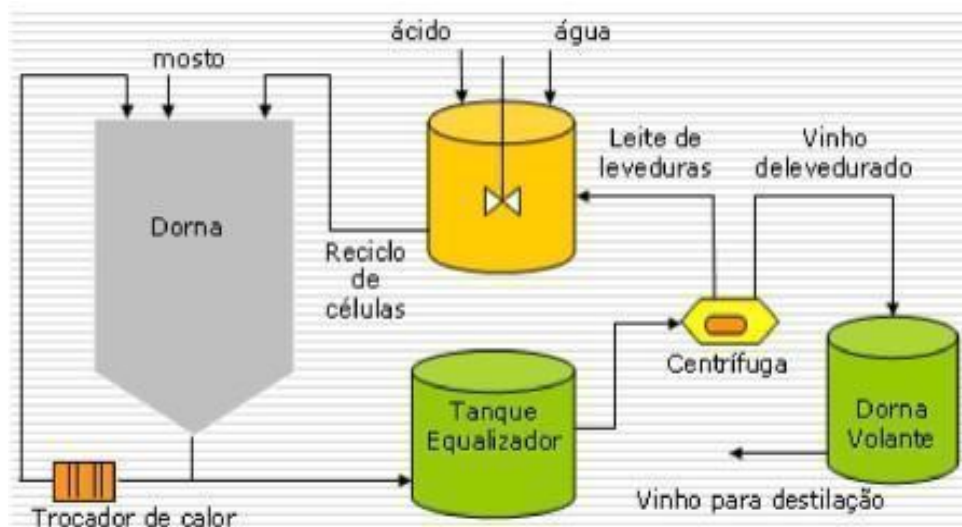
Processo de fermentação

O processo de fermentação, ilustrado na figura 14, envolve uma série de reações químicas catalisadas por microrganismos (leveduras, principalmente *Saccharomyces cerevisiae*), que podem ser geneticamente modificadas para se adaptarem a diferentes variedades de cana-de-açúcar. Nessa etapa, a levedura converte o açúcar em etanol, liberando dióxido de carbono em uma reação exotérmica (Moraes et al., 2015).

O controle de parâmetros como temperatura, pH e concentração de açúcares é fundamental para garantir elevada eficiência fermentativa. Além disso, a seleção adequada das cepas de leveduras contribui para maior tolerância ao etanol e menor formação de subprodutos indesejáveis. A automação e o monitoramento contínuo do processo permitem a rápida identificação de desvios operacionais. Dessa forma, a fermentação torna-se uma etapa estratégica para maximizar o rendimento e a estabilidade da produção de etanol.

Figura 14

Processo de fermentação Melle-Boinot



Nota. Medeiros (2019).

De acordo com Camara & Guimarães (2024), o principal método de fermentação utilizado no Brasil é o Melle-Boinot, que tem como objetivo a recuperação das leveduras através da centrifugação do vinho. A transformação do açúcar em álcool ocorre em tanques de fermentação, onde o mosto é misturado ao leite de levedura, resultando em um produto chamado vinho.

Processo de destilação

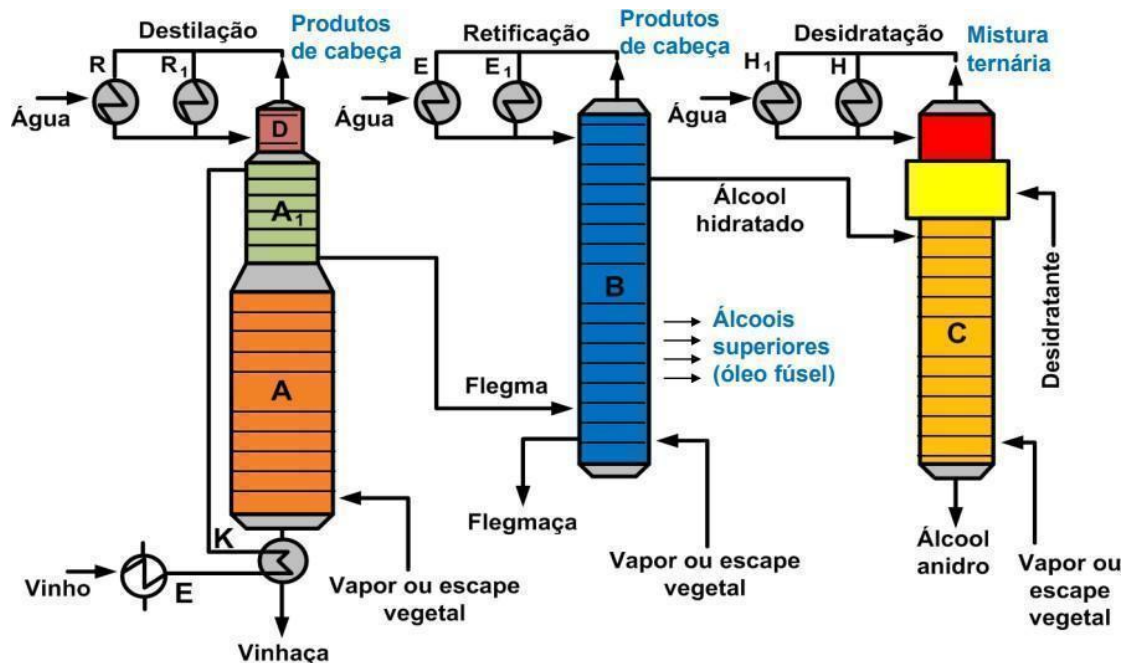
O vinho resultante da fermentação passa pela etapa de destilação, onde o etanol é separado da água. Na destilação (cf. Figura 15), a separação ocorre em múltiplos estágios, com base nas diferentes volatilidades dos componentes da mistura.

Esse processo é realizado em colunas de destilação, nas quais há contato contínuo entre as fases líquida e vapor. O controle da temperatura e da pressão ao longo das colunas é essencial para garantir a eficiência da separação.

A destilação permite a remoção de impurezas voláteis indesejáveis, contribuindo para a obtenção de um etanol com maior grau de pureza. O vapor rico em etanol é posteriormente condensado, resultando no produto final destinado às etapas subsequentes de processamento ou comercialização.

Figura 15

Processo de destilação



A: Coluna A; B: Coluna B; C: Coluna C; R: Trocadores de calor; E: Pré-aquecedor de vinho; H: Trocadores de calor.

Nota: Lopes (2011).

O principal produto obtido é o etanol hidratado (AEHC), com uma concentração de etanol entre 92,6% e 93,8% em massa (Pellegrini, 2009). A produção do etanol hidratado envolve duas etapas. Na primeira, o vinho passa pelas colunas de esgotamento, depuração e concentração, conhecidas como colunas de destilação. Na segunda, ocorre o processamento nas colunas de retificação e esgotamento (Lorenzi & Andrade, 2019). A partir do etanol hidratado, é possível realizar um reprocessamento para produzir o etanol anidro, que possui uma concentração mínima de 99,3% de etanol em massa.

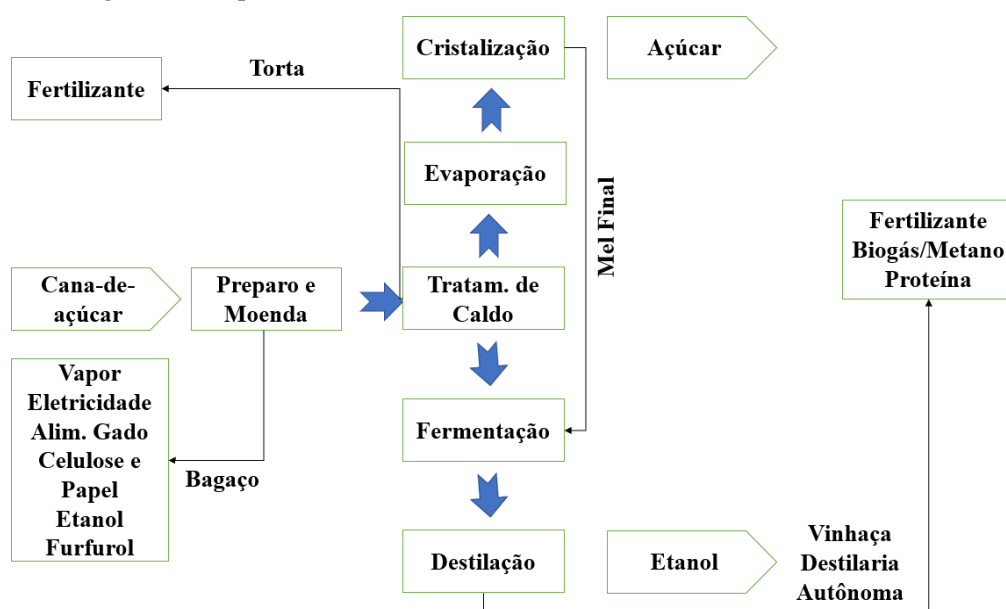
Subprodutos gerados na produção do etanol

O bagaço, a torta de filtro e a vinhaça são subprodutos bastante valorizados no setor sucroalcooleiro (cf. Figura 16). A utilização desses subprodutos proporciona economia na geração de energia, no caso do bagaço, e na produção de fertilizantes, no caso da torta de filtro e da vinhaça (Moraes, et al., 2015).

O aproveitamento desses materiais contribui para a redução de resíduos descartados no meio ambiente. O uso racional desses subprodutos promove maior sustentabilidade ao processo produtivo. Dessa forma, reforça-se o conceito de economia circular dentro das usinas sucroalcooleiras.

Figura 16

Subprodutos gerados na produção do etanol

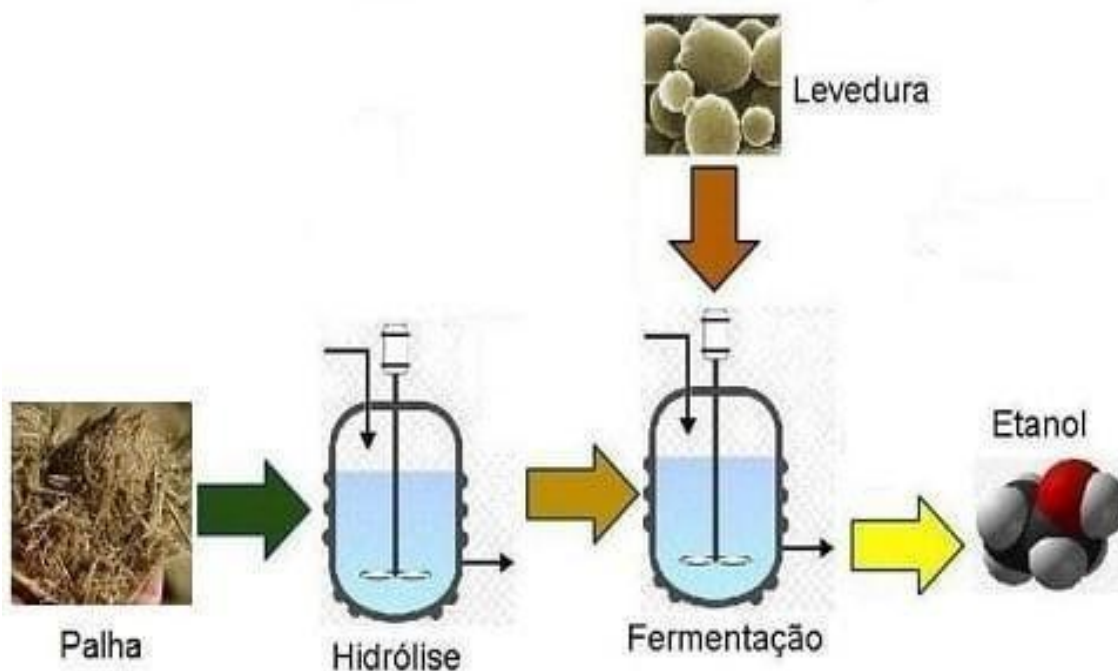


1.3.1.1. Usinas de etanol de segunda geração (2G) a partir de cana-de-açúcar

De acordo com a ANP (2023), as usinas de etanol de segunda geração, também conhecidas como usinas 2G, representam um avanço tecnológico significativo na produção de biocombustíveis. Em vez de utilizar apenas o caldo da cana, essas usinas processam resíduos da planta, como bagaço e palha, que são ricos em celulose e hemicelulose. A partir desses compostos, obtêm-se açúcares fermentáveis por meio de processos tecnológicos complexos, como hidrólise e fermentação (cf. Figura 17).

Figura 17

Combustíveis de Segunda Geração



Nota: Venturelli (2013).

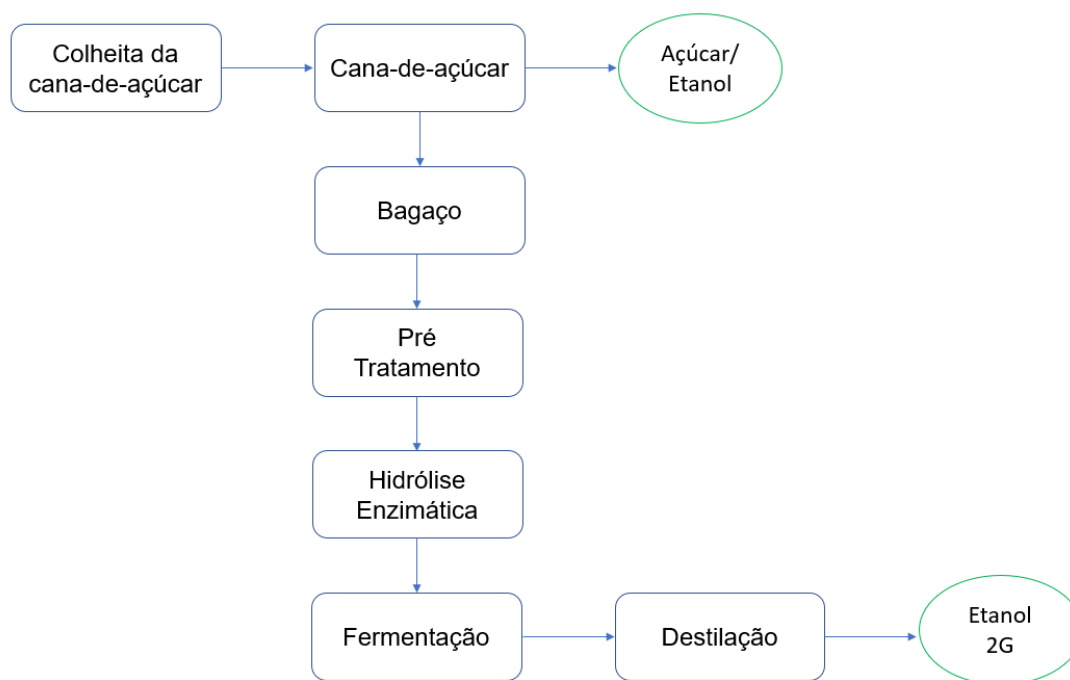
O etanol de segunda geração apresenta uma eficiência muito superior no aproveitamento da biomassa, pois utiliza partes da cana que anteriormente eram descartadas ou pouco aproveitadas. Segundo um estudo do Centro de Tecnologia Canavieira (CTC), a produção de etanol 2G tem o potencial de aumentar em até 50% a quantidade de etanol gerado, sem a necessidade de expandir a área cultivada de cana-de-açúcar, o que representa uma grande vantagem tanto do ponto de vista ambiental quanto econômico.

Embora essa modalidade de produção seja promissora, ainda enfrenta desafios tecnológicos e de custos. Contudo, seu crescimento no Brasil continua a ser expressivo (NovaCana, 2024 a).

A figura 18, apresenta o fluxograma simplificado da produção de etanol em usinas de segunda geração (2G).

Figura 18

Fluxograma da produção de etanol em usinas de Segunda Geração (2G)



Pré Tratamento

Para o pré-tratamento, é fundamental que o bagaço da cana-de-açúcar esteja livre de matérias minerais inertes, como terra e areia. Além disso, o bagaço deve ser separado em frações de tamanho adequado, aumentando a superfície de contato para melhorar a eficácia na etapa de hidrólise (NovaCana, 2024 c). O objetivo do pré-tratamento é desestruturar as fibras da biomassa lignocelulósica (bagaço), pois este material não é homogêneo e apresenta variações na composição e na estrutura morfológica (NovaCana, 2024 c).

Assim, o bagaço é dividido em duas frações: o bagaço pré-tratado, que é a parte sólida composta por celulose e lignina, e o licor de pré-tratamento, que é a parte líquida rica em hemicelulose e lignina, antes de seguir para a etapa de hidrólise enzimática (NovaCana, 2024 c).

O pré-tratamento pode ser realizado por métodos físicos (como redução mecânica e micro-ondas) ou químicos (utilizando ácidos, bases ou solventes orgânicos). O tipo de pré-tratamento escolhido influencia diretamente a eficiência da hidrólise enzimática, podendo gerar diferentes resultados em termos de rendimento (Chemmes et al., 2013). Nessa fase, é crucial separar o máximo de lignina possível da celulose e da hemicelulose,

a fim de otimizar o desempenho na etapa subsequente (Santos et al., 2012). O pré-tratamento físico de redução mecânica consiste na diminuição do tamanho das partículas por moagem ou peneiração, aumentando assim a superfície de contato. O método com micro-ondas utiliza um forno específico para gerar calor interno no bagaço, promovendo vibrações nas ligações químicas, o que facilita sua separação (Chemmes et al., 2013).

Já o pré-tratamento químico envolve a utilização de compostos inorgânicos ou orgânicos misturados ao bagaço, como ácidos, bases e solventes orgânicos, que podem ser diluídos ou não. Esse método modifica a estrutura do bagaço, o que pode facilitar sua conversão em açúcares na etapa de hidrólise. No entanto, ao realizar o pré-tratamento químico, é importante controlar a temperatura, pois temperaturas excessivas podem degradar os açúcares e formar produtos tóxicos (Lorencini, 2013).

Hidrólise enzimática

Para a hidrólise enzimática, é fundamental que as condições do processo estejam adequadamente ajustadas, incluindo fatores como temperatura, concentração enzimática, tipo de substrato e a quantidade de cada composto presente no substrato, entre outros (Rabelo, 2010).

Durante a hidrólise enzimática, ocorre a conversão da celulose, previamente separada da biomassa no pré-tratamento, em açúcares solúveis, através da ação de um conjunto específico de enzimas (Raizen, 2014). Esse processo é realizado em temperaturas que variam de 40 a 50°C, consideradas baixas, o que resulta em uma formação reduzida de subprodutos de degradação.

No entanto, o principal custo envolvido na produção é o uso das enzimas (Rabelo, 2007). As enzimas são utilizadas uma única vez para converter a celulose em glicose, pois são solúveis em água e, ao final do processo, são descartadas, o que implica na necessidade de reposição constante (Collares, 2014).

Fermentação

De acordo com Santos (2024), a fermentação alcoólica é o processo de conversão de açúcares em álcool etílico (etanol) e dióxido de carbono (CO₂), realizado por um grupo específico de organismos. No caso do etanol de segunda geração, a glicose necessária para a fermentação é obtida na etapa anterior, por meio da hidrólise enzimática.

Segundo NovaCana, (2024 c), o licor gerado durante a hidrólise é então submetido à fermentação alcoólica, que ocorre em dornas agitadas – reatores equipados com agitadores para o processamento do etanol. A levedura *Saccharomyces cerevisiae* é comumente utilizada como agente de fermentação devido às suas características que a tornam altamente eficiente na conversão de açúcares redutores em etanol.

Para Pacheco (2011), a seleção e o aprimoramento das linhagens de microrganismos são essenciais para garantir maior eficiência fermentativa. Isso se traduz em uma maior velocidade de fermentação, maior taxa de conversão de açúcares em etanol, além de uma maior resistência ao álcool, variações de pH e ao uso de antissépticos.

Destilação

Após a fermentação, obtém-se um "vinho" fermentado, que já contém etanol em sua composição, mas este ainda precisa ser separado. Segundo NovaCana, (2024 c), essa separação é realizada por meio da destilação. No processo de destilação, o líquido é colocado em colunas específicas e aquecido até que se evapore. O vapor gerado é então conduzido a uma etapa de condensação, retornando ao estado líquido e, assim, obtendo-se o etanol. Ao final do processo, obtém-se o álcool hidratado, utilizado como etanol combustível, com um teor alcoólico de aproximadamente 96%.

1.3.2. Processo industrial de etanol a partir do milho

A produção de etanol de milho tem registrado um progresso considerável nos últimos anos, alcançando 2,4 bilhões de litros em 2020 (UNICA, 2021).

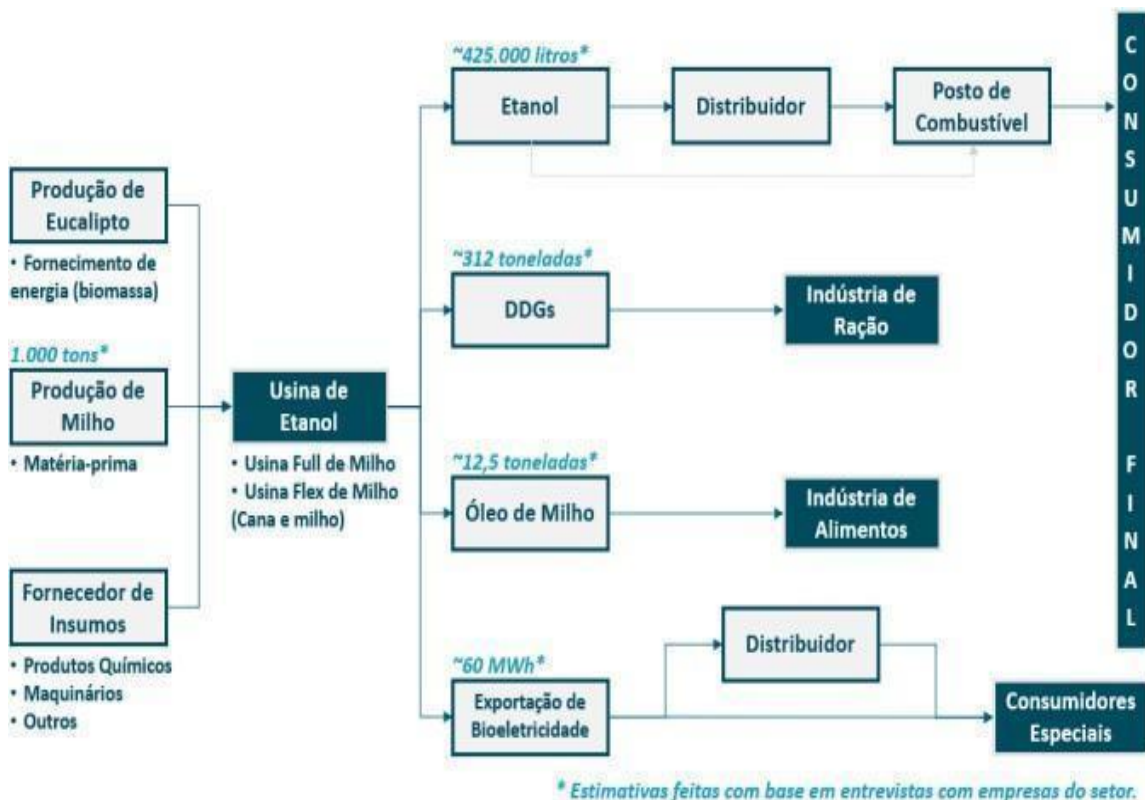
Em 2021, havia 20 unidades em operação, com capacidades de processamento de 14,5 milhões de toneladas de milho e capacidade de produção de 3,7 bilhões de litros de etanol (IBGE, 2021).

Uma significativa parcela do industrial encontra-se concentrada na região Centro-Oeste, a qual oferece condições essenciais para a produção, incluindo uma abundante oferta de matéria-prima a preços competitivos e custos elevados de frete para exportação. Fatores como a otimização da planta produtiva ao longo do ano, sinergias operacionais e os benefícios proporcionados pela introdução do milho – que possibilita o armazenamento e um maior gerenciamento de risco – já são evidentes no ambiente empresarial (Chemmes et al., 2013; Nastari, 2018).

Para cada 1.000 toneladas de milho processadas, são produzidos aproximadamente 425 mil litros de etanol, 312 toneladas de DDGs (Dried Distillers Grains with Soluble), 12,5 toneladas de óleo de milho e cerca de 150 MWh de eletricidade. Deste, aproximadamente 90 MWh são consumidos pela planta e outros 60 MWh podem ser exportados para redes de transmissão (Neves et al., 2021) (cf. Figura 19).

Figura 19

Cadeia produtiva do etanol de milho no Brasil



Nota. Adaptado Neves et al. (2021).

As usinas de etanol de milho, além do grão como matéria-prima, também necessitam de fontes de biomassa para cogeração de energia, que alimenta a moagem, equipamentos e tecnologias industriais de produção, insumos (químicos e outros), além de canais para comercialização dos produtos gerados – daí tem-se uma noção inicial dos agentes necessários para composição da cadeia.

A produção de etanol de milho no Brasil teve início em 2012 com a inauguração de uma planta industrial pela “USIMAT”, na cidade de Campos de Júlio, estado de Mato Grosso. A unidade, que produz etanol a partir de cana-de-açúcar desde 2006, também inaugurou o modelo industrial do tipo flex, que possui uma estrutura para a produção de etanol usando cana e milho na mesma unidade industrial (cf. Figura 20).

Figura 20

Linha do Tempo das Usinas de Etanol de Milho no Brasil



Nota. Neves et al. (2021).

O sucesso do modelo implementado pela “empresa USIMAT” motivou novos investimentos e a instalação de outras unidades no estado de Mato Grosso.

Em 2013, a “Libra Destilaria” inaugurou sua planta modelo flex na cidade de São José do Rio Claro e, no ano seguinte, o “grupo Porto Seguro”, na cidade de Jaciara, também iniciou suas atividades no setor.

Em 2015, foram integradas às unidades de etanol de cana-de-açúcar no estado de Goiás (Usinas SJC e Rio Verde) e, em 2016, a novidade chegou ao estado de São Paulo, com a planta da CEREALE Brasil.

De acordo com os autores, a capacidade produtiva anual de todas as usinas de etanol a partir de milho em 2020 (full e flex), somou 3,03 bilhões de litros (tabela 3).

Tabela 3

Capacidade das usinas de etanol de milho em 2020

Usinas	Milhões de litros por ano
FS (Lucas do Rio Verde - MT)	530
FS (Sorriso - MT)	530
Inpasa (Sinop - MT)	525
Inpasa (Nova Mutum - MT)	320
Usimat (Campos de Júlio - MT)	200
Usina Libra (São José do Rio Claro - MT)	190
Usina Caçú (Vicentinópolis - GO)	160
Usina Porto Seguro (Jaciara - MT)	105
Santa Helena (Santa Helena de Goiás - GO)	85
Usina Cooperval (Jandaia do Sul - PR)	50
Bioflex (Poconé - MT)	40
Safras Biocombustível (Sorriso - MT)	25
Usina Rio Verde (Rio Verde - GO)	20
Cerradinho Bio (Chapadão do Céu - GO)	20
SJC Bioenergia (Quirinópolis - GO)	20
Usina Cereale (Dois Córregos - SP)	15

1.3.2.1. Etapas do processo produtivo do milho

A produção de etanol a partir do milho pode ser resumida em cinco etapas principais: pré-tratamento da matéria-prima, hidrólise ou sacarificação, fermentação, destilação e separação. O processamento do milho nas indústrias pode ocorrer por meio de dois métodos diferentes: moagem seca ou umidade úmida.

Colheita do milho

A colheita do milho é feita mecanicamente com o uso de colheitadeiras, que realiza a separação das espigas do colmo e dos grãos das espigas. Como resíduos do processo, geram-se o sabugo e a palha, muitas vezes chamados de palhada, os quais podem ser aproveitados como cobertura do solo no campo ou como biomassa para a geração de energia (Zambrzycki, do Vale & Dantas, 2014).

Os grãos coletados são transportados até as unidades de produção por meio de caminhões ou ferrovias. Ao chegar à planta, esses grãos são pesados e submetidos a análises para verificar a qualidade da matéria-prima e identificar possíveis contaminantes que possam comprometer o processo (CONAB, 2015).

De acordo com Grippa (2012), o material deve ser adequadamente limpo e seco para garantir a estabilidade de sua qualidade. Isso é essencial, pois, ao serem armazenados, os grãos podem sofrer deteriorações causadas por fenômenos físicos, químicos e biológicos.

Para armazenamento, o teor de umidade do milho deve estar entre 12% e 13% (SENAR, 2018). Contudo, como destacado por Fonseca (2021), o milho pode ser colhido com cerca de 20% de umidade, exigindo, portanto, um processo de secagem antes de ser enviado aos silos.

É importante observar que, dependendo da temperatura do ar durante a secagem, pode ocorrer uma redução no teor de proteínas e aminoácidos, além de um aumento na gelatinização do amido (Milane, 2015; Voca et al., 2009). Por isso, o controle rigoroso da temperatura é crucial nesta etapa.

No processo de limpeza, são removidos sabugos, folhas, caules e outros detritos remanescentes, permitindo que os grãos de milho sejam armazenados em silos. Essa limpeza é fundamental para manter a qualidade do substrato e evitar problemas durante o processamento, como aumento da viscosidade e desgaste de equipamentos (Challa et al., 2015).

Além disso, antes de seguir para a próxima etapa, os grãos passam por grandes ímãs que retiram objetos metálicos eventualmente misturados ao milho, prevenindo danos aos moinhos (Grippa, 2012).

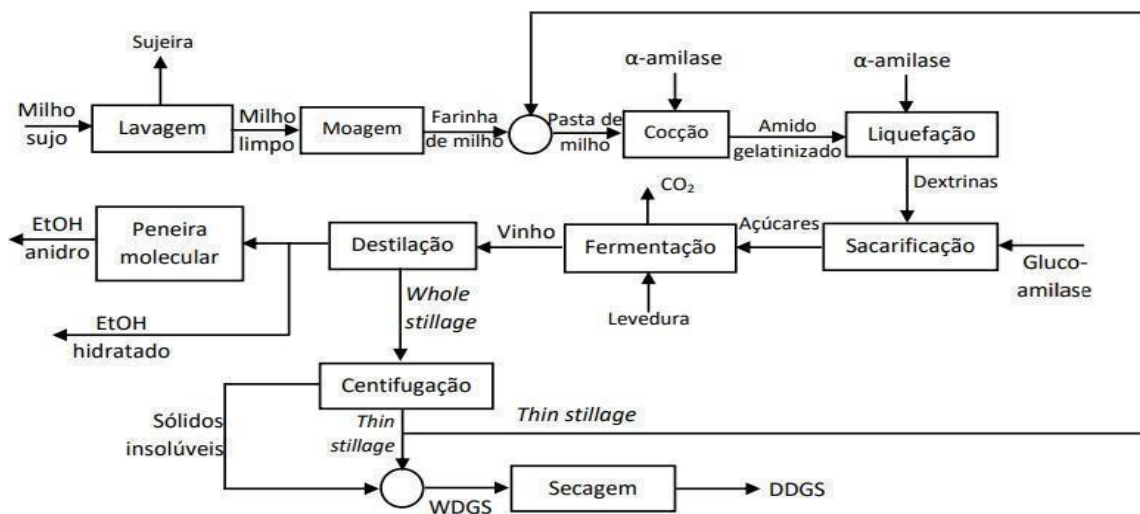
Moagem do milho

Nos moinhos, o material proveniente dos silos de armazenamento é processado por moinhos de martelo, sendo transformado em farinha de milho. É essencial garantir a uniformidade no tamanho das partículas, pois isso impacta diretamente a eficiência da conversão em etanol (Grippa, 2012). Conforme Kelsall e Lyons (2003), a finura da moagem desempenha um papel significativo no rendimento final do álcool, podendo resultar em uma variação de 5% a 10% entre uma farinha de moagem grossa e uma farinha mais fina.

A moagem seca do milho pode ser realizada por dois métodos principais: moagem seca e moagem úmida. Na moagem seca, o tempo de estocagem do milho depende de sua umidade, sendo que é comum ter que secar os grãos após a colheita. Para um tempo de estocagem de até 6 meses, a umidade máxima do milho é de 15%, e ela reduz conforme esse tempo aumenta. Todo o grão é processado, e os componentes residuais são separados apenas ao final do processo. Esse método é dividido em cinco etapas: moagem, liquefação, sacarificação, fermentação, destilação e separação (Mosier, 2020) (cf. Figura 21). Os principais subprodutos desse tipo de processamento são os DDGs, WDGs e o óleo de milho. Durante a moagem seca, o grão é reduzido a pó sem a adição de soluções aquosas (D'arce et al., 2015).

Figura 21

Diagrama de blocos para o processo de produção de etanol de milho pelo método de moagem a seco



Nota. Adaptado de MacAloon et al. (2000).

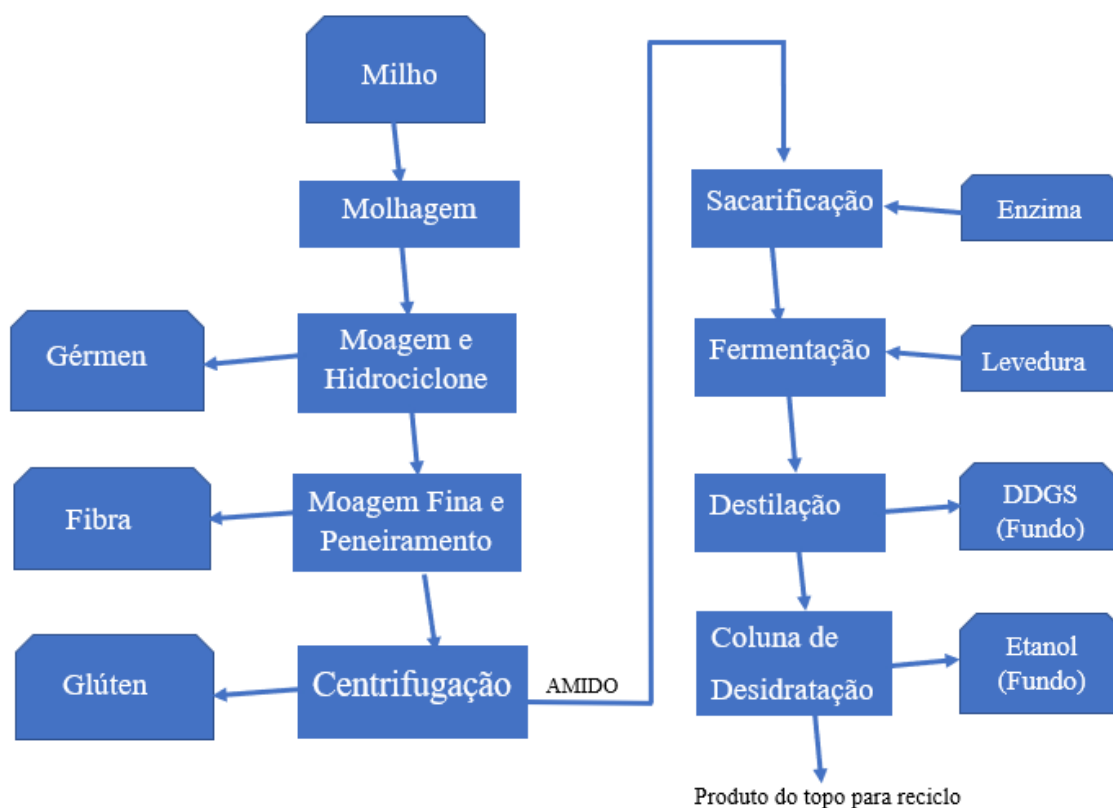
Na moagem úmida, ocorre a produção de diversos coprodutos, como xarope de milho com alto teor de frutose, ácido cítrico, goma xantana, dextrinas, óleo refinado, fibras, farinha de glúten de milho (alta proteína), CSL (licor de maceração do milho), ração de glúten de milho (baixa proteína) e óleo de milho (Mosier, 2020; Challa et al., 2015).

Este processo inclui uma etapa adicional antes da moagem: a maceração dos grãos. Nessa etapa, é adicionada à matéria-prima uma solução de dióxido de enxofre e ácido láctico, que facilita a separação do amido e das proteínas do milho. A maceração é realizada a uma temperatura de aproximadamente 52 °C e com pH baixo (Ribeiro, 2023).

A separação dos componentes do milho possibilita que cada um seja processado de forma individual, o que facilita a produção de diversos coprodutos de alto valor agregado. Contudo, nesse modelo, não ocorre a produção de grãos de destilaria. De acordo com Saville et al. (2016), na moagem úmida, a remoção de sólidos após a etapa de maceração torna o processo de destilação mais simples e energeticamente eficiente (cf. Figura 22).

Figura 22

Diagrama de blocos para o processo de produção de etanol de milho pelo método de moagem úmida



Nota. Adaptado de Huang et al. (2008).

No entanto, Perez et al. (2003) observaram que esse tipo de processamento exige investimentos elevados e um tempo de produção prolongado, podendo alcançar até 48 horas devido à resistência do milho em absorver água e SO₂. Além disso, o processo demanda grandes volumes de água, variando entre 1,2 e 1,4 toneladas de água para cada tonelada de milho processada (Jackson & Shandera Jr., 1995).

Atualmente, a moagem seca é mais amplamente utilizada, pois apresenta custos operacionais inferiores aos do processo úmido (BNDES, 2008; Cripwell et al., 2020). Outro fator que favorece economicamente o processamento seco é a crescente demanda por DDGs. Diante disso, o presente trabalho será realizado com ênfase no método de produção por via seca.

Hidrólise enzimática

Ao contrário da cana-de-açúcar, que contém açúcares fermentáveis como a sacarose (glicose + frutose), os compostos amiláceos do milho precisam passar por um processo de hidrólise. Nesse processo, enzimas transformam o amido em açúcares fermentáveis, permitindo a fermentação pelas leveduras (Li, et al., 2016; Silva, et al., 2022).

Conforme Scipioni (2011), a hidrólise envolve a quebra do polímero de amido em compostos de cadeia curta, como maltose, dextrose e glicose monomérica. Assim, após o processo de moagem, o amido da farinha de milho precisa ser submetido à hidrólise.

Segundo Cripwell et al. (2020), as enzimas mais utilizadas nesse processo são α -amilases, β -amilases e glucoamilase. A combinação dessas enzimas permite uma conversão completa do amido, com 85% sendo transformados pelas amilases e o restante pela glucoamilase. A hidrólise ocorre em três etapas principais: gelatinização, liquefação e sacarificação (Machado & Abreu, 2006; Lopes et al., 2021).

Os custos dos insumos, como as enzimas, têm um impacto significativo na economia de produção do etanol. Além de caras, as enzimas são altamente sensíveis, o que levou muitos pesquisadores a buscar estratégias para prolongar seu uso e facilitar sua recuperação. Uma abordagem amplamente estudada é a imobilização enzimática, que consiste em fixar as enzimas em um suporte inerte, permitindo sua reutilização e recuperação mais eficiente.

A primeira fase da hidrólise é conhecida como gelatinização, mas também pode ser vista como uma pré-hidrólise, já que antecede a adição das enzimas. Nesse estágio, o farelo de milho, obtido da moagem do grão, é misturado com água em excesso e cozido até que os grânulos estejam completamente gelatinizados.

A temperatura de gelatinização do amido de milho é cerca de 70°C (Souza & Andrade, 2000). Entretanto, estudos como os de Xu et al. (2020) indicam que essa temperatura pode variar conforme o tipo de grão, umidade e a porcentagem de amilose presente no amido.

A gelatinização serve para separar a amilose e a amilopectina presentes no amido, facilitando a ação da enzima α -amilase durante a etapa de liquefação. Os grânulos de amido são insolúveis em água fria, mas ao cozinhar a mistura de farinha de amido com água, os grânulos começam a absorver a água e inchar. Segundo Hoover (2001), isso ocorre devido à quebra das pontes de hidrogênio entre as moléculas de amilose e amilopectina, permitindo a entrada de água nos grânulos. A estrutura granular do amido se rompe, aumentando a viscosidade e formando uma pasta de amido (Kelsall & Lyons, 2003).

Durante a fase de cozimento e gelatinização, o pH é ajustado com a adição de ácido sulfúrico ou ácido clorídrico, criando um ambiente adequado para a ação da α -amilase na etapa seguinte de liquefação. O pH ideal para a α -amilase é entre 5,0 e 6,0 (Sivaramakrishnan et al., 2007). Estudos de Gonçalves (2006) e Carvalho et al. (2008) mostraram que a temperatura ótima da enzima α -amilase varia entre 50°C e 95°C, dependendo da origem da enzima. Devido às altas temperaturas necessárias para a hidrólise do amido de milho, é preciso utilizar enzimas termoestáveis que suportem temperaturas acima de 90°C.

Após a gelatinização, tem início a etapa de liquefação. Nesta fase, a enzima α -amilase é adicionada à pasta gelatinizada de amido de milho, convertendo as moléculas de amilose e amilopectina em dextrinas e oligossacarídeos (Bothast & Schlicher, 2005). Conforme Kelsall e Lyons (2003), a dosagem da enzima geralmente varia entre 0,04% e 0,08% da massa da pasta a ser liquefeita.

A liquefação é realizada sob agitação por pelo menos 30 a 60 minutos, podendo este tempo ser estendido para aproximadamente 1,5 a 2 horas, já que a duração das reações enzimáticas é diretamente proporcional à concentração de enzimas utilizadas.

Devido ao alto custo das enzimas, é comum que as indústrias aumentem o tempo de residência na etapa de liquefação para realizar as reações com a dosagem mínima de enzimas.

A liquefação reduz a viscosidade da solução por meio da ação de enzimas, agitação e temperaturas superiores a 95°C, facilitando assim a etapa de sacarificação (Bott et al., 2018).

A etapa final da hidrólise do amido é a sacarificação. A solução liquefeita, contendo dextrinas e oligossacarídeos, é resfriada e seu pH ajustado para que a sacarificação, catalisada pela enzima glucoamilase, possa ocorrer. Após a liquefação, a pasta de milho passa a ser chamada de "massa de milho" (Mosier, 2020).

A enzima glucoamilase, assim como a α -amilase, possui um pH e uma temperatura ótimos para sua atividade, que podem variar conforme o tipo ou a origem da enzima. Para a glucoamilase, a temperatura ótima é de aproximadamente 60 a 65°C e o pH ideal está entre 4,0 e 5,0. No entanto, para minimizar a contaminação nessa etapa, geralmente são utilizadas enzimas termoestáveis que suportam temperaturas mais elevadas. Dessa forma, glucoamilases com temperatura ótima de 75°C são frequentemente empregadas (Kelsall & Lyons, 2003).

Durante a sacarificação, as dextrinas são convertidas em moléculas de glicose, permitindo o processo de fermentação e a produção de etanol pelas leveduras. Esse processo normalmente leva entre 45 a 90 minutos, podendo se estender até 6 horas em alguns casos. A quantidade de enzima adicionada varia de 0,06% a 0,08% da massa a ser sacarificada. Após a hidrólise, a massa de milho passa a ser denominada mosto (Kelsall & Lyons, 2003). Quando o processo é realizado conforme descrito, onde a etapa de sacarificação precede a fermentação, temos um modelo chamado de hidrólise enzimática de sacarificação e fermentação separada (SHF). No entanto, muitas indústrias adotam um modelo denominado SSF, no qual a sacarificação e a fermentação ocorrem simultaneamente (Vásquez et al., 2007).

No modelo SSF, a sacarificação ocorre juntamente com a fermentação em dornas ou biorreatores. Dessa forma, a glicose formada pela enzima glucoamilase é imediatamente consumida e convertida em etanol, reduzindo a inibição causada pela alta concentração de substrato (glicose) (Oehlenschläger, 2024).

Isso não acontece no SHF, onde toda a glicose produzida durante a sacarificação é transferida para os biorreatores, ficando disponível para o consumo das leveduras assim que são adicionadas ao mosto. De acordo com Cardona e Sanches (2008), o processo SSF apresenta índices mais atraentes que o SHF, pois oferece um maior rendimento de produção e um menor consumo energético. Estudos realizados no Brasil, como os de Camporezi e Dias (2021), também mostram que o SSF apresenta resultados positivos quanto ao rendimento de produção do etanol de milho.

Fermentação

O processo fermentativo é um processo bioquímico anaeróbico, onde o etanol é produzido através do consumo de açúcares simples pelas leveduras durante seu processo metabólico.

A levedura mais comum nesses processos é a *Saccharomyces cerevisiae* (Parapouli et al., 2020). De acordo com Vasconcelos (2010), essas leveduras precisam apresentar algumas características fundamentais para uma produção eficiente de etanol, tais como: resistência à acidez e altas temperaturas, alta conversão de açúcares em etanol, estabilidade genética, baixa produção de glicerol, e tolerância a altas concentrações de substrato e de etanol para evitar efeitos inibitórios.

A seleção de leveduras é essencial para aumentar os rendimentos na produção de etanol na indústria. Após anos de pesquisa, foram desenvolvidas cepas de leveduras amplamente utilizadas nas unidades sucroenergéticas brasileiras, como as leveduras CAT-1, PE-2, BG-1 e FT-858 (Basso, et al., 2011; LNF, 2013). Além da qualidade das leveduras, outros fatores influenciam o processo fermentativo, incluindo: pH, temperatura, acidez, presença de microrganismos contaminantes, presença de sulfito, concentração de açúcares, concentração de etanol e disponibilidade de nutrientes (Melo, 2006; Sousa & Monteiro, 2012).

Segundo Bai, et al., (2008), a principal via metabólica envolvida na produção de etanol em leveduras é a via glicolítica (Embden-Meyerhof). Nesta via, uma série de reações dentro das células, catalisadas por enzimas específicas, convertem a glicose em piruvato. Em seguida, o piruvato é descarboxilado pela enzima piruvato descarboxilase formando acetaldeído, que é reduzido a etanol pela enzima álcool desidrogenase.

Em operações industriais, estima-se que se deve almejar uma conversão de aproximadamente 90% do rendimento teórico. Os 10% de afastamento deste valor teórico são atribuídos a fatores como a produção de metabólitos, condições de contaminação e possíveis inibições no processo fermentativo (Canha, 2009; Walker & Walker, 2018).

Diversos estudos buscam aumentar esses percentuais de rendimento. Por exemplo, Ferreira et al. (2021) demonstraram que a adição de suplementos nutricionais à base de nitrogênio e fósforo melhora as condições de fermentação alcoólica nas usinas de etanol de milho.

Os processos fermentativos podem ocorrer de forma contínua ou descontínua (batelada). Na maioria das usinas sucroenergéticas brasileiras, a fermentação ocorre em bateladas, enquanto os processos upstream (moagem e hidrólise) e downstream (destilação e recuperação) são realizados continuamente.

Assim, as instalações das usinas geralmente contam com uma série de biorreatores que se alternam durante a produção (Mosier, 2020). A preferência por processos em batelada está diretamente relacionada com possíveis contaminações microbiológicas que podem reduzir significativamente o rendimento da produção (CNPEN, 2017).

Nas usinas de cana-de-açúcar, é comum o uso de diferentes tipos de antibióticos para o controle de contaminantes. No entanto, nas usinas de etanol de milho, a literatura recomenda especialmente o uso de antibióticos como penicilina e virginiamicina (Dave, et al., 2003).

Segundo a FDA (2023), a escolha cuidadosa dos antibióticos deve-se à possibilidade de contaminação dos DDSs e WDGs, que são coprodutos importantes da produção de etanol de milho utilizados na ração animal. A empresa também menciona a possibilidade de usar antimicrobianos naturais, como extratos de lúpulo, como alternativa aos antibióticos.

Além dos antibióticos, o controle de contaminações nas indústrias é feito através de um tratamento ácido, ajustando-se o pH do meio com ácido sulfúrico (Masson, 2013). As leveduras são acidófilas e, em mostos industriais, os valores de pH geralmente variam entre 4,5 e 5,5 (Lima, et al., 2001).

A temperatura ótima para as leveduras, que favorece o processamento de etanol, está entre 26°C e 35°C, sendo 32°C a temperatura usual em muitas plantas brasileiras. No entanto, essa temperatura ótima pode variar conforme a cepa de *Saccharomyces cerevisiae* utilizada no processo (Castro et al., 2015).

Durante a fermentação, as leveduras são adicionadas às dornas de fermentação, onde o mosto contendo açúcares fermentescíveis provenientes das etapas anteriores de hidrólise do amido é presente. No Brasil, o sistema tradicional de produção de etanol é o sistema Melle-Boinot, um processo de batelada alimentada onde as leveduras são centrifugadas e tratadas ao final da fermentação, podendo ser reutilizadas em novos lotes de fermentação (Lopes et al., 2011).

No entanto, no processo de produção de etanol de milho, o fermento não pode ser separado do vinho fermentado devido à natureza física do mosto de milho. Assim, após a fermentação, todo o vinho é enviado para a destilação sem a separação das leveduras (Belluco & Alcarde, 2008), o que resulta em um custo elevado na adição de novas leveduras a cada processo fermentativo.

Segundo Andrietta (2019) e Godoy (2019), é possível usar as células de leveduras excedentes do processo de etanol de cana no processo de produção de etanol de milho, se estiverem em condições satisfatórias, aumentando a integração entre as usinas de etanol de cana e milho. Essa prática pode reduzir os custos de produção nas indústrias do tipo Flex e Flex-Full.

Os tempos de fermentação na indústria de etanol de milho são significativamente maiores do que na indústria de cana-de-açúcar. Enquanto a fermentação do mosto de cana dura aproximadamente 10 a 12 horas, nas usinas de milho esse processo leva entre 38 e 45 horas (Sobrinho, 2012).

Este tempo pode ser ainda maior, como demonstrado por Secches et al. (2022) em uma pesquisa sobre leveduras industriais brasileiras, onde a concentração máxima de etanol foi alcançada após 72 horas de fermentação. Além disso, em condições de altos sólidos, o tempo de fermentação foi ainda maior, atingindo 96 horas para a concentração máxima de etanol.

Destilação

Após o processo de fermentação, o mosto passa a ser chamado de vinho fermentado e é encaminhado para a destilação. A destilação é bastante semelhante à realizada em processos à base de cana-de-açúcar, porém a quantidade de sólidos no vinho de milho é superior.

O etanol está homogeneamente misturado ao vinho fermentado, necessitando assim de um processo de separação através de colunas de destilação fracionada. Basicamente, a destilação consiste no aquecimento do vinho e, considerando os diferentes pontos de ebulição da mistura, o componente de interesse é separado.

De acordo com Lopes et al. (2016), a concentração de etanol no vinho proveniente do processamento de milho é de 12-18% (v/v), superior à dos processos convencionais de cana-de-açúcar, que é de 7-12% (v/v). Na coluna de destilação, esse etanol é destilado, saindo no topo da coluna hidratado com um pouco de água também volatizada.

Esta mistura de vapores de etanol e água (45 a 50°GL), chamada flegma, é enviada para a coluna de retificação, cujo objetivo é desidratar a mistura, obtendo etanol hidratado com teor alcoólico de 96%. A flegmaça, produto do fundo da coluna de retificação, pode ser recirculada no processo (Chieppe Junior, 2012). Os componentes restantes da mistura da primeira coluna formam o produto da base da coluna, denominado vinhaça bruta. No processamento do etanol de milho, essa vinhaça possui alta quantidade de sólidos em suspensão.

A vinhaça bruta passa por um processo de centrifugação, onde são separados a água residual de destilação (vinhaça fina) e os sólidos (torta úmida ou grãos de destilaria). A vinhaça fina é evaporada em evaporadores, sendo concentrada em xarope de milho, de onde parte do xarope é extraído o óleo de milho (Mosier, 2020).

O xarope de milho é misturado com a torta úmida, podendo, nesta etapa do processo, ser obtido um dos coprodutos, o WDGs, com umidade de aproximadamente 65%. Devido ao alto teor de umidade, ele deve ser consumido rapidamente para evitar a degradação dos nutrientes e o surgimento de mofos. Portanto, o WDGs é normalmente comercializado para produtores rurais próximos às instalações da usina (Bothast & Schlicher, 2005; Maliszewski, 2021).

A combinação da torta úmida com o xarope de milho também resulta em um importante coproduto da indústria, o DDGs. Assim como o WDGs, ele é utilizado na nutrição animal devido ao seu alto valor proteico. No entanto, para ser produzido, esse coproduto precisa passar por um processo de secagem, resultando em um produto final com 10 a 12% de umidade.

Por ter um teor de umidade inferior, ele pode ser mais facilmente armazenado e transportado, sendo uma opção mais viável na produção de grãos de destilaria na indústria do etanol de milho (Grippa, 2012; Maliszewski, 2021). O etanol, principal produto do processo, pode ser comercializado de duas formas.

A primeira é o etanol hidratado, proveniente da coluna de retificação, com uma composição de 96°GL. A outra é o etanol anidro, com no mínimo 99,6% de graduação alcoólica. O etanol e a água formam uma mistura azeotrópica, o que dificulta a separação total por meio de processos de destilação comuns. Portanto, são necessárias outras técnicas para desidratar o etanol hidratado obtido na coluna de retificação.

Uma técnica muito utilizada no Brasil é a destilação azeotrópica. Na destilação azeotrópica, um terceiro componente é introduzido no sistema, geralmente o cicloexano, como solução arrastadora. Esse agente formará um azeótropo com ponto de ebulição mais baixo, permitindo a remoção da água (Machado & Abreu, 2006).

Outra opção para obter etanol anidro é o uso de peneiras moleculares, processo amplamente utilizado nos EUA. Este método proporciona um menor consumo energético, mas exige um alto investimento inicial.

O processo utiliza peneiras preenchidas com zeólitas (material microporoso com alta capacidade de adsorção de água). Após a adsorção de água e a obtenção do etanol anidro, as zeólitas passam por um processo de regeneração, onde a água é removida de seus poros (Lopes et al., 2011).

Além das duas técnicas citadas, temos também a destilação extrativa, onde o monoetilenoglicol (MEG) é utilizado como agente de separação. Este tipo de destilação é semelhante à destilação azeotrópica, mas nesse método o MEG, que é alimentado no topo da coluna, arrasta a água para o fundo da coluna. Os vapores de etanol saem pelo topo da coluna, sendo posteriormente condensados e armazenados em tanques (Santos et al., 2021).

1.4. Definição, evolução e composição da produção da vinhaça

1.4.1. Definição de vinhaça de etanol

A vinhaça caracteriza-se como efluente de destilarias de etanol de cor marrom e odor forte. Possui alto poder poluente, cerca de cem vezes maior que o do esgoto doméstico, decorrente da sua riqueza em matéria orgânica, baixo pH, elevada corrosividade e altos índices de demanda química de oxigênio (DQO) e demanda bioquímica de oxigênio (DBO₅).

Outro fator, que causa grandes adversidades ao meio ambiente é a alta temperatura que a vinhaça sai dos aparelhos de destilação, ficando em torno dos 85 °C a 90 °C e pode apresentar grande nocividade a flora, fauna e aos microrganismos, se lançada em rios ou no solo (Silva et al.,2014).A composição química da vinhaça varia de acordo com o tipo de matéria-prima usado e o processo de obtenção do álcool, mas consiste basicamente de água (94 a 97% de sua composição) e materiais não voláteis (cf. Figura 23).

Figura 23

Tanque de armazenamento de vinhaça



Nota. Ferraz (2013).

De acordo com Santos (2019), vários autores divergem quanto à taxa de produção da vinhaça em relação à do etanol, em razão da variabilidade nas composições da vinhaça, bem como das variações no processo de destilação, conforme se verifica na tabela 4.

Tabela 4

Proporção de vinhaça produzida em relação ao volume de etanol a partir de cana-de-açúcar e do milho.

Proporção Vinhaça/Etanol (L/L)	Referências
Cana de açúcar	
10 a 15	De Carvalho (2023)
10 a 15	Rocha (2012)
10 a 18	Tiburcio et al. (2021)
10 a 14	Granato (2002)
10 a 18	Almeida e Rizzatto (2022)
12	UNICA (2023)
12 a 20	Buller et al. (2021)
Milho	
15 a 20	Fortney (2021)
20	Bátori (2015)
20	Oosterkamp (2016)
5 a 6	NREL (2009)
22	US20080153149A1 (2008)

Essas diferenças estão associadas a fatores como o tipo de matéria-prima utilizada, as condições operacionais da fermentação e a eficiência dos equipamentos industriais. Além disso, o teor alcoólico do vinho influencia diretamente o volume final de vinhaça gerado. Processos mais modernos e otimizados tendem a reduzir a quantidade de vinhaça por litro de etanol produzido.

No entanto, usinas com tecnologias distintas apresentam resultados significativamente diferentes. Essa variabilidade dificulta a padronização de índices de geração de vinhaça no setor. Assim, a análise comparativa entre estudos deve considerar cuidadosamente os contextos tecnológicos e operacionais de cada sistema produtivo.

Mais recentemente, as unidades têm procurado fermentar um mosto mais concentrado, para se obter um teor alcoólico do vinho de 9,0 a 11°GL, e assim reduzindo consideravelmente a quantidade de vinhaça (Piracicaba, 2015) (tabela 5).

Tabela 5

Relação da fermentação do mosto mais concentrado e a produção de vinhaça (Piracicaba, 2015)

Destilarias	Produção da vinhaça¹
Destilarias autônomas que não concentram o caldo.	14 a 17 litros/litro de álcool
Destilarias autônomas, mas que fazem uma pré-concentração do caldo	9 a 13 litros/litro de álcool
Usinas de açúcar ⁽¹⁾	10 a 14 litros/litro de álcool

⁽¹⁾Vinhaça não concentrada.

Considerando a taxa de geração de vinhaça, em média de 12 litros para cada litro de etanol produzido, no ano de 2021, o Brasil produziu 32,5 bilhões de litros de etanol, o que resultou em uma estimativa de produção de 390 bilhões de litros de vinhaça. Em 2022, a produção de etanol alcançou cerca de 36 bilhões de litros, com uma estimativa de 432 bilhões de litros de vinhaça. Para o ano de 2023, ao se considerar uma produção de 45 bilhões de litros de etanol, estimou-se um volume aproximadamente de 540 bilhões de litros de vinhaça por ano (Unica, 2022; Unica 2023).

1.4.2. Composição da vinhaça

A tabela 6 apresenta a composição do melaço, caldo e misto da vinhaça (Silva, 2025).

Tabela 6

Característica da vinhaça

Parâmetro	Característica da vinhaça		
	Melaço	Caldo	Misto
pH	4,2-5,0	3,7-4,6	4,4-4,6
Temperatura (°C)	80-100	80-100	80-100
DBO ₅ (mg O ₂ /L)	25.000	6.000-16.500	19.100
DQO (mg O ₂ /L)	65.000	15.000-33.000	45.000
Sólidos totais (mg/L)	81.500	23.700	52.700
Sólidos voláteis (mg/L)	60.000	20.000	40.000
Sólidos fixos (mg/L)	21.500	3.700	12.700
Nitrogênio (mg/L)	450-1.600	150-700	480-710
Fósforo (mg/L)	100-200	10-210	9-200
Potássio (mg/L)	3.740-7.830	1.200-2.100	3.340-4.600

Continuação da Tabela 6

Cálcio (mg/L)	450-5.180	130-1.540	1.330-4.570
Magnésio (mg/L)	420-1.520	200-490	580-700
Sulfato (mg/L)	6.400	600-760	3.700-3.730
Carbono (mg/L)	11.200-22.900	5.700-13.400	8.700-12.100
Relação C/N	16-16,7	19,7-21,7	16,4-16,43
Matéria orgânica (mg/L)	63.000	19.500	3.800
Substâncias redutoras (mg/L)	9.500	7.900	8.300

Nota. Silva (2025)

Lima et al. (2012) cita em seu trabalho, que a vinhaça é rica em DQO, e quase metade de toda DQO presente é constituída de matéria orgânica biodegradável, este é um dado importante, pois indica a possibilidade de tratamento biológico para remoção desta parcela de matéria orgânica presente na vinhaça.

A tabela 7 apresenta os valores da vinhaça de cana de açúcar, conforme diversos autores.

Tabela 7

Valores da vinhaça de cana-de-açúcar, conforme diversos autores.

pH	DBO ₅ (g O ₂ /L)	DQO (g O ₂ /L)	Azoto (g/L)	Fósforo (g/L)	Potássio (g/L)	Referências
4,5	-	33,7	1,03	0,06	2,84	Bueno et al. (2024)
4,6	-	29,8	1,65	-	6,37	Lima et al. (2023)
-	14,6	28,3	0,86	1,13	-	Fuess et al. (2017)
4,3	20	23,8	-	-	-	Oliveira et al. (2025)
3,6	13,3	20,9	1,48	1,90	1,24	Silva et al. (2023)
4,4	19,8	45,0	4,8	0,9	3,34	Silva (2025)
4,6	21,3	48,9	-	0,175	1,39	Barros et al. (2010)
4,4	31,4	60,8	2,06	0,60	-	Fuess et al. (2013)
4,6	31,40	60,8	4,8	1,90	6,37	Valor Máximo
3,6	13,3	20,9	0,86	0,06	1,24	Valor Mínimo
-	20,07	36,40	1,98	0,79	3,04	Média
0,34	6,52	13,74	1,39	0,68	2,09	Desvio Padrão

A tabela 8 apresenta os valores da vinhaça de milho, conforme diversos autores.

Tabela 8

Valores da vinhaça de milho, conforme diversos autores

pH	DBO ₅ (g O ₂ /L)	DQO (g O ₂ /L)	Azoto (g/L)	Fósforo (g/L)	Potássio (g/L)	Referências
3,3-4,0	26,9-43,1	59,4-64,5	0,55-0,75	0,228-1,170	-	Hoarau et al. (2018)
3,5-5,02	-	-	-	-	-	Cabello (2019)
-	40,0-60,0	80,0-120,0	-	-	-	Silva et al. (2020)
-	-	-	1,0-3,0	0,1-0,4	1,5-4,0	Prado et al. (2010)
5,02	60,0	120,0	3,0	1,170	4,0	Valor Máximo
3,5	26,9	59,4	0,55	0,1	1,5	Valor Mínimo
-	42,5	80,98	1,325	0,4745	2,75	Média
0,769	13,61	27,45	1,13	0,480	1,77	Desvio Padrão

1.4.3. Impactos da vinhaça no meio ambiente

A vinhaça tem um potencial poluidor muito alto, sendo considerada um resíduo sólido pela NBR 10.004 da ABNT (Brasil, 2024). Até o final da década de 70, a vinhaça era descartada diretamente em corpos d'água, o que contribuía para a degradação ambiental dos ecossistemas (Silva et al., 2022) e gerava impactos negativos para os seres humanos, como a deterioração da qualidade da água para usos diretos e indiretos (Cruz et al., 2013). Desde então, as usinas utilizam a vinhaça na fertirrigação de suas lavouras, buscando com isso maior produtividade agrícola e redução no uso de fertilizantes químicos (NovaCana, 2024b).

Entretanto o seu uso deve ser controlado e requer alguns cuidados para evitar impactos ambientais negativos, por exemplo, antes da aplicação deve ser observada a proximidade de nascentes d'água (NovaCana, 2024b). Além disso, deve-se respeitar as características de cada solo, as quantidades de vinhaça depositadas não devem ultrapassar a capacidade de retenção de íons que este possui (Sousa, 2018).

Pesquisas indicam que não há impactos danosos ao solo e risco de contaminação das águas subterrâneas com doses inferiores a 300 m³/ha. Já para Alfaro-Soto et al. (2017) não existe consenso se a aplicação da vinhaça, com determinado teor orgânico e tempo de permanência, seja capaz de provocar efeitos nocivos. Para estabelecer critérios e orientar sobre a aplicação segura da vinhaça no estado, a Secretaria de Meio Ambiente de São Paulo desenvolveu uma Norma Técnica (NovaCana, 2024b).

Dentre todas as alternativas de utilização da vinhaça, a que mais se difundiu nas regiões canavieiras foi a fertirrigação (Sousa, 2018). Neste processo a vinhaça é aplicada diretamente no solo sem nenhuma forma de pré-tratamento promovendo o acréscimo de matéria orgânica e, conseqüentemente, a agregação das partículas do solo (Alfaro-Soto et al., 2017).

Os benefícios são redução no custo com a adubação, aumento da fertilidade natural dos solos onde esse subproduto é aplicado e aumento satisfatório na produtividade (Sousa, 2018, Silva et al., 2022).

De acordo com Alfaro-Soto et al. (2017), uma vez em contato com o solo, a vinhaça pode atuar como dispersante ou floculante de partículas, causando alterações físicas na estrutura e em diversos parâmetros, como a distribuição granulométrica, permeabilidade do solo, plasticidade e densidade.

Quimicamente podem alterar o pH do solo; o potencial redox (Eh) da solução intersticial; os teores de sais; a concentração de matéria orgânica (DBO₅ e DQO); a capacidade de troca catiônica (CTC) e a concentração de metais tóxicos como cádmio, chumbo, cobre, cromo e níquel; concentração de amônia; entre outros Alfaro-Soto et al. (2017).

Estas alterações no solo podem comprometer também as suas propriedades hidráulicas e a dinâmica da água no mesmo (escoamento, evapotranspiração, infiltração), e até suas propriedades mecânicas, como resistência e deformação de solos saturados ou não saturados superficial (Alfaro-Soto et al., 2017).

Outro efeito negativo no solo que a aplicação da vinhaça em altas dosagens pode acarretar é o aumento na concentração de sais no solo, devido à alta concentração de potássio e de outras bases trocáveis contidas no efluente (Orlando Filho et al., 1983; Brito et al., 2007). O potássio pode promover um desbalanço de nutrientes no solo, influenciando a absorção pelas plantas e impedindo o pleno desenvolvimento das plantas (Rocha et al., 2012, Alfaro-Soto et al. (2017).

Um outro possível impacto ambiental é a contaminação de águas superficiais e subterrâneas. A vinhaça apresenta grandes concentrações de compostos solúveis em água e que são potencialmente poluentes, como K e NO₂. O potássio não é um poluente direto, mas favorece a formação de complexos químicos com compostos potencialmente poluidores das águas subterrâneas, como é o caso do nitrato (Silva et al., 2022).

A alta quantidade de matéria orgânica, quando a vinhaça alcança corpos d'água, contribui para o processo de Eutrofização. Além disso a vinhaça é altamente corrosiva e tem uma alta demanda bioquímica de oxigênio (DBO₅) (Silva et al., 2022) o que causa desoxigenação dos corpos d'água (Fialho et al., 2019).

A vinhaça, ao ser aplicada no solo, pode causar um aumento temporário na temperatura devido à sua alta temperatura de saída do processo de destilação. Esse aumento pode afetar a atividade microbiana e a germinação de sementes (Glória & Filho, 2014).

Segundo Christofolletti et al., (2017), a vinhaça geralmente apresenta pH ácido, o que pode levar à acidificação do solo. No entanto, em solos com alta capacidade de tamponamento, a aplicação de vinhaça pode aumentar o pH devido à presença de compostos alcalinos.

Além dos impactos mencionados, a vinhaça pode alterar a disponibilidade de nutrientes no solo, a salinidade e a estrutura do solo. A aplicação excessiva ou inadequada de vinhaça pode levar à contaminação do solo e da água subterrânea (Moraes, 2015).

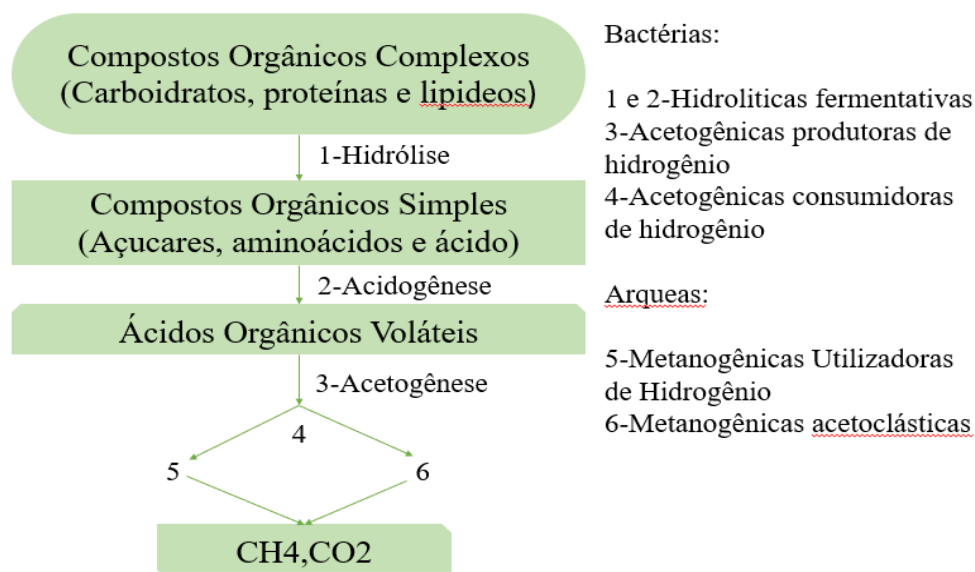
1.5. Fundamentos do processo de digestão anaeróbia

1.5.1. Etapas do processo anaeróbio

O processo anaeróbio completo é separado em quatro etapas, a hidrólise, acidogênese, acetogênese e metanogênese (cf. Figura 24) (Soares et al., 2017).

Figura 24

Fases metabólicas e grupos microbianos envolvidos na biodigestão no processo anaeróbio.



Nota. Adaptado Amaral, Steinmetz e Kunz, 2019.

A primeira etapa é a hidrólise, uma etapa importante e que é considerada a mais lenta. A velocidade desta fase depende da complexidade da estrutura química do substrato envolvido, sendo de poucas horas para carboidratos e alguns dias para proteínas e lipídios. Lignocelulose e lignina são hidrolisadas mais lentamente, muitas vezes de maneira incompleta (Amaral et al., 2019).

Nessa etapa as moléculas maiores (polímeros, carboidratos, proteínas e lipídios), presentes no material orgânico escolhido para o processo, são hidrolisadas pela ação de enzimas extracelulares produzidas por bactérias hidrolíticas (gênero *Clostridium*, *Citrobacter*, *Enterobacter* e *Escherichia*) para formar monômeros, que são moléculas menores e mais simples (açúcares, aminoácidos e peptídeos)(Menzel et al., 2020). Isto facilita a degradação destas moléculas pelos outros microorganismos (Granzotto et al., 2023).

A segunda fase do processo é conhecida como acidogênese, nela os aminoácidos e açúcares originados da hidrólise entram nas células bacterianas (normalmente dos gêneros *Lactobacillus* e *Clostridium*) e são metabolizados, excretando álcoois, ácidos graxos voláteis, dióxido de carbono e hidrogênio (Cavaleiro & Alves, 2020).

Na fase seguinte, acetogênese, bactérias homoacetogênicas e sintróficas transformam ácidos de cadeia longa em ácidos com apenas um ou dois átomos de carbono (fórmico e acético), com a concomitante produção de hidrogênio e dióxido de carbono (Amaral et al., 2019). Como exemplo destas bactérias estão espécies do gênero *Syntrophobacter*, *Syntrophomonas*, *Smithella* e *Pelotomaculum* (Cavaleiro & Alves, 2020).

A última etapa do processo anaeróbio, denominada metanogênese, depende da ação de bactérias e arqueas metanogênicas, que metabolizam os produtos da etapa anterior para formar metano e dióxido de carbono (Granzotto et al., 2023).

As arqueas metanogênicas são divididas de acordo com suas vias metabólicas em acetoclástica e hidrogenotróficas. As arqueas metanogênicas acetoclásticas (*Methanosarcina*) convertem acetato a metano e as arqueas metanogênicas hidrogênótólicas (*Methanobacterium* e *Methanospirillum*) convertem hidrogênio e dióxido de carbono a metano (Amaral et al., 2019).

O processo de digestão anaeróbia pode ocorrer de forma controlada em digestores ou reatores anaeróbios, que são recipientes geralmente operados em fluxo contínuo (Cavaleiro & Alves, 2020).

1.5.2. Requisitos ambientais da digestão anaeróbia (Temperatura, pH, alcalinidade, ácidos voláteis e nutrientes)

Temperatura

A temperatura é um dos fatores mais determinantes para a taxa de reação e a composição da microbiota anaeróbia. De acordo com Zhang et al. (2024), existem três faixas principais de operação: psicrófila (<25 °C), mesofílica (25–45 °C) e termofílica (45–60 °C).

A faixa mesofílica (~35 °C) é a mais estável e energeticamente favorável, enquanto a termofílica apresenta maior produção de biogás, porém maior sensibilidade a variações. Flutuações superiores a ± 2 °C podem reduzir significativamente a atividade metanogênica, conforme reportado por Li et al. (2023).

pH

O pH influencia diretamente o metabolismo das comunidades microbianas, especialmente as arqueias metanogênicas. Segundo Wu et al. (2023), a faixa ideal situa-se entre 6,8 e 7,4, garantindo equilíbrio entre a produção e o consumo de ácidos voláteis. Valores inferiores a 6,5 podem inibir a metanogênese, enquanto valores acima de 8,0 favorecem a formação de amônia livre, tóxica aos microrganismos. Estudo recente de Gao et al. (2023) observou que a digestão em pH elevado (>8,5) reduz a pureza do biogás e a eficiência de conversão de carbono.

Alcalinidade

A alcalinidade atua como um sistema tampão, neutralizando os ácidos formados durante a acidogênese e mantendo o pH estável. De acordo com Zhang et al. (2024), valores adequados de alcalinidade total variam entre 2000 e 5000 mg CaCO₃/L, dependendo da carga orgânica aplicada.

Ácidos Voláteis

Os ácidos graxos voláteis (acético, propiônico, butírico) são intermediários da digestão anaeróbia. Seu acúmulo indica desequilíbrio entre as etapas de acidogênese e metanogênese.

Gao et al. (2024) observaram que concentrações de VFAs acima de 2000 mg/L causam acidificação e queda abrupta do pH. Durante operação estável, as concentrações devem ser mantidas inferior de 500 mg/L em termos de ácido acético equivalente.

Nutrientes

Os microrganismos anaeróbios necessitam de macro e micronutrientes para manter suas funções metabólicas. A relação C:N:P ideal é de aproximadamente 100:5:1, segundo Chen et al. (2024). Excesso de nitrogênio (alta relação amônia/amoníaco) pode causar inibição metanogênica, enquanto deficiência de fósforo ou oligoelementos reduz a produtividade de biogás (Zhang et al., 2024).

1.5.3. Elementos tóxicos

Amônia e compostos nitrogenados

A amônia é um dos inibidores mais comuns na digestão anaeróbia, especialmente em substratos ricos em proteínas e ureia. Concentrações elevadas de amônia livre (NH₃) causam desequilíbrio osmótico e interferem na atividade das enzimas metanogênicas (Zhou et al., 2024). De acordo com Wang et al. (2023), a inibição começa a ocorrer em torno de 1,5 a 3,0 g/L de N-NH₃, sendo que a tolerância depende da temperatura, do pH e da adaptação microbiana. Estratégias como co-digestão com substratos de baixo teor proteico e adaptação gradual da biomassa são eficazes para mitigar o problema.

Metais pesados

Os metais pesados podem atuar como nutrientes essenciais em baixas concentrações, mas tornam-se tóxicos quando acumulados acima de níveis críticos. Elementos como cobre (Cu), zinco (Zn), níquel (Ni), cádmio (Cd) e cromo (Cr) interferem na integridade das membranas celulares e inibem enzimas envolvidas na metanogênese (Kadam et al., 2022).

Estudo recente de Rasool et al. (2025) destaca que o excesso de Cu e Zn (> 10 mg/L) reduz a atividade metanogênica em mais de 50%. Já níquel e cobalto, embora essenciais, causam toxicidade quando ultrapassam 5 mg/L (Li et al., 2023). Além disso, a presença de metais pesados pode alterar a estrutura da comunidade microbiana e promover precipitação de compostos insolúveis, dificultando o equilíbrio químico no reator.

Compostos orgânicos tóxicos

Diversos compostos orgânicos — como fenóis, furfurais, taninos e pesticidas — podem estar presentes em resíduos agroindustriais e efluentes químicos. Segundo Zhou et al. (2024), essas moléculas podem causar inibição direta das arqueias metanogênicas e promover estresse oxidativo.

Uma revisão de Chen et al. (2024) indica que fenóis e furanos provenientes do pré-tratamento térmico da biomassa reduzem a produção de metano em até 70% quando suas concentrações ultrapassam 200 mg/L. Estratégias de mitigação incluem adsorção com biochar, aeração controlada e diluição dos substratos.

Salinidade e íons tóxicos

Altos níveis de salinidade e íons como sódio (Na^+), potássio (K^+), cálcio (Ca^{2+}) e magnésio (Mg^{2+}) podem reduzir a atividade microbiana. Conforme Gao et al. (2023), concentrações de Na^+ acima de 8 g/L já provocam queda significativa na taxa de metanogênese. Esse efeito é especialmente preocupante em digestão de efluentes de dessalinização, indústria alimentícia e resíduos de curtume.

Interações sinérgicas e condições operacionais

Os efeitos tóxicos podem ser potenciados pela combinação de fatores como pH baixo, acúmulo de ácidos voláteis e carga orgânica elevada (Rasool et al., 2025). Por exemplo, a interação entre alta amônia e acúmulo de ácido voláteis pode levar à acidificação irreversível do meio e ao colapso do reator. Assim, o monitoramento contínuo de parâmetros como pH, alcalinidade, concentração de amônia, metais e condutividade elétrica é essencial para prever e controlar a toxicidade (Chen et al., 2024).

1.6. Alguns processos de tratamento

1.6.1. Tratamento biológicos anaeróbios

O tratamento biológico anaeróbio é amplamente utilizado para a degradação da matéria orgânica em efluentes, especialmente em regiões de clima tropical, como o Brasil (Lima & Aguiar, 2025). Este processo ocorre na ausência de oxigênio molecular, resultando na produção de biogás, composto principalmente por metano e dióxido de carbono. Além de reduzir a carga poluente dos efluentes, o tratamento anaeróbio contribui para a geração de energia renovável por meio do biogás produzido (Metcalf & Eddy, 2014).

Alguns estudos destacam a eficiência dos reatores anaeróbios no tratamento de efluentes agroindustriais (Da Cruz et al., 2025; Ribeiro, 2024; Pereira et al., 2022). Pereira e Hoffmann (2024) realizaram uma revisão sistemática sobre o tratamento de efluentes agroindustriais, enfatizando que os reatores UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket) e os reatores anaeróbios em batelada são os mais mencionados na literatura devido à sua eficácia na remoção de matéria orgânica e produção de biogás.

1.6.1.1. Tipos de sistemas anaeróbios

O tratamento anaeróbio de efluentes é uma tecnologia amplamente utilizada para a degradação da matéria orgânica em ambientes sem oxigênio, resultando na produção de biogás e na redução da carga poluente dos efluentes. Diversos sistemas anaeróbios foram desenvolvidos para otimizar esse processo, cada um com características específicas que os tornam adequados para diferentes tipos de efluentes e condições operacionais (Chernicharo, 2007).

1.6.1.2.1 Reator UASB

As iniciativas lideradas pelo Instituto de Pesquisas Tecnológicas do Estado de São Paulo (IPT) nas décadas de 1970 e 1980 acumularam uma considerável experiência na aplicação da tecnologia de biodigestão para o tratamento de vinhaça, utilizando reatores anaeróbios de fluxo ascendente (UASB) (Corazza, 2006).

Os reatores anaeróbios de fluxo ascendente e manta de lodo (Upflow Anaerobic Sludge Blanket Reator-UASB) são unidades de tratamento de esgoto desenvolvidas na década de 70 pelo Prof. Lettinga e sua equipe na Universidade de Wageningen, na Holanda (Van Haandel & Lettinga, 1994).

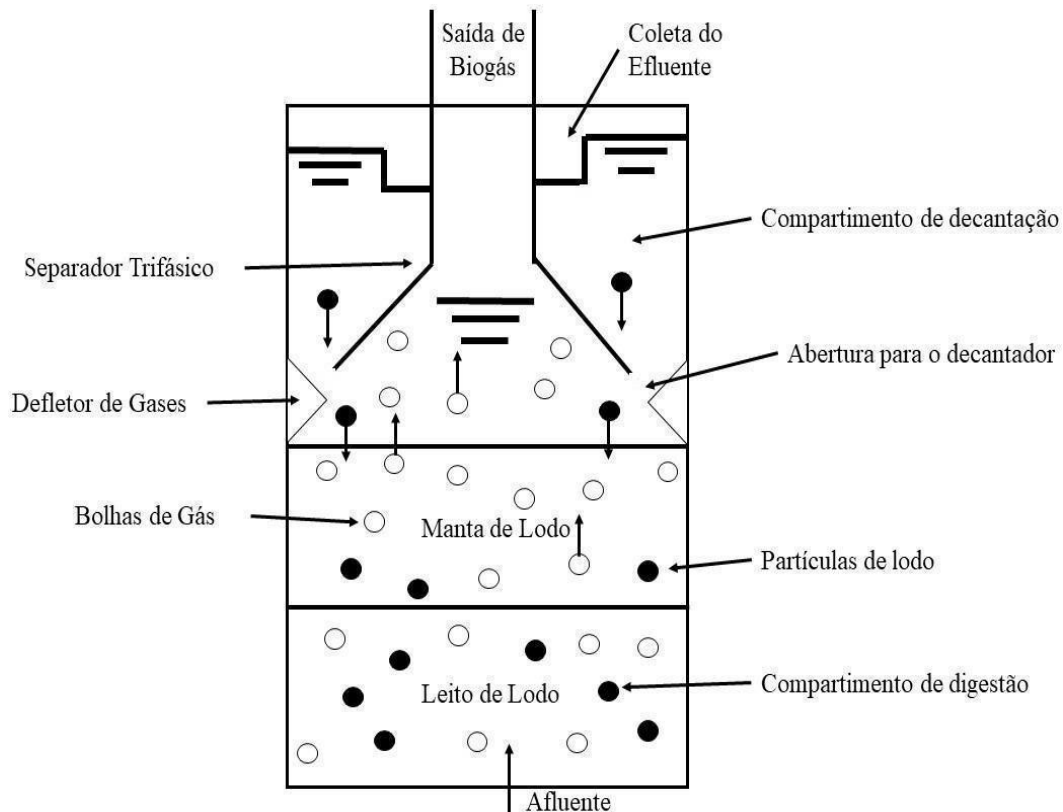
Os reatores UASB são conhecidos como uma tecnologia eficiente para o tratamento de efluentes sanitários, alcançando uma taxa de conversão da matéria orgânica entre 60% e 75%. Entre as principais vantagens dos reatores UASB destacam-se a elevada produção e captura de biogás, o baixo consumo energético, a necessidade reduzida de área física e os custos relativamente baixos de implantação e operação (Campos, 1990; Chernicharo, 2006; Sperling, 1996).

Contudo, nas estações de tratamento de esgoto (ETE) brasileiras que realizam a recuperação do biogás, a maior parte desse recurso não é aproveitado energeticamente, sendo frequentemente queimado em chamas antes de sua liberação na atmosfera (Araújo, 2019).

A figura 25 apresenta um desenho esquemático do reator UASB. O fluxo ascensional é o responsável por realizar a mistura de substrato com a biomassa e neste contato é que é promovida a estabilização da matéria orgânica ao longo do leito e da manta de lodo.

Figura 25

Desenho esquemático do reator UASB



Nota. Chernicharo (1997)

A biodigestão tornou-se atrativa a partir do momento que desenvolveram-se reatores de alto desempenho e com baixo tempo de detenção hidráulico (TDH), como o caso do reator UASB que pode ser intensamente utilizado no caso da vinhaça (Granato, 2003).

Dentre suas vantagens, destaca-se o baixo custo de implantação, menor produção de lodo, simplicidade operacional, necessidade de menor área para implantação do sistema de tratamento e a potencialidade do uso do biogás como combustível pela usina de forma sustentável (Barros et al., 2016; Gamboa et al., 2012; Laime et al., 2011). Por estes motivos estão sendo utilizados pelas indústrias de etanol para o tratamento de vinhaça (Souza et al., 1992).

A eficiência da biodigestão dependerá de condições operacionais específicas, como: pH, temperatura, tipo de substrato utilizado, concentração de sólidos e o TDH (Granzotto et al., 2023).

Definições e equações

A hidrodinâmica nos reatores anaeróbios desempenha um papel crucial, pois influencia a velocidade das reações biológicas ao afetar a taxa de transferência de massa e a distribuição das reações ao longo do reator. A variação na distribuição da biomassa e o encadeamento das reações bioquímicas resultam em diferentes composições químicas no reator, dependendo do tipo de escoamento aplicado (Brito & Melo, 1997).

Problemas hidrodinâmicos, como curtos-circuitos hidráulicos, caminhos preferenciais de fluxo e zonas mortas (áreas sem contato com o substrato de alimentação), podem comprometer a eficiência do reator no tratamento de águas residuárias. Esses fenômenos reduzem o volume útil e diminuem o tempo de detenção hidráulica, afetando negativamente o desempenho do sistema (Morgan-Sagastume et al., 1997).

Tempo de detenção hidráulica e Tempo de retenção celular

Uma inovação importante está na separação entre o tempo de detenção hidráulica e o tempo de retenção celular, proporcionando maior flexibilidade operacional. Essa separação eliminou a necessidade de sedimentadores externos para o retorno do lodo ativo ao reator anaeróbio. Anteriormente, uma das principais dificuldades desses sedimentadores era a separação adequada do lodo e do líquido, especialmente devido à formação de gás, que gerava instabilidades nos tanques (Campos, 1990; Chernicharo, 2006; Sperling, 1996).

Nos reatores anaeróbios atuais, a maior densidade e a elevada velocidade de sedimentação do lodo possibilitaram a retenção celular por períodos prolongados, variando de dezenas a centenas de dias. Essa característica permite a maximização da atividade anaeróbia. Após esses períodos, o excesso de lodo, embora gerado em menor quantidade em comparação com sistemas aeróbios, é descartado em um estado altamente estabilizado, reduzindo ou eliminando a necessidade de digestão adicional, sendo frequentemente necessário apenas o processo de secagem (Brito & Melo, 1997).

A separação entre o tempo de detenção hidráulica do esgoto no reator e o tempo de retenção celular também permite que o líquido permaneça no reator por períodos significativamente mais curtos, geralmente na ordem de algumas horas. Como consequência, ocorre uma expressiva redução no volume necessário para os tanques anaeróbios, otimizando o espaço e os recursos operacionais (Araújo, 2019).

Carga hidráulica

A carga hidráulica e o tempo de detenção hidráulica são parâmetros interligados, uma vez que um é o inverso do outro.

Carga hidráulica pode ser definida como a quantidade de volume de esgoto aplicada diariamente no reator e possui grande importância, pois valores superiores aos definidos como ótimo podem prejudicar no funcionamento do reator pela redução da idade do lodo, o que leva a uma diminuição do grau de estabilização dos sólidos, além de gerar perda excessiva de biomassa no sistema (Chernicharo, 2006).

As Equações 1 e 2 determinam os valores de carga hidráulica volumétrica e o tempo de detenção hidráulica:

$$CHV = \frac{Q}{V} \quad (1)$$

Em que:

CHV: carga hidráulica volumétrica

(m³/m³.d)

Q: vazão (m³/d)

V: volume total do reator (m³)

$$\Theta = \frac{1}{cvh} = \frac{V}{Q} \quad (2)$$

Em que:

Θ=Tempo de detenção hidráulica (h)

Após diversos estudos, foi determinado que a carga hidráulica volumétrica possui um valor máximo de 5,0 m³/m³.d, correspondendo a um tempo de detenção hidráulica mínimo de 4 a 8 horas. Para temperaturas ao redor de 20°C, esse tempo varia entre 6 e 16 horas, dependendo do tipo de despejo.

No caso dos esgotos domésticos, adota-se um tempo de detenção hidráulica entre 8 e 10 horas para a vazão média e um tempo de 4 a 6 horas para os picos de vazão máxima (Chernicharo et al., 1999).

Carga orgânica

Os reatores anaeróbios podem ser utilizados em qualquer configuração, em princípio, para o tratamento de esgotos, independentemente de sua concentração (diluídos ou de altas concentrações). No entanto, é necessário considerar a capacidade de carga orgânica, seja por unidade de volume ou por unidade de biomassa, para determinar a carga de esgotos adequada ao reator. A carga orgânica aplicada depende diretamente da vazão e da concentração do esgoto. Assim, as configurações dos reatores anaeróbios variam em função da carga ou taxa de aplicação orgânica, que pode ser classificada como baixa ou alta (Van Haandel & Lettinga, 1994).

Contudo, devido aos fatores como mistura, contato biomassa-esgoto, imobilização e retenção de biomassa no reator, é importante observar que esgotos diluídos, em geral, não produzem gradientes significativos de biomassa. Por isso, a agitação e a mistura dependem muito mais das condições hidráulicas, que devem ser de grande intensidade. Esse aspecto favorece o uso de reatores projetados para intensa agitação, como os dispositivos de fluxo ascendente do tipo leito fluidificado (Campos, 1990; Chernicharo, 2006; Sperling, 1996).

Por outro lado, mesmo para esgotos diluídos, como é o caso de esgotos sanitários, a mistura adequada pode ser obtida com eficiência em reatores que utilizam altas velocidades ascensionais ou intenso grau de mistura. A distribuição uniforme do afluente e outros dispositivos adicionais para mistura em reatores do tipo UASB e filtros anaeróbios têm demonstrado eficácia no tratamento de esgotos sanitários. Nos reatores UASB, as velocidades ascensionais do líquido geralmente não ultrapassam 1,5 m/h, enquanto nos reatores de leito fluidificado esses valores podem atingir até 10 m/h (Fuess et al., 2018).

1.6.1.2.2. Reator anaeróbio de leito fixo (RALF)

Os reatores anaeróbios de leito fixo utilizam materiais de suporte, como pedras ou materiais plásticos, para a fixação da biomassa microbiana.

O efluente passa através do leito, onde os microrganismos aderidos degradam a matéria orgânica. Esses reatores são conhecidos por sua estabilidade operacional e capacidade de tratar efluentes com altas cargas orgânicas.

Contudo, podem enfrentar problemas de entupimento e requerem manutenção regular para garantir a eficiência do processo (Van Haandel & Lettinga, 1994).

A principal característica do RALF é a imobilização da biomassa em suportes sólidos, como argila expandida, espuma de poliuretano ou materiais alternativos de baixo custo, como conchas de sururu. Essa configuração permite uma alta retenção de biomassa, desvinculando o tempo de retenção hidráulica do tempo de retenção celular, o que resulta em maior eficiência na manipulação da matéria orgânica. Além disso, o RALF apresenta vantagens como menor produção de lodo, resistência às variações de carga orgânica e hidráulica, e baixo custo operacional.

Estudos demonstram a eficácia do RALF no tratamento de diferentes tipos de efluentes. Oliveira Netto (2007) avaliou um reator anaeróbio-aeróbio de leito fixo com recirculação da fase líquida no tratamento de esgoto sanitário, utilizando espuma de poliuretano como material de suporte. Os resultados indicaram remoção de matéria orgânica superior a 95% e remoção de nitrogênio total de 75% com razão de recirculação de 1,5. Em outro estudo, Baettker (2012) operou um RALF necessário com argila expandida e espuma de poliuretano no tratamento de esgoto sanitário, obtendo eficiências de remoção de DQO entre 60% e 90%.

A busca por materiais de baixo custo e fácil acesso tem sido foco de diversas pesquisas. A utilização de conchas de sururu, por exemplo, foi investigada por Amorim et al. (2017), que avaliaram a produção de biogás em reatores anaeróbios utilizando conchas de sururu como meio suporte. Os resultados indicaram que as conchas atuaram como neutralizadores do pH, favorecendo o crescimento de microrganismos metanogênicos e a estabilidade do processo.

1.6.1.2.3. Reator anaeróbio de leito fluidizado

Nos reatores anaeróbios de leito fluidizado, as partículas inertes são mantidas em suspensão pelo fluxo ascendente do efluente. A biomassa microbiana cresce na superfície dessas partículas, promovendo a degradação da matéria orgânica.

Os reatores de leito fluidizado oferecem alta eficiência de tratamento e são adequados para efluentes com altas concentrações de poluentes. Entretanto, a complexidade operacional e os custos associados podem ser considerados desvantagens (Vásquez et al., 1997).

1.6.1.2.4. Reator anaeróbio de batelada sequencial (ASBR)

Os reatores Anaeróbios de Batelada Sequencial (ASBR) operam em ciclos, nos quais as etapas de alimentação, reação, sedimentação e descarte ocorrem sequencialmente no mesmo tanque. Esse sistema é eficaz no tratamento de efluentes com altas cargas orgânicas e permite flexibilidade operacional. As vantagens incluem a capacidade de lidar com variações na carga orgânica e a eficiência na remoção de poluentes. Como desvantagens, podem exigir controle operacional mais complexo e maior tempo de retenção para certos tipos de efluentes (Romero Ortiz et al., 2011).

1.6.2. Tratamento físico-químicos

1.6.2.1. Coagulação, floculação e sedimentação

A água pode conter uma variedade de impurezas com carga superficial negativa, o que impede que elas se aproximem e as mantém dispersas no meio. Para remover essas impurezas, é necessário desestabilizar as partículas presentes na água. Isso ocorre na etapa de coagulação nas estações de tratamento de água (ETA), após a adição de coagulante e intensa agitação. Na floculação, as partículas desestabilizadas colidem através de uma agitação lenta, formando flocos que são removidos nas etapas subsequentes, como sedimentação, flotação e filtração. (Di Bernardo & Dantas, 2005).

O estudo das condições operacionais da coagulação e floculação, como o tipo e a dosagem de coagulante e floculante, a intensidade da mistura e o valor do pH, é essencial para melhorar a eficiência do processo (Ren et al., 2017). Além disso, as características dos flocos, como tamanho, estrutura e resistência, mudam durante a floculação, tendendo a se estabilizar, e desempenham um papel importante na escolha da próxima etapa do tratamento de água (Moruzzi et al., 2017; Moruzzi et al., 2019; Nasser, 2014; Ren et al., 2017; Vandamme et al., 2014). Para estudar as características dos flocos, que são determinantes no processo de separação, podem ser usadas técnicas de análise de imagens não intrusivas.

Essas técnicas permitem acompanhar a evolução da distribuição do tamanho das partículas (DTP) e da estrutura morfológica dos flocos durante o processo de floculação (Bushell et al., 2002).

De acordo com Lima (2024), os resultados experimentais mostraram que o processo de coagulação/floculação com concentração de coagulante de 10 g.L⁻¹ removeu uma quantidade significativa de carga orgânica, cor e turbidez. A etapa subsequente com o tratamento do carvão ativado completou satisfatoriamente a purificação da vinhaça, gerando eficiência de remoção superior a 90% para a DQO e 99% para cor e turbidez.

Para remover a cor, é necessário um tratamento físico-químico que consiga remover a melanoidina juntamente com a carga orgânica, ou a utilização de uma técnica que combine um processo biológico com um pós-tratamento que consiga a remoção da coloração (Sokkanathan et al., 2018).

Tratamento com biopolímeros

Diante desse desafio, os biopolímeros surgem como uma alternativa sustentável para o tratamento da vinhaça, contribuindo para a redução da carga poluente e possibilitando sua reutilização em diferentes processos (Martinhago et al., 2012).

1.6.2.2. Filtração

A filtração de efluentes é um processo crucial para a proteção ambiental e a saúde pública, desempenhando um papel fundamental na remoção de impurezas e na garantia da qualidade da água. Este procedimento consiste na passagem do efluente através de um meio filtrante, que retém partículas sólidas e outros contaminantes (Von Sperling, 2014).

Os mecanismos de remoção de partículas na filtração são diversos e incluem peneiração, sedimentação, adsorção e coagulação/floculação. A eficiência do processo depende de vários fatores, como o tipo de meio filtrante utilizado, o tamanho dos poros, a velocidade de filtração e as características do efluente. "A filtração é um processo de separação que utiliza um meio filtrante para remover partículas sólidas de um fluido" (Ricardo & Silva, 2020, p. 45). Além disso, a eficiência pode ser otimizada com a aplicação de pré-tratamentos, como a coagulação e floculação (Metcalf & Eddy, 2014).

Existem diversos tipos de filtros utilizados no tratamento de efluentes, cada um com suas características e aplicações específicas. Os filtros de areia são eficazes na remoção de sólidos suspensos e turbidez, enquanto os filtros de carvão ativado são utilizados para remover compostos orgânicos, odores e sabores.

As membranas de filtração, como a microfiltração, ultrafiltração, nanofiltração e osmose reversa, são capazes de remover partículas, microrganismos, vírus e íons. "As membranas de filtração oferecem alta eficiência na remoção de contaminantes, mas exigem cuidados especiais na operação e manutenção" (Oliveira, 2018, p. 78). A escolha do tipo de filtro depende das características do efluente e dos objetivos do tratamento (Von Sperling, 2014).

No Brasil, a Associação Brasileira de Normas Técnicas (ABNT) estabelece diretrizes importantes para projetos e instalações de sistemas de tratamento de efluentes, incluindo a filtração. A ABNT NBR 17076:2024, por exemplo, fornece requisitos para projetos de sistemas de tratamento de esgoto de menor porte, substituindo normas anteriores e trazendo atualizações relevantes para o setor.

Além disso, a ABNT NBR 12209/2011 (ABNT, 2011) apresenta condições recomendadas para projetos de Estações de Tratamento de Esgoto Sanitário (ETE), e a ABNT NBR 12216/1992 (ABNT, 1992) trata de projetos de Estações de Tratamento de Água para Abastecimento Público. "A ABNT NBR 17076:2024 é uma norma fundamental para garantir a qualidade dos sistemas de tratamento de esgoto no Brasil" (ABNT, 2024).

A implementação de sistemas de filtração adequados, em conformidade com as normas da ABNT, é essencial para proteger os recursos hídricos e promover a saúde pública. A escolha do sistema de filtração deve considerar as características do efluente, os objetivos do tratamento e os requisitos legais.

A manutenção e o monitoramento contínuo dos filtros são fundamentais para garantir a eficiência do processo. A automação dos sistemas de filtração pode contribuir para a otimização do processo e a redução de custos operacionais (Teixeira & Campos, 2017).

Todavia, a filtração de efluentes é um processo complexo e fundamental, que exige conhecimento técnico e atenção às normas regulamentadoras. Ao seguir as diretrizes da ABNT e implementar sistemas de filtração eficientes, podemos contribuir para um futuro mais sustentável e garantir a qualidade da água para as futuras gerações.

"A filtração é uma tecnologia essencial para o tratamento de efluentes e a proteção do meio ambiente" (Santos, 2019, p. 112).

1.6.2.3. Tratamento com biochar

O biochar, também conhecido como biocarvão, é um material sólido, carbonoso produzido a partir da conversão termoquímica de biomassa em condições de oxigênio limitadas (Andrade & Puga, 2023). Recentemente, tem sido amplamente estudado por suas aplicações na filtração de água devido às suas propriedades de adsorção e remoção de contaminantes orgânicos e inorgânicos (Lehmann & Joseph, 2015; Xiao et al., 2018; Zhang et al., 2020).

O biochar tem sido investigado como meio adsorvente em sistemas de filtração para a remoção de metais pesados, compostos orgânicos e patógenos presentes na água. Estudos indicam que sua aplicação pode melhorar a qualidade da água ao aumentar a capacidade de retenção de poluentes.

Segundo Silva (2019), a filtração de efluentes industriais com biochar produzido a partir de resíduos agrícolas resultou em uma redução significativa de chumbo, cádmio e mercúrio, tornando a água tratada mais segura para consumo.

Adicionalmente, estudos de Chen, Zhao e Hu (2021) apontam que a modificação química do biochar pode aumentar sua eficiência na remoção de nitratos e fosfatos de corpos d'água contaminados.

Ribeiro (2016) avaliou filtros preenchidos com biochar produzido a partir de cascas de coco verde e finos de carvão para a remoção de matéria orgânica, nitrogênio, fósforo e sólidos totais de esgoto bruto. Os resultados indicaram que os filtros contendo biochar foram eficazes na redução desses contaminantes, sugerindo seu potencial uso em sistemas de tratamento de águas residuais.

Além disso, estudos de Park et al. (2017) demonstraram que biochar derivado de resíduos lenhosos podem ser altamente eficientes na remoção de poluentes emergentes, como produtos farmacêuticos e pesticidas.

A utilização do biochar apresenta-se como uma estratégia promissora tanto para a melhoria da qualidade do solo agrícola quanto para o tratamento de águas residuais. No entanto, a eficiência do biochar depende de fatores como o tipo de biomassa utilizada, as condições de produção e as propriedades específicas do solo ou da água (Andrade & Puga, 2023).

1.6.3. Fertirrigação

A vinhaça pode ser utilizada como fertilizante na lavoura de cana-de-açúcar, sendo este o meio de descarte mais viável, deve ser aplicado na proporção entre 120 a 300 m³/ha. A CETESB, em 2006, criou a norma P 4.231 que regulamenta uma quantidade de, no máximo, 400 m³/ha. Cuidados devem ser tomados não haver contaminação das camadas mais profundas do solo e rios (Pinto, 1999; Rocha, 2012). A fertirrigação, é processo conjunto de irrigação e adubação que consiste na utilização da própria água para conduzir e distribuir o fertilizante químico ou orgânico. Para realização desta atividade, devem ser considerados parâmetros ambientais do solo (Laime et al., 2011).

1.6.4. Legislação ambiental

No Brasil a Resolução do CONAMA n. 430, de 13 maio 2011 (Brasil, 2011), dispõe sobre a classificação dos corpos de água e diretrizes ambientais para o seu enquadramento, e estabelece, ainda, as condições e padrões de lançamento de efluentes.

Art. 16. Os efluentes de qualquer fonte poluidora somente poderão ser lançados diretamente no corpo receptor desde que obedeçam as condições e padrões previstos neste artigo, resguardadas outras exigências cabíveis:

I - condições de lançamento de efluentes: pH entre 5 a 9; temperatura: inferior a 40°C, sendo que a variação de temperatura do corpo receptor não deverá exceder a 3°C no limite da zona de mistura; materiais sedimentáveis: até 1 mL/L em teste de 1 hora em cone Imhoff. Para o lançamento em lagos e lagoas, cuja velocidade de circulação seja praticamente nula, os materiais sedimentáveis deverão estar virtualmente ausentes; regime de lançamento com vazão máxima de até 1,5 vez a vazão média do período de atividade diária do agente poluidor, exceto nos casos permitidos pela autoridade competente; óleos e graxas: óleos minerais: até 20 mg/L; óleos vegetais e gorduras animais: até 50 mg/L; ausência de materiais flutuantes; e Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO₅ dias a 20°C): remoção mínima de 60% de DBO₅ sendo que este limite só poderá ser reduzido no caso de existência de estudo de autodepuração do corpo hídrico que comprove atendimento às metas do enquadramento do corpo receptor e valor de DBO₅ ≤ 120 mg O₂/L (Brasil, 2011).

A tabela 9 apresenta valores de alguns parâmetros adotados em alguns estados do Brasil para tratamento de esgoto.

TRATAMENTO DE EFLUENTE DE REATOR UASB DE UMA INDUSTRIA DE ETANOL DE MILHO – UM ESTUDO DE CASO NO MATO GROSSO, BRASIL

Tabela 9

Padrões de lançamento de efluentes em alguns estados brasileiros.

Fonte	DBO ₅ (mg O ₂ /L)	DQO (mg O ₂ /L)	Coliformes termotolerantes (CT/100mL)	Óleos e graxas (mg/L)	Substâncias tensoativas (mg/L)
Manaus (2012)	90, sendo que este limite somente poderá ser ultrapassado caso sistema de tratamento de efluentes adotado, apresente eficiência de remoção mínima de 85% de DBO ₅ , ou mediante estudo de autodepuração do corpo hídrico que comprove atendimento às metas do enquadramento do corpo receptor, conforme a Classe 2	150	-	-	-
Ceará (2017)	120	-	5000	-	-
São Paulo (1976)	60. Este limite somente poderá ser ultrapassado no caso de efluente de sistema de tratamento de águas residuárias que reduza a carga poluidora em termos de DBO 5 dias, 20°C do despejo em no mínimo 80%	-	-	-	-
Santa Catarina (2009)	60, sendo que este limite somente pode ser ultrapassado no caso de efluente de sistema de tratamento biológico de água residuária que reduza a carga poluidora em termos de DBO 5 dias, 20°C do despejo em no mínimo 80%	-	-	Óleos vegetais e gorduras animais: 30,0	2,0 mg/L
Paraná (2009)	90	225	-	Óleos vegetais e gorduras animais: 50; Óleos minerais: 20	-
	Q < 200 m ³ /d - 120	330	-		
	200 ≤ Q < 500 m ³ /d - 100	300	106		
Rio Grande do Sul (2017)	500 ≤ Q < 1.000 m ³ /d - 80	260	105	Mineral ≤ 10 mg/L; Vegetal ou animal ≤ 30 mg/L	2,0
	1.000 ≤ Q < 2.000 m ³ /d - 70	200	105		
	2.000 ≤ Q < 10.000 m ³ /d - 60	180	104		
	10.000 m ³ /d ≤ Q - 40	150	101		

Em âmbito internacional, são diversos os critérios para lançamento de efluentes em corpos de água. A tabela 10 apresenta esses padrões para alguns países.

Tabela 10

Padrões de lançamento de efluentes para alguns parâmetros nos EUA e União Européia.

Legislação (Fonte)	DBO ₅		DQO		SST		Nitrogênio		Fósforo		CT	
	Conc	Ef	Conc	Ef	Conc	Ef	Conc	Ef	Conc	Ef	Conc	Ef
CFR, Title 40– Chapter I– Subchapter D – Water Programs, Part 133: Secondary Treatment Regulation (EUA, 1984)	30 mgO ₂ /L para média de 30 dias; 45 mgO ₂ /L para média de 7 dias.	> 85% para média de 30 dias	-	-	30 mg/L para média de 30 dias; 45 mg/L para média de 7 dias.	> 85% para média de 30 dias.	-	-	-	-	-	-
Council Directive 91/271/EEC –1991 – ComunidadeEur opeia (Council of the European Communities, 1991).	25 mgO ₂ /L	70 – 90%	125 mg O ₂ / L	75%	35mg/L(1); 60 mg/L para p. e. de 2.000 a 10.000; 150 mg/L para efluentes de lagoas	90%(1); 70% para p.e. de 2.000 a 10.000.	10 mg/L(2)(3) para p.e. maior que 100.000; 15 mg/L(2)(3) para p.e. entre 10.000 e 100.000.	70 - 80 %	1 mg/L(2) para p.e. maior que 100.000; 2 mg/L(2) para p.e. Entre 10.000 e 100.000.	80%	-	-

A legislação ambiental brasileira, representada, entre outros instrumentos, pela Resolução CONAMA nº 430/2011, estabelece condições, parâmetros, padrões e diretrizes para o lançamento de efluentes líquidos em corpos hídricos, incluindo a vinhaça, em caráter complementar à Resolução CONAMA nº 357/2005. Desta forma as destilarias ficaram obrigadas a desenvolver projetos para implantação de sistemas de tratamento e/ou manejo e utilização da vinhaça, bem como das demais águas residuais do processo de fabricação do etanol.

No Brasil, a vinhaça não pode ser descartada diretamente nos solos, porém, há a possibilidade de seu uso na fertirrigação, esta atividade é regulada por norma específica da Companhia Ambiental do Estado de São Paulo (CETESB) baseado na Norma Técnica CETESB P4.231/2015, a qual é amplamente adotada e utilizada como referência por outros estados, como Mato Grosso.

1.7. Objetivos

1.7.1. Objetivo geral

Conhecendo os problemas resultantes dos efluentes provenientes da indústria de etanol de milho, o objetivo desta pesquisa foi avaliar a eficiência dos processos de tratamento e pós-tratamento do efluente gerado em um reator UASB em escala experimental, utilizando vinhaça oriunda de uma indústria de etanol produzida a partir do milho no estado de Mato Grosso, Brasil.

A pesquisa visou estudar a influência da carga orgânica aplicada sobre o desempenho do processo, quantificando a suaremoção, entre vários outros parâmetros monitorizados, contribuindo para minimização dos impactos ambientais associados.

1.7.2. Objetivos específicos

Em maior detalhe, em termos de objetivos específicos procurou-se:

- Avaliar o desempenho do reator UASB sob aumento gradativo da carga orgânica de vinhaça de milho, visando à otimização dos processos de tratamento de efluentes e à redução dos impactos ambientais da indústria de etanol.

- Avaliar a eficiência de tratamentos complementares ao efluente tratado no reator UASB, nomeadamente através da coagulação/floculação e sedimentação, utilizando também um biopolímero de amido de milho como auxiliar de floculação, por meio da análise de parâmetros cor e turbidez, entre outros parâmetros, visando otimizar o processo de clarificação e a remoção de contaminantes; e
- Analisar a eficiência de processos de filtração, incluindo um filtro de biochar, no pós-tratamento de vinhaça em reator UASB, monitorizando diversos parâmetros físico-químicos e remoção de carga orgânica.

1.8. Justificativa

A expansão da indústria de etanol de milho em Mato Grosso nas últimas décadas transformou o estado em um dos principais polos brasileiros de produção de biocombustíveis. Esse crescimento foi impulsionado pela disponibilidade do cereal, pela adoção de usinas flex e full milho e pelo aumento expressivo da capacidade industrial, que elevou significativamente o volume de etanol e subprodutos gerados.

No Brasil, existem 366 unidades produtoras de etanol (cana-de-açúcar e milho), (EPE, 2025). A região centro-sul do Brasil, a maior produção do etanol do país, composta pelos estados, de Mato Grosso, Mato Grosso do Sul, Goiás, São Paulo, Minas Gerais, Espírito Santo, Rio de Janeiro e Rio Grande do Sul, no mês de outubro de 2025, contava com um total de 255 usinas de etanol, instaladas em produção, destas, 234 usinas, utilizavam com matéria prima a cana-de-açúcar, 10 usinas de etanol, full de milho e 11 usinas flex, produtora de etanol a partir de cana de açúcar e milho. (UNICA, 2025).

Das 255 usinas em operação na região centro sul do país, 22 usinas, encontram-se instaladas, em operação no estado de Mato Grosso, sendo que destas, 14 usinas produzem o etanol, a partir da cana-de-açúcar e milho, das quais 11 usinas, operam exclusivamente a partir do milho. (SEDEC, 2025).

Em termos de variação percentual ou evolução do volume de etanol produzido ocorreu um aumento de 37% da produção de etanol no período entre os anos safras, 2014/15 a 2017/18, que ocorre entrem num períodos, de 1º abril do ano de início da colheita e produção, a 31 de março do ano subsequente, final da produção.

O estado de Mato Grosso registrou também um aumento expressivo de 100% da safra 2018/19 para 2019/20, com um total de 1,6 bilhões de litros, atingindo, em 2022/23 um valor de 4,34 bilhões de litros e 6,70 bilhões de litros em 2024/25 (CONAB, 2018; Fava Neves, et-al 2021); relatório de encerramento da safra elaborado pelo Instituto Mato-grossense de Economia Agropecuária (IMEA). Os resultados obtidos pelo setor industrial do etanol, apontam, que o estado se consolidou no ranque nacional, como o segundo maior produtor, atrás apenas do estado de São Paulo, que alcançou, uma produção de 13,64 bilhões de litros de etanol, na safra 2024/2025. (FIENT, 2025).

Por outro lado, da crescente quantidade de subprodutos gerados, destaca-se a vinhaça de milho, um efluente com uma elevada carga orgânica e nutrientes, sendo que uma deposição incorreta do mesmo tende a gerar fenômenos de poluição do solo e águas superficiais e subterrâneas. Uma das formas de deposição é a utilização da fertirrigação. Contudo, os laudos de auto monitoramento das indústrias evidenciam foco predominantemente agrônômico, sem contemplar parâmetros físico-químicos e bacteriológicos essenciais para avaliação ambiental completa (Secretaria Estadual de Meio Ambiente de Mato Grosso-SEMA). Nos últimos anos, têm existido uma sensibilização crescente para este problema, quer da comunidade empresarial, quer das entidades reguladores do meio ambiente, em especial, pelas ações da SEMA-MT, evidenciada pelos contactos estabelecidos entre empresas e a Universidade e outros organismos do estado.

Nesse contexto, torna-se essencial investigar tecnologias capazes de promover tratamento eficiente e sustentável desse efluente. Os reatores anaeróbios do tipo UASB configuram uma alternativa promissora por apresentarem elevada remoção de matéria orgânica, baixo custo operacional e produção de biogás, contribuindo para a sustentabilidade energética das indústrias.

Assim, avaliar o desempenho do reator UASB para o tratamento da vinhaça de milho gerada em Mato Grosso justifica-se pela necessidade de aprimorar o controle ambiental, garantir maior segurança hídrica e promover a expansão sustentável do setor de etanol de milho no estado.

O estudo efetuado foi também impulsionado pela procura de apoio, junto do meio acadêmico, por parte de responsáveis de uma usina do estado de Mato Grosso, no sentido de ajudar a mitigar as consequências negativas da disposição da vinhaça de milho.

1.9. Estrutura da tese

Esta tese está organizada em cinco capítulos.

No Capítulo 1, é apresentado o estado da arte da indústria sucroalcooleira no Brasil, que inclui um histórico da utilização do etanol no país, bem como uma descrição dos produtos e processos utilizados em sua produção.

O Capítulo 2 aborda um estudo sobre o tratamento da vinhaça de milho, com o aumento gradual da matéria orgânica em um reator anaeróbio do tipo UASB.

O Capítulo 3 avalia a eficiência do biopolímero de amido de milho como auxiliar de floculação no pós-tratamento da vinhaça no reator UASB.

O Capítulo 4 compara três tipos de filtros (biochar, areia e carvão ativado) utilizados no pós-tratamento da vinhaça em reator UASB.

Por fim, no Capítulo 5 são apresentadas as considerações finais desta tese, com base nos resultados obtidos ao longo dos capítulos anteriores.

2. DESEMPENHO DE REATOR UASB SUBMETIDO AO AUMENTO GRADATIVO DE CARGA ORGÂNICA DE VINHAÇA DE MILHO

Este capítulo apresenta o desempenho de um reator UASB submetido ao aumento gradativo da carga orgânica (DBO₅ e DQO) proveniente da vinhaça de milho. O reator foi construído em escala piloto e avaliado quanto aos parâmetros de pH, Alcalinidade Intermediária (AI) e Alcalinidade Parcial (AP), cor, turbidez e sólidos totais voláteis, entre outros.

O aumento gradual da carga orgânica influencia diretamente na cinética microbiológica e no equilíbrio entre as populações responsáveis pelas etapas de degradação da matéria orgânica (Metcalf & Eddy, 2014). Inicialmente, incrementos controlados podem aumentar a atividade metabólica e a produção de biogás; entretanto, quando a taxa de aplicação orgânica excede a capacidade de conversão dos microrganismos metanogênicos, há acúmulo de ácidos graxos voláteis, redução do pH e risco de instabilidade do processo (Chernicharo, 2007). Assim, o monitoramento contínuo de parâmetros e a avaliação da estabilidade do sistema tornam-se essenciais para garantir o funcionamento seguro do reator.

Além dos aspectos químicos e biológicos, a performance do reator UASB pode ser influenciada por fatores hidrodinâmicos e estruturais, como o tempo de detenção hidráulica (TDH), a sedimentabilidade e a formação do leito de lodo. Compreender a interação entre os parâmetros operacionais e as respostas biológicas do reator permite estabelecer limites de carga seguros e subsidiar o dimensionamento de unidades em escala real voltadas ao tratamento da vinhaça de milho.

2.1. Materiais e Métodos

2.1.1. Vinhaça de milho

A vinhaça utilizada como substrato neste estudo foi coletada em duas usinas flex, localizadas no estado de Mato Grosso, Brasil, produtoras de etanol a partir de cana-de-açúcar e milho. No primeiro momento, as amostras foram coletadas em uma usina no município de Jaciara, e no segundo momento, em uma usina situada no município de São José do Rio Claro. As figuras 26 e 27 apresentam a localização das usinas flex.

Quando das recolhas das amostras de vinhaça, nas usinas apenas estava a ser processado milho para produção de etanol.

Figura 26

Mapa de localização da usina flex no município de Jaciara-MT

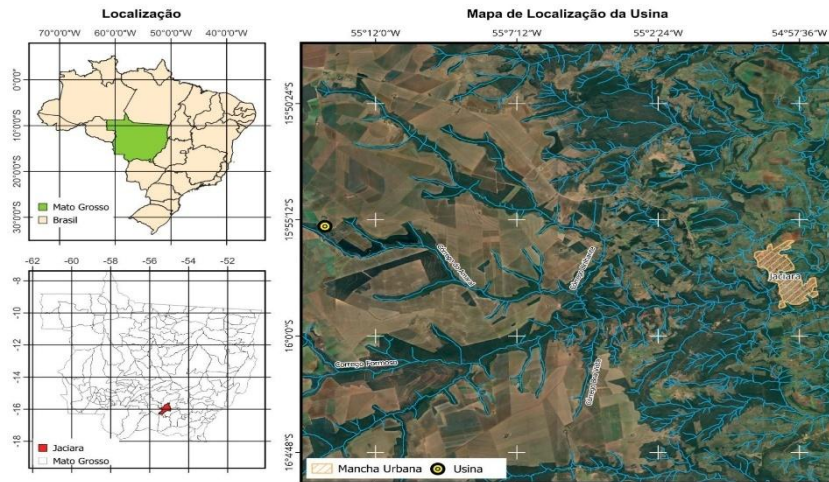
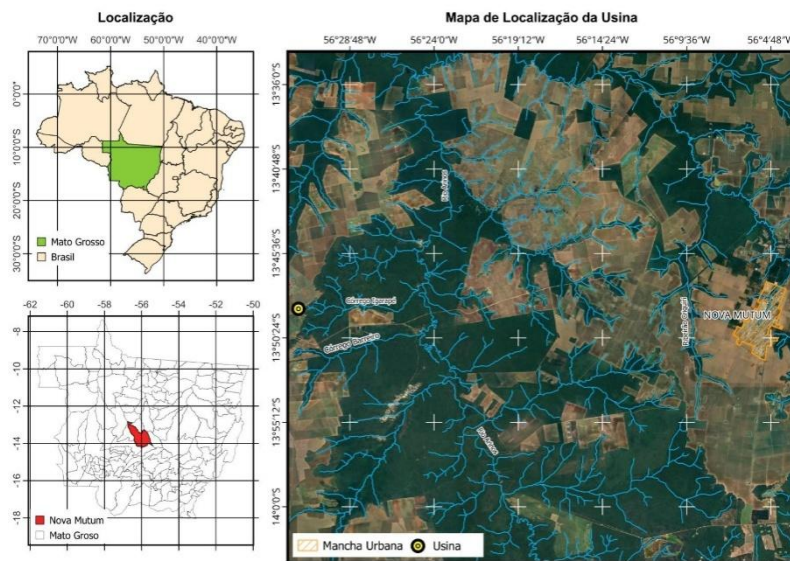


Figura 27

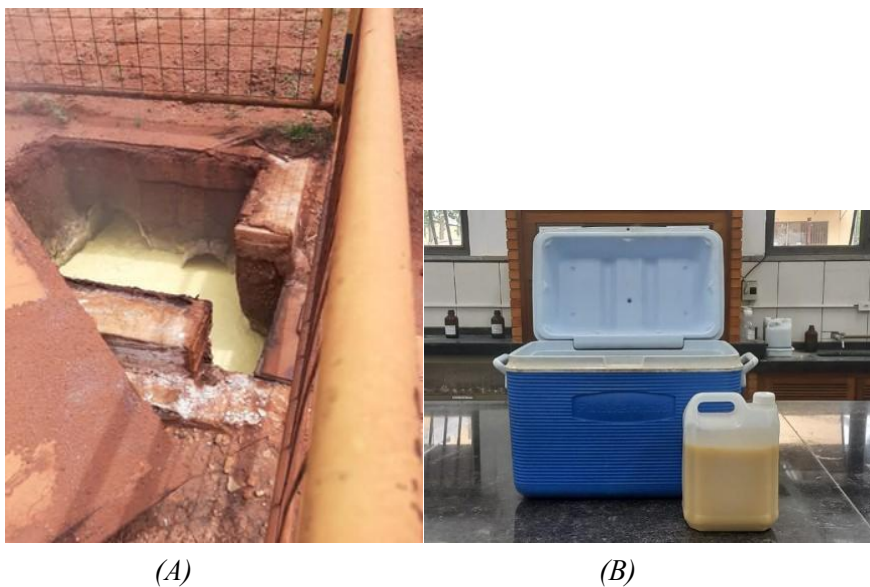
Mapa de localização da usina flex no município São José do Rio Claro-MT



A coleta do efluente bruto foi efetuada diretamente nos pontos de descarga das usinas, conforme ilustrado na figura 28, seguindo protocolos padronizados de amostragem do Guia nacional para coleta e preservação de amostras: água, sedimento, comunidades aquáticas e efluentes líquidos (ANA e CETESB, 2023).

Figura 28

Ponto de coleta do efluente bruto na usina flex no município de Jaciara-MT (A) e amostra de vinhaça de milho, no Laboratório de Análises Físico-químicas de Águas e Resíduos, no respectivo reservatório (B)



As amostras foram acondicionadas em galões de polietileno com capacidades de 5, 20 e 50 L, previamente higienizados, e transportadas sob condições de refrigeração controlada a 4 °C, a fim de preservar as amostras (ANA e CETESB, 2023) e assegurar a estabilidade físico-química dos compostos presentes.

Após o transporte, as amostras foram armazenadas em câmaras refrigeradas da marca Gelopar, modelo GRCS-4P e Frilux, modelo RF-064 1044L FNDE com temperatura monitorada de aproximadamente 4 °C (cf. figura 29), permanecendo nessas condições até a realização das análises laboratoriais.

Figura 29

Refrigeradores utilizados para preservar as amostras da vinhaça de milho



Após a caracterização da vinhaça bruta proveniente das usinas flex, procedeu-se à aplicação da análise estatística descritiva, com o objetivo de avaliar a consistência e a homogeneidade das amostras.

Para tal recorreu-se aos conceitos que, de seguida, se apresenta.

Variância Amostral (V.A.)

A variância amostral (s^2) é uma medida estatística que quantifica a dispersão ou a variabilidade dos valores de uma determinada que se afastam, em média, da média amostral (Bussab; Morettin, 2017). É determinada através da Equação 03:

$$s^2 = \frac{\sum_{i=1}^n (x_i - \bar{x})^2}{n-1} \quad (3)$$

Em que:

s^2 = Variância amostral.

\sum = Símbolo de somatório.

x_i = Cada valor individual na amostra.

\bar{x} = Média aritmética da amostra.

n = Número total de observações na amostra (tamanho da amostra).

$n-1$ = Graus de liberdade.

Desvio padrão amostral (D.P.A.)

É uma medida estatística que quantifica a dispersão de um conjunto de dados em relação à sua média.

A fórmula do desvio padrão amostral utilizada foi a raiz quadrada da variância amostral. Ela foi calculada pela raiz quadrada da soma dos quadrados dos desvios de cada valor em relação à média da amostra, dividida pelo número de elementos da amostra subtraído de 1 (Bussab; Morettin, 2017). Ou seja, pela Equação 04:

$$\sigma = \sqrt{\frac{\sum_{i=1}^n (x_i - \bar{x})^2}{n-1}} \quad (04)$$

Em que:

σ = Desvio padrão amostral.

\sum = Símbolo de somatório.

x_i = Cada valor individual na amostra.

\bar{x} = Média aritmética da amostra.

n = Número total de observações na amostra (tamanho da amostra).

$n-1$ = Graus de liberdade.

Coefficiente de variação (CV)

É uma medida estatística de dispersão relativa.

Para calcular o coeficiente de variação, divide-se o desvio padrão pela média dos dados e multiplica-se o resultado por 100 para obter um valor percentual (Bussab; Morettin, 2017), de conforme descrito pela Equação 05 seguinte:

$$CV = \frac{\bar{x}}{\sigma} \times 100 \quad (05)$$

Em que:

σ = Desvio padrão da amostra (ou população).

\bar{x} = Média da amostra (ou população).

A tabela 11 apresenta os valores dos parâmetros analisados, com o auxílio do software microsoft excel 365 personal, da vinhaça bruta e a estatística descritiva correspondente, para a vinhaça proveniente de cada usina flex.

Tabela 11

Valores dos parâmetros da vinhaça bruta nas usinas flex.

Parâmetros	n	Mín.	Máx.	Méd.	Mediana	Ampl	V.A.* (s ²)	D.P.A** (σ)	C.V.*** (%)
Usina flex no município de Jaciara-MT									
pH	5	3,50	4,30	3,90	4,07	0,80	≈ 0,098	0,313	7,94
Cor (mg PtCo/L)	5	41.004	38.270	39.637	39.484	2.734	≈ 1.088	±1.044	2,3
Turbidez (NTU)	5	10.380	10.400	10.390	10.386	24	≈ 1	±10	0,096
DQO (mg O ₂ /L)	5	62.153	64.432	63.293	63.401	2.279	≈ 697	±835	1,61
DBO (mg O ₂ /L)	5	32.570	33.270	32.920	32.905	2.602	≈ 0,063	±0,25	0,77
Usina flex no município de São José do Rio Claro-MT									
pH	3	3,50	4,36	3,93	3,7	0,86	≈ 0,063	±0,250	6,5
Cor (mg PtCo/L)	3	35.895	39.637	38.299	39.365	3.742	≈ 4.354	±2.090	5,54
Turbidez (NTU)	3	9.550	10.159	9.905	10.005	609	≈ 100	±317	3,2
DQO (mg O ₂ /L)	3	61.011	61.205	61.110	61.115	194	≈ 9	±97	0,159
DBO (mg O ₂ /L)	3	31.456	30.575	31.316	31.199	763	≈ 151	±388	1,25

* V.A (s²): Variância Amostral.

** D.P.A (σ): Desvio Padrão da Amostra.

*** CV: Coeficiente de variação.

A estatística descritiva permitiu identificar possíveis variações entre as amostras e compreender a distribuição dos valores em torno da média, fornecendo informações quantitativas sobre a dispersão e a centralidade dos dados (Bussab; Morettin, 2017).

Além disso, os parâmetros obtidos, como desvio-padrão e coeficiente de variação, indicaram a baixa variabilidade das amostras, evidenciando a uniformidade da vinhaça bruta analisada (Triola, 2018). Essa abordagem contribuiu para a validação metodológica do estudo, garantindo que os resultados fossem representativos e passíveis de reprodução em análises futuras.

A tabela 12 apresenta os valores agregados referentes às vinhaças brutas das duas usinas flex e a estatística descritiva correspondente, evidenciando que as amostras apresentam baixa variabilidade, ou seja, são **bastante homogêneas**. Os valores mostram-se consistentes entre si e revelam pequenas flutuações em torno da média. Essa característica indica uniformidade na composição das amostras, sugerindo boa reprodutibilidade dos resultados analíticos e estabilidade das características físico-químicas avaliadas (Bussab; Morettin, 2017; Triola, 2018).

Tabela 12

Valores agregados dos parâmetros da vinhaça bruta e a estatística descritiva das Usinas Flex.

Parâmetros	Resultados das Usinas Flex								
	n	Mín.	Máx.	Méd.	Mediana	Ampl.	V.A* (s ²)	D P.A** (σ)	C.V*** (%)
pH	8	3,50	4,36	3,93	3,89	0,86	≈ 101	±0,320	8,2
Cor (mg PtCo/L)	8	35.895	41.004	39.135	39.425	5.109	≈ 2.332	±1.527	3,91
Turbidez (NTU)	8	9.550	10.400	10.208	10.380	0,853	≈ 92	±0,303	2,97
DQO (mg O ₂ /L)	8	64.432	61.011	62.474	62.249	3.421	≈ 1.880	±1.371	2,19
DBO (mg O ₂ /L)	8	30.693	32.570	32.243	32.725	2.577	≈ 975	±0,950	3,03

*V.A: Variância amostral (s²)

** D.P.A (σ): Desvio Padrão da Amostra

*** CV: Coeficiente de variação

Os resultados de **pH nas duas usinas flex** variaram entre 3,50 a 4,36, correspondendo a uma corrente aquosa ácida e corrosiva, refletindo a influência direta do processo de produção, que apresentou resultados homogêneos na estatística descritiva. Durante a visita à Usina, foi possível identificar as seguintes etapas do processo da Usina Flex de Jaciara em relação ao controle do pH:

- Moagem e pré-moagem: O pH foi ajustado entre 5,0 a 6,0 com objetivo de quebrar os grãos do milho para liberar o amido.
- Na liquefação (α -amilase): Novo ajuste de pH para valores de 5,5 a 6,0, uma vez que com o pH fora deste intervalo pode haver a redução da eficiência da liquefação e geração de dextrinas incompletas.
- Sacarificação (glucoamilase): O pH foi ajustado entre 4,0 a 4,5, para transformar dextrinas em glicose fermentável. Esse pH adequado garante maior rendimento de glicose, fundamental para uma fermentação eficiente.
- Fermentação (levedura *Saccharomyces cerevisiae*): Adequação do pH na faixa de 3,5 a 4,3, com objetivo de otimizar a conversão de glicose em etanol e CO₂, controlar o crescimento de bactérias contaminantes (ex.: *Lactobacillus*) bem como manter a atividade fermentativa da levedura. Durante o processo, foi necessário monitorar cuidadosamente o pH, uma vez que valores muito baixos (< 3,5) poderiam inibir a levedura, enquanto valores de pH acima de 4,5 poderiam favorecer contaminações.

Geralmente, esse ajuste de pH ocorre com ácidos inorgânicos (ácido sulfúrico (H₂SO₄) e ácido fosfórico (H₃PO₄)) ou ácidos orgânicos (ácido láctico, ácido acético e ácido cítrico). Os resultados da **cor da vinhaça de milho nas usinas flex**, variaram de 35.895 a 41.004 mg PtCo/L, com média 39.135 mg PtCo/L, com um aspecto amarelo/acastanhado a pouco escuro, que estava relacionado principalmente à matéria orgânica dissolvida; pigmentos do milho; reações de Maillard na qual açúcares redutores reagem com grupos amino para formar compostos coloridos de alto peso molecular (melanoidinas) durante as etapas finais da reação; compostos fenólicos; ou pela oxidação durante a fermentação e armazenamento e possível degradação microbiológica (Espanha-Gamboa, 2011; Fuess, 2013).

Esses resultados da cor indicam que o baixo valor de coeficiente de variação, aliados a desvios-padrão pequeno, evidenciam que as amostras são consistentes e homogêneas, refletindo estabilidade nos processos e nas amostras analisadas (Bussab; Morettin, 2017). A **turbidez da vinhaça de milho** apresentou valores entre 9.550 e 10.403 NTU, com média de 10.208 NTU, indicando a presença de sólidos suspensos como fibras, partículas orgânicas, microrganismos, precipitados e resíduos do processo fermentativo (leveduras, bagaço, ou outros subprodutos da fermentação). Alguns minerais presentes no processo como cálcio, magnésio e fósforo (Hoarau et al., 2018; Moraes; Zaiat; Bonomi, 2015), podem formar precipitados (unindo-se a carbonatos, fosfatos) na vinhaça.

Os valores apresentaram baixa dispersão entre as amostras e o coeficiente de variação (CV) revelou-se baixo, o que indica estabilidade do efluente. Essa homogeneidade foi essencial para a confiabilidade na utilização do mesmo (Triola, 2018).

Os **resultados de DQO** foram de 61.011 a 64.432 mg O₂/L com média de 62.474 mg O₂/L e valores de **DBO₅** de 33.270 a 30.693 mg O₂/L e com média de 32.243 mg O₂/L, valores próximo aos citados de vinhaça de milho por Araújo & Oliveira (2021), confirmando a elevada carga orgânica da vinhaça de milho.

Os elevados valores de DQO e DBO₅ observados na vinhaça de milho refletem, conforme referido, a alta concentração de matéria orgânica residual, decorrente da composição química do milho, rico em amido, carboidratos, fibras, proteínas e lipídios (Dala-Paula, 2022), que se mantém durante os processos de fermentação e destilação.

De acordo com os resultados da estatística descritiva, o coeficiente de variação DQO e DBO₅, apresentou valores baixos, indicando elevada homogeneidade entre as amostras. Valores de coeficiente de variação inferiores a 10% são característicos de sistemas com boa uniformidade de composição, refletindo consistência nas amostras analisadas (Bussab; Morettin, 2017).

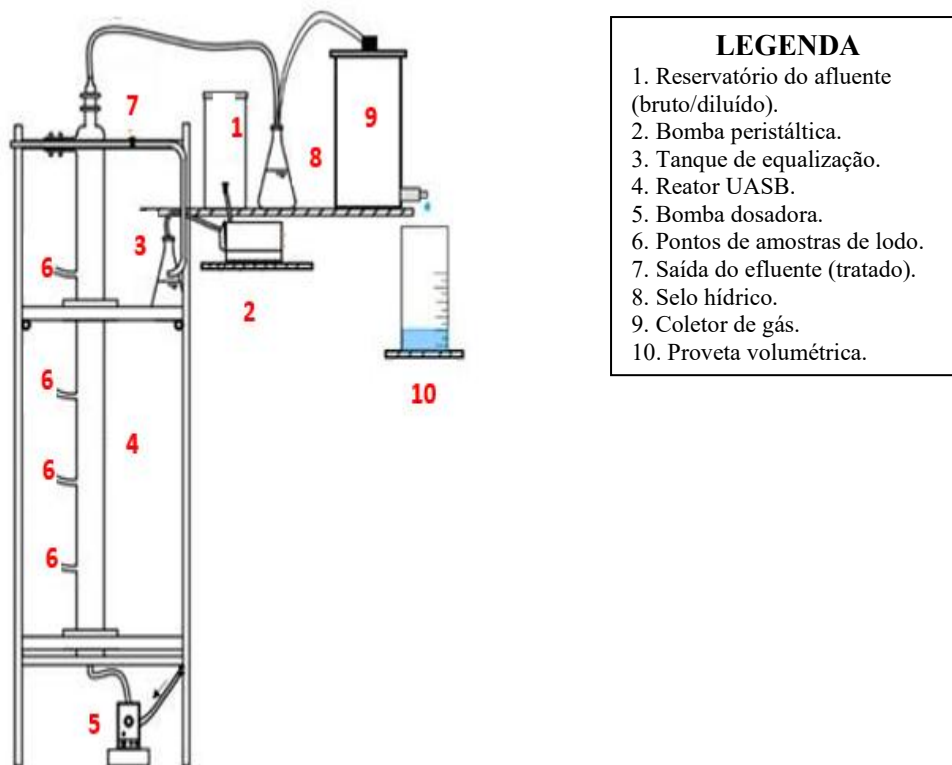
A relação DBO₅/DQO próxima de 0,5 indica biodegradabilidade da vinhaça de milho (Tchobanoglous, 2003). Esse potencial permite seu tratamento por processos anaeróbios, como a digestão anaeróbia. Além de reduzir a carga orgânica, o processo possibilita a geração de energia renovável a partir do biogás.

2.1.2. Descrição experimental

O experimento foi realizado no Laboratório de Análises Físico-químicas de Águas e Resíduos no (LAFQAR) da Universidade Federal de Mato Grosso, localizado no município de Cuiabá, capital de Mato Grosso, Brasil. A figura 30 apresenta a ilustração do reator UASB em escala piloto.

Figura 30

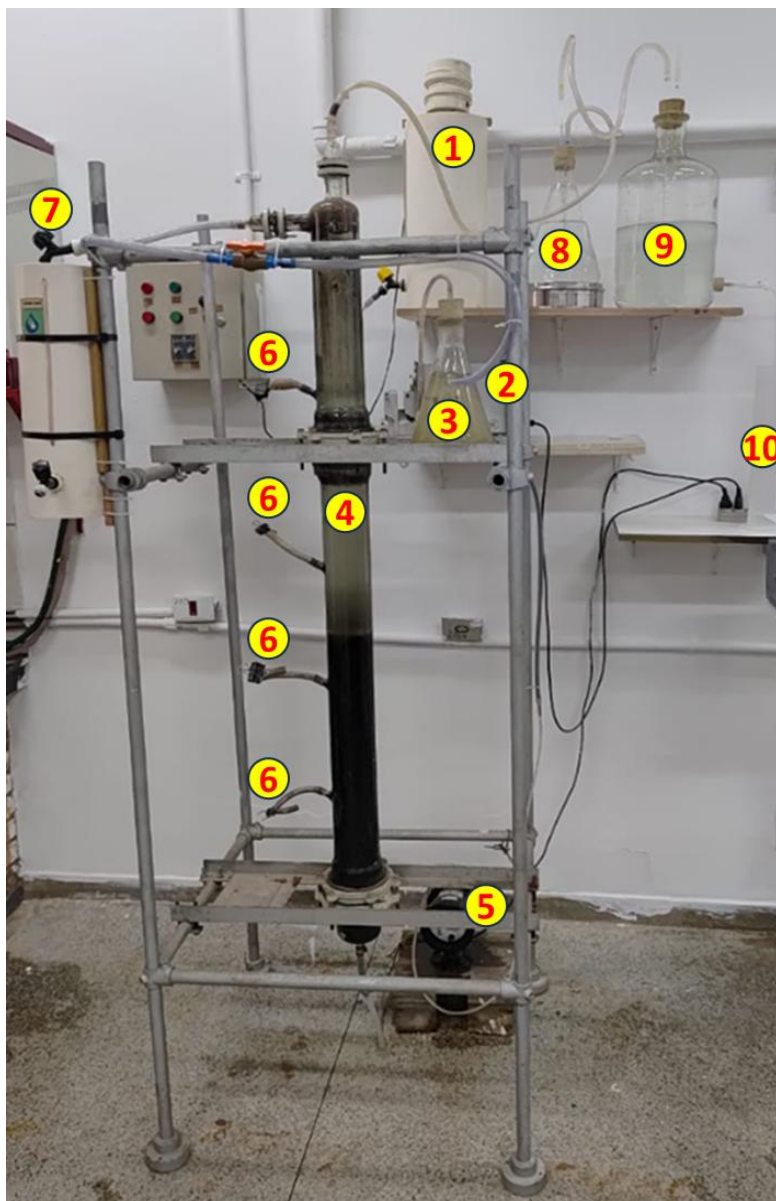
Ilustração esquemática do reator UASB em escala piloto construído no LAFQAR/DESA



A figura 31 mostra uma fotografia da instalação do reator UASB em escala piloto empregada na condução do processo de tratamento da vinhaça de milho submetido ao aumento gradativo da carga orgânica (DBO₅ e DQO).

Figura 31

Fotografia da instalação do reator UASB



LEGENDA

1. Reservatório do afluente (bruto/diluído).
2. Bomba peristáltica.
3. Tanque de equalização.
4. Reator UASB.
5. Bomba doseadora.
6. Pontos de amostras de lodo.
7. Saída do efluente (tratado).
8. Selo hidráulico.
9. Coletor de gás.
10. Proveta volumétrica.

O tratamento da vinhaça de milho teve início com o reservatório destinado ao efluente bruto (ou diluído) da mesma, possuía uma capacidade de 10 L e era construído em PVC (cf. Figura 32). Esse efluente era doseado por uma bomba peristáltica Heidolph Modelo Pump drive PD5002 para um tanque de equalização, ao qual se juntava parte do efluente tratado proveniente do reator UASB (corrente aquosa de recirculação).

Figura 32

Reservatório de PVC e bomba peristáltica que doseava efluente por tratar para o tanque de equalização



Por sua vez, o tanque de equalização, construído de vidro borossilicato, tinha como funções a diluição de poluentes, o controle do tempo de detenção hidráulica (TDH) e controle da carga orgânica volumétrica (COV) (Baldovi, 2019; Cunha et al., 2024, Lima, 2024) (cf. Figura 33).

Figura 33

Tanque de equalização



Posteriormente, o efluente foi doseado diretamente para a base do reator UASB, resultando numa corrente de fluxo ascendente, por meio de uma bomba doseadora Injetronic modelo V-1,5/P4,0 (cf. Figura 34). O caudal de alimentação do reator, com volume de 10 L e tempo de detenção hidráulica (TDH) de 8 h, foi de 1,25 L/h ou 0,0208 L/min.

Figura 34

Bomba doseadora para a corrente de entrada no reator UASB



Conforme referido, o reator UASB possuía um volume útil de 0,010 m³, formato circular, confeccionado a partir de vidro borossilicato, com 0,10 m de diâmetro e 1,83 m de altura total, constituído por três partes, conforme ilustrado na figura 35.

Figura 35

Peças que constituíam o reator UASB



a) Zona inferior

b) Zona intermediária

c) Zona superior

Na **Zona Inferior** foi colocado uma placa de acrílico com orifícios de 3 mm de diâmetro, distribuídos uniformemente, de forma a dispersar adequadamente a corrente de entrada e evitar a formação de fluxos preferenciais (cf. Figura 36). Foram também colocadas bolas de vidro de 16 mm de diâmetro antes dessa placa de orifícios. As esferas atuam como dispersores hidráulicos, dissipando a energia do fluxo e promovendo uma mistura mais uniforme do efluente com o manto de lodo, além de minimizar o risco de entupimento e de erosão da biomassa.

Figura 36

Dispositivo hidráulico para garantir distribuição uniforme da corrente de entrada, na zona inferior do reator UASB (placa e bolas de vidro)

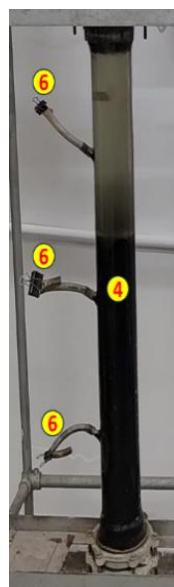


A **Zona Intermediária** do reator UASB localiza-se entre a manta de lodo e o separador trifásico (cf. Figura 37). Nessa região ocorre o contato mais intenso entre o efluente ascendente e os flocos de lodo anaeróbio, promovendo a digestão da matéria orgânica e a estabilização do processo biológico (Campos, 1999). O material particulado mais leve tende a se desprender e seguir para a zona superior, enquanto o lodo mais denso se mantém na parte inferior juntamente com a manta (Chenicharo, 2007).

Através das mangueiras (portas) de amostragem (cf. Figura 37), existentes na zona intermediária do reator UASB procedeu-se à recolha de amostras da biomassa. Esse procedimento possibilita avaliar o desempenho do reator.

Figura 37

Zona intermediária com pontos de amostragem



LEGENDA

- 4. Reator UASB.
- 6. Pontos de amostras de lodo.

Na ***Zona Superior*** localiza-se o separador de líquidos e gases. O efluente tratado era conduzido para fora do reator por uma saída lateral inferior, enquanto o biogás era coletado na parte superior, que possuía o formato de uma campânula (cf. Figura 38).

Figura 38

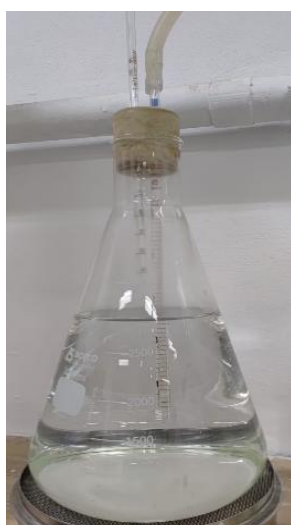
Separador líquido e gases do reator UASB



A coleta do biogás produzido durante a operação do processo biológico foi realizada pela parte superior do separador líquido e gases do reator. Em seguida, os gases foram conduzidos ao um selo hídrico (cf. Figura 39), procedimento adaptado do descrito por Andrade (1995).

Figura 39

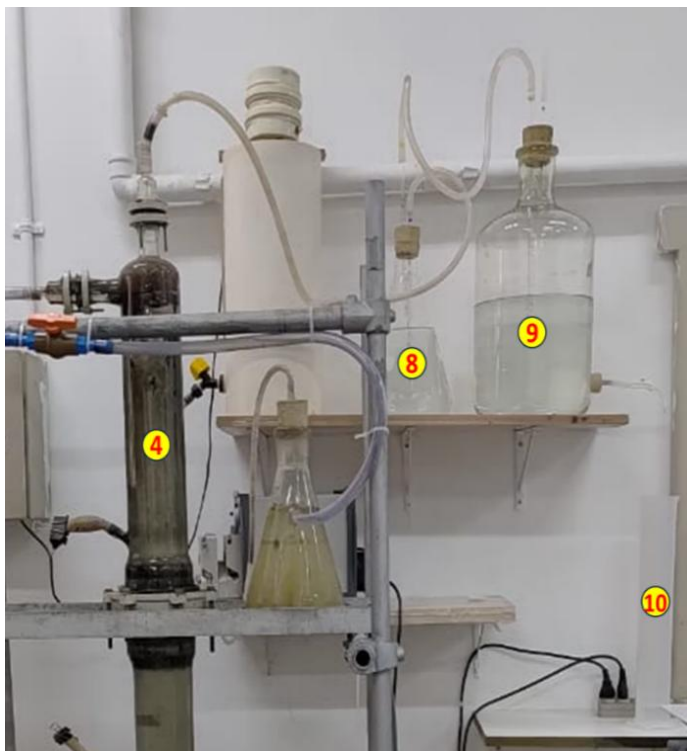
Selo hídrico



Logo após o selo hídrico foi realizada a quantificação do volume do biogás gerado, usando a técnica de Mariote (Andrade, 1995) (cf. Figura 40). Não foi determinada a composição química do biogás.

Figura 40

Instalação do reator UASB com destaque para selo hídrico, reservatório de Mariotte e proveta



LEGENDA

- 4. Reator UASB.
- 8. Selo hídrico.
- 9. Coletor de gás.
- 10. Proveta volumétrica.

Partida do reator anaeróbio

O pH da vinhaça de milho bruto, proveniente das duas usinas flex, possuía valores situados entre 3,5 a 4,36. Diante dessa situação, foi necessário realizar a correção do pH no reservatório do afluente da vinhaça, para valores próximos da neutralidade. Se o pH fica baixo, o desenvolvimento dos microrganismos tende a ficar inibido, reduzindo a eficiência da remoção de matéria orgânica e geração de biogás. A correção foi efetuada usando uma solução de hidróxido de sódio, 1M, preparada a partir de reagente P.A., a fim de garantir um pH inicial de 6,5.

O lodo anaeróbio utilizado como inóculo (lodo de semeadura) para o *start-up* correspondeu a 10% do volume do reator, sendo utilizado em sua forma bruta, sem qualquer tratamento prévio e foi recolhido na Estação de Tratamento de Esgoto Doméstico São Matheus, que incorpora um reator UASB, e que está localizada no município de Várzea Grande – MT (cf. Figura 41).

Figura 41

Recolha da amostra de lamas de uma Estação de Tratamento de Esgoto Doméstico, para utilização como inóculo do reator UASB



O lodo recolhido apresentava as seguintes características: pH = 6,85; Sólidos Totais = 3.315 mg ST/L; e Sólidos Voláteis Totais = 2.426 mg STV/L, resultando em uma relação STV/ST=0,73. De referir que esse valor indicia a existência de uma elevada fração orgânica, correspondendo a uma grande quantidade de biomassa ativa, sendo, portanto, um lodo de boa qualidade para partida e a estabilidade do reator UASB (Campos, 1999 e Chenicharo, 2007).

A partida do reator UASB, com a adição do inóculo e o início da alimentação, seguiu a metodologia descrita por Moreira et al. (2020):

- Inicialmente, o inóculo foi introduzido com o reator vazio para evitar perdas de lodo durante a transferência, processo conduzido com máxima cautela para garantir sua deposição adequada no fundo do reator.
- Seguiu-se um período de 48 horas, no qual o lodo foi mantido em repouso, para eliminar possíveis traços de oxigênio introduzidos durante a transferência e permitir sua adaptação gradual à temperatura ambiente.
- Decorrido o período de repouso, o reator foi alimentado com vinhaça diluída, com um DQO de 500 mg O₂/L, obtida a partir de uma vinhaça com concentração inicial de 60.000 mg O₂/L, utilizando 41,7 mL de vinhaça concentrada aos quais se adicionaram 4.958,3 mL de água. De referir que essa vinhaça diluída também apresentava DBO₅ de 238 mg O₂/L e pH de 6,5. O reator foi então preenchido até cerca de metade de seu volume útil, correspondente a 5 L, sendo novamente deixado em repouso por 24 horas.

- Em seguida, o reator foi cheio com vinhaça diluída com a mesma composição, a fim de permitir a adaptação gradual do lodo às características do efluente. Na sequência, e durante duas semanas, o sistema foi alimentando com uma nova vinhaça diluída agora com as seguintes características: DQO de 1.000 mg O₂/L, DBO₅ de 455 mg O₂/L e pH de 6,5, seguido de uma outra semana com uma vinhaça diluída contendo um DQO de 1.500 mg O₂/L, DBO₅ de 651 mg O₂/L e pH de 6,5, sendo ambos operados com vazão de 20,8 L/min.

Funcionamento contínuo do Reator UASB

A primeira fase experimental estendeu-se por 250 dias, dividida em 6 períodos, nos quais foram aplicadas diferentes Cargas Orgânicas Volumétricas (COV) expressas em termos de DQO, correspondendo ao planeado aumento gradativo da mesma (cf. Tabela 13).

Tabela 13

Concentração do efluente (vinhaça) à entrada, carga orgânica volumétrica, tempo de detenção hidráulico, para cada um dos seis períodos temporais em que decorreu a operação do processo biológico, na 1.ª fase experimental.

Período (dias)	Concentração DQO (mg O ₂ /L)	COV ((kg O ₂ /(m ³ .d))	Tempo de Detenção Hidráulica (TDH)
Período I - 0–20 dias	2.500	7,5	8
Período II - 21–40 dias	5.000	15	8
Período III - 41–60 dias	10.000	30	8
Período IV - 61–80 dias	20.000	60	8
Período V - 81–100 dias	40.000	120	8
Período VI - 101–250 dias	60.000	180	8

A segunda fase experimental ocorreu aproximadamente dois anos após a primeira fase, e estendeu-se por 90 dias, onde se procurou avaliar a resiliência do reator UASB a um novo processo de tratamento de vinhaça, uma vez que o funcionamento do sistema nunca foi interrompido (tabela 14).

Tabela 14

Concentração do efluente (vinhaça) à entrada, carga orgânica volumétrica, tempo de detenção hidráulico, para cada um dos seis períodos temporais em que decorreu a operação do processo biológico, na 2.ª fase experimental.

Período (dias)	Concentração DQO (mg O ₂ /L)	COV (kg O ₂ /(m ³ .d))	Tempo de Detenção Hidráulica (TDH)
Período I - 0–15 dias	2.500	7,5	8
Período II - 16–30 dias	5.000	15	8
Período III - 31–45 dias	10.000	30	8
Período IV - 46–60 dias	20.000	60	8
Período V - 61–75 dias	40.000	120	8
Período VI - 76–90 dias	60.000	180	8

2.1.3. Métodos analíticos

No presente estudo, adotou-se uma abordagem integrada de monitoramento para garantir a eficiência e estabilidade do tratamento de vinhaça em reator UASB.

Foram monitorados os parâmetros: Temperatura, Alcalinidade Intermediária (AI) e Alcalinidade Parcial (AP), pH, Demanda Química de Oxigênio - DQO e Demanda Bioquímica de Oxigênio - DBO₅, de acordo com *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater*, 22st Ed., 2012 (tabela 15).

Tabela 15

Parâmetros monitorizados, referência do método e equipamentos utilizados para essa medição.

Parâmetro	Referência	Equipamentos
Temperatura	Método eletrométrico.	pH portátil Sension+
Alcalinidade Intermediária (AI) e Alcalinidade Parcial (AP)	Método de titulação potenciométrica	pH portátil Sension+ Metrohm Herisau Multi-Burette E485 20 ml
pH	Método 4500 B Potenciometria.	pH portátil Sension+
Cor	Método 2120 B Espectrofotométrico.	Espectrofotômetro UV-VIS DR 6000
Turbidez	Método 2130 C Turbidimétrico	Turbidímetro portátil 2100q
DBO ₅	Método 5210 B Respirométrico	Incubadora de DBO ₅
DQO	Método 5220 B Refluxo fechado	Bloco Digestor de DQO Dry Block Espectrofotômetro UV-VIS DR 6000
Sólidos Totais (ST)	Método 2540 G Gravimétrico	Estufa de secagem e esterilização Mod. 320-SE
Sólidos Voláteis Totais (SVT)	Método 2540 G Gravimétrico	Forno mufla KK260 SO 1060 (Linn Elektro Therm):
Sólidos Voláteis Totais (SVT)	Método 2540 G Gravimétrico	Forno mufla KK260 SO 1060 (Linn Elektro Therm):

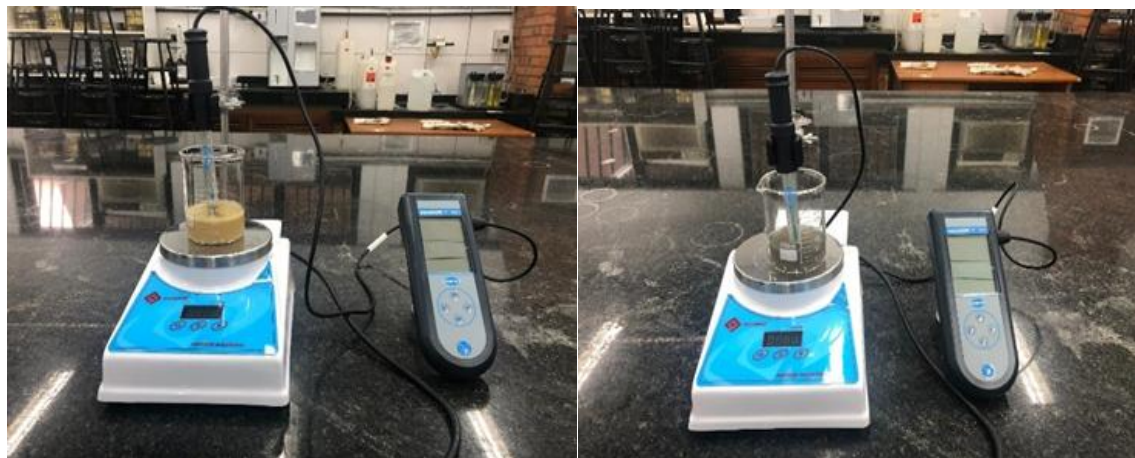
Medida de pH

As figuras 42 (A e B) mostram o pHmetro utilizado para análises de alcalinidade do afluente bruto e tratado. O procedimento foi o seguinte: Colocou-se 50 mL de amostra em béquer com barra magnética. Depois homogeneizou a amostra utilizando agitador magnético em velocidade baixa.

Lavou-se o eletrodo de pH com água destilada e inseriu na amostra agitada, evitando contato com o fundo. Aguardou a estabilização da leitura no pHmetro e depois registrar o valor. Lavou o eletrodo com água destilada após cada medição para guardar.

Figura 42

pHmetro com amostra bruta (A) e tratado (B)



A)

B)

Medida de cor

Para a análise de cor foi utilizado um espectrofotômetro para determinar a cor do efluente bruto e tratado pela leitura da absorvância da amostra filtrada a um comprimento de onda de 455 nm, usando um espectrofotômetro calibrado com padrões platina-cobalto (Pt-Co) (cf. Figura 43). A cor foi calculada a partir de uma curva de calibração e expressa em unidades Pt-Co. O procedimento exige o uso de cubetas limpas e realização de calibração adequada para evitar interferências.

Figura 43

Espectrofotometro DR6000 usado para a medição da cor



Medida de turbidez

As análises de turbidez foram realizadas através da medição da luz dispersada por partículas suspensas na amostra, utilizando um turbidímetro calibrado com padrões de formazina. A amostra foi homogeneizada e transferida para uma cubeta limpa, sendo objeto de leitura realizada diretamente no equipamento (cf. Figura 44). Caso a turbidez ultrapassasse a faixa de medição, a amostra era diluída, sendo o resultado corrigido pelo fator de diluição. Os resultados foram expressos em NTU. Procurou-se ter cuidados específicos para evitar a formação de bolhas que interferissem nas leituras.

Figura 44

Turbidímetro utilizado para a medição da turbidez



Medida de alcalinidade

A figura 45 ilustra uma fase do procedimento para determinação da alcalinidade parcial e intermediária por titulação potenciométrica. Consiste em adicionar gradualmente uma solução de ácido clorídrico padrão (HCl) à amostra de efluente enquanto se monitora o potencial elétrico com um eletrodo de pH.

O ponto de equivalência é identificado a partir da curva de potencial *versus* volume de ácido adicionado, substituindo a necessidade de indicadores colorimétricos. A partir dos volumes de ácido consumidos nos pontos correspondentes à alcalinidade parcial e intermediária, calculou-se a alcalinidade em mg CaCO₃/L usando as correspondentes fórmulas.

Figura 45

Procedimento utilizado para a determinação da alcalinidade



Demanda Bioquímica de Oxigênio

O procedimento resumido para análise de DBO_5 consistiu em recolher volumes conhecidos da amostra de efluente, distribuindo-os em frascos Winkler. Em seguida, adicionou-se a solução nutritiva adequada, contendo sais como NH_4Cl , KH_2PO_4 e $MgSO_4$, conforme o protocolo padrão. Realizou-se a medição da oxigenação inicial da amostra (OD_0) e, em seguida, os frascos foram incubados a $20\text{ }^\circ\text{C}$ por cinco dias. Após o período de incubação, mediu-se a oxigenação final (OD_5) e calculou-se a DBO_5 com base na diferença de oxigênio consumido entre o início e o final do ensaio (cf. Figura 46).

Figura 46

Frascos de Winkler com amostras na incubadora para determinação de DBO_5



Demanda Química de Oxigênio

O procedimento para determinação de DQO pelo método da digestão consistiu em adicionar uma alíquota da amostra a um frasco contendo previamente reagentes de dicromato de potássio e ácido sulfúrico. A mistura foi homogeneizada e aquecida no digestor a temperatura 150 °C por 2h, promovendo a oxidação completa da matéria orgânica (cf. Figura 47). Após o resfriamento, adicionou-se solução de ferro-amônio ou outro agente redutor, se necessário, e mediu-se a absorvância ou concentração de oxigênio consumido. A DQO foi então calculada com base na quantidade de oxidante consumido, expressa em mg O₂/L.

Figura 47

Digestor de DQO com amostras da água residual



Sólidos Totais Voláteis

O método consistiu na determinação gravimétrica dos sólidos fixos e voláteis presentes em volumes de amostras recolhidas do sistema de tratamento, por meio de etapas sucessivas de secagem e ignição.

Inicialmente, a amostra foi seca numa estufa (cf. Figura 48) a uma temperatura de 103–105 °C até massa constante. Como este procedimento determina-se a concentração de sólidos totais.

Figura 48

Estufa utilizada para a determinação da Concentração de sólidos totais



Em seguida, o material seco foi incinerado em mufla (Forno de câmara KK series - marca Linn High Therm) a 550 °C por algumas horas, processo que permite a *separação* entre frações mineral e volátil (cf. Figura 49). As massas obtidas antes e após a ignição permitem calcular os sólidos fixos e voláteis, expressos em mg/L. Trata-se de um método amplamente utilizado na caracterização de efluentes e lodos em processos de tratamento.

Figura 49

Mufla utilizada para a determinação da concentração de sólidos fixos e voláteis



Em particular, a determinação da concentração de sólidos foi utilizada para caracterizar a biomassa envolvida no processo biológico de tratamento, seguindo o descrito por Campos (1999).

Em primeiro lugar, determinou-se a quantidade de biomassa (m_i) em cada zona do reator (Equação 6),

$$m_i = C_i \times V_i \quad (6)$$

Em que:

m_i = Quantidade de biomassa (mg STV).

C_i = Concentração de biomassa (mg STV/L).

V_i = Volume do reator abrangido pela porta de amostragem i .

O cálculo da quantidade de biomassa no compartimento de digestão (m_d) foi realizado pela soma das massas obtidas em cada uma das zonas de amostragem.

A Equação 7, permite calcular uma concentração média de biomassa (C_b) no reator UASB.

$$C_b = \frac{C_1 \times V_1 + C_2 \times V_2 + C_3 \times V_3 + C_4 \times V_4}{V_1 + V_2 + V_3 + V_4} \quad (7)$$

Eficiência de remoção de DBO₅ e DQO

A eficiência de remoção de matéria orgânica em reatores UASB foi avaliada por meio das concentrações afluentes e efluentes em DBO₅ e DQO. O cálculo seguiu a mesma lógica para ambos os parâmetros (Campos, 1999) (Equação 8):

$$\varepsilon_r = \frac{S_a - S_e}{S_a} \times 100 \quad (8)$$

Em que:

ε_r = Eficiência de remoção de matéria orgânica (%)

S_a = Concentração de DBO₅ ou DQO no afluente (mg O₂/L)

S_e = Concentração de DBO₅ ou DQO no efluente (mg O₂/L)

Cálculo da produção de biogás no reator UASB

A produção de biogás em reatores UASB pode ser estimada a partir da matéria orgânica removida por unidade de tempo, calculada pela diferença entre as concentrações de DBO₅ do afluente e do efluente, a multiplicar pelo caudal volumétrico.

Assim, a geração de biogás é determinada relacionando-se a vazão afluente à fração de matéria orgânica efetivamente degradada, conforme expresso na Equação 9 seguinte (Chernicharo, 2007):

$$Q_{CH_4} = Q \times (S_a - S_e) \times y_{CH_4} \quad (9)$$

Em que:

Q_{CH_4} = Vazão de metano produzido (m³/dia)

Q = Vazão do afluente (m³/dia)

y_{CH_4} = Produção de metano foi de 0,35 por DBO₅ removida

Considerando, também por hipótese, que 65% do biogás formado é metano, pode ser estimado o caudal de biogás produzido (Q_{bg}) através da Equação 10:

$$Q_{bg} = \frac{Q_{CH_4}}{0,65} \quad (10)$$

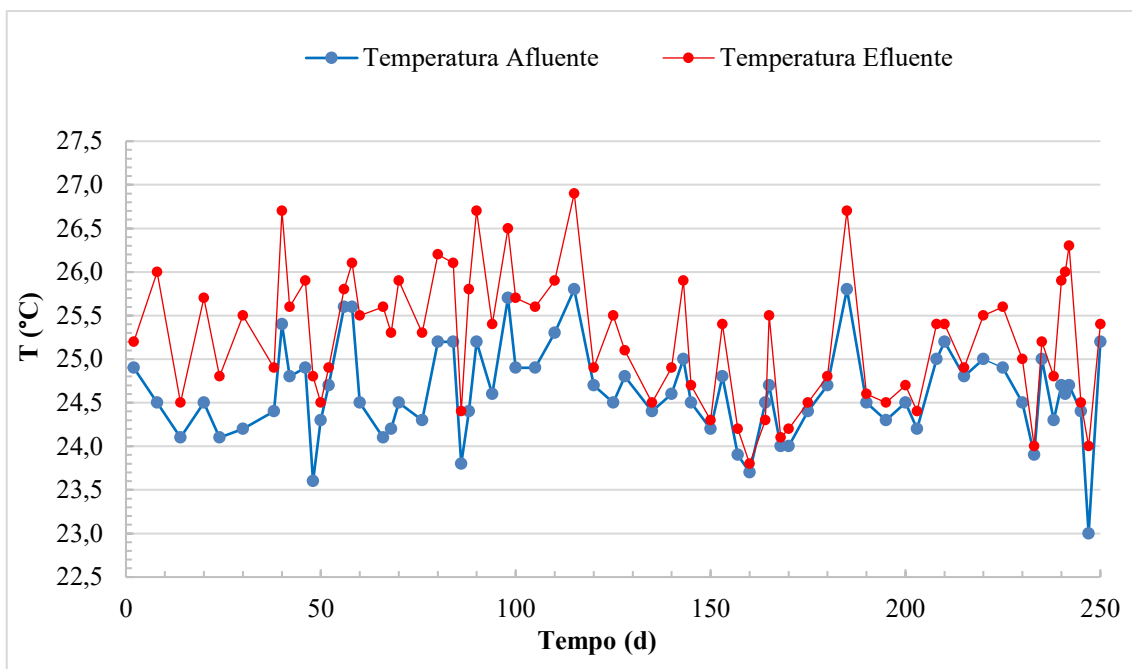
2.2. Resultados e discussão

2.2.1. Temperatura

A figura 50 apresenta as variações das temperaturas do afluente e do efluente tratado no reator UASB registradas ao longo do estudo, ambas permaneceram dentro da faixa mesofílica, entre 20 °C e 45 °C (Chernicharo, 2007). A temperatura média do afluente foi de 24,76 °C, enquanto a do efluente foi ligeiramente superior, com média de 25,06 °C.

Figura 50

Evolução da temperatura do afluente e do efluente tratado ao longo do tempo da primeira fase experimental



Não houve variação significativa das temperaturas, o desvio padrão foi de 0,61 °C para a afluente e 0,92 °C para a efluente, evidenciando a estabilidade térmica do reator ao longo do período monitorado.

Essa estabilidade térmica foi essencial para manter o desempenho do sistema, pois variações abruptas de temperatura reduzem a atividade metabólica dos microrganismos (Souza et al., 2025). Cada grupo bacteriano apresenta uma faixa ótima de crescimento, e qualquer desvio dessa faixa de temperatura reduz sua taxa metabólica e, portanto, a eficiência do processo biológico.

O método estatístico determinado pelo software microsoft excel 365 personal de identificação de *outliers* revelou a presença de apenas um valor atípico na temperatura da afluente (23,0 °C), abaixo do limite inferior de 23,25 °C.

Este valor provavelmente não comprometeu a operação do reator, uma vez que foi isolado e a temperatura geral manteve-se estável. Na temperatura do efluente, não foram detectados outliers, reforçando a uniformidade térmica do sistema.

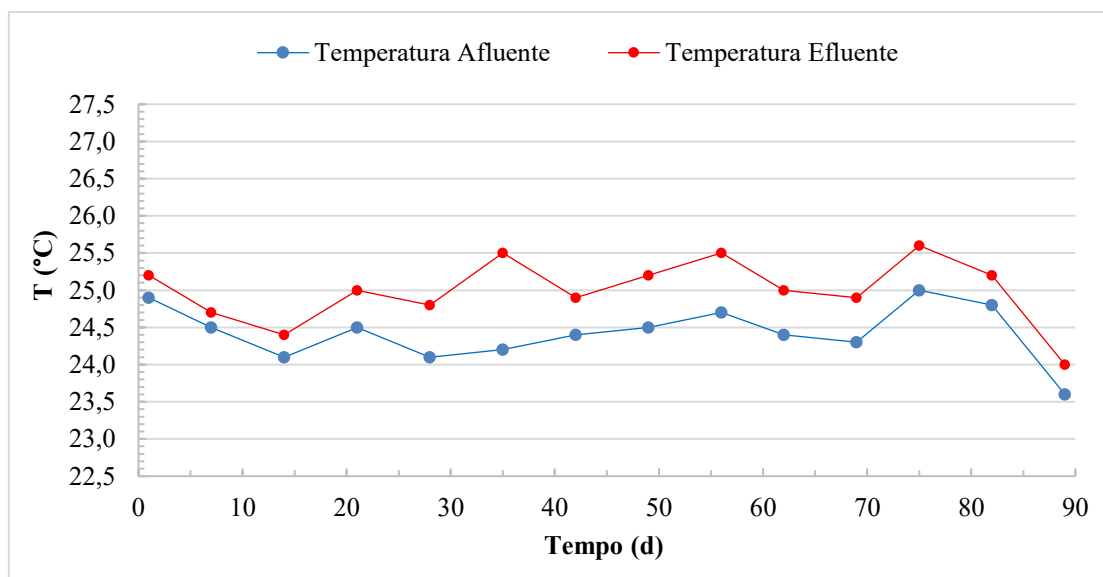
Esses resultados estão alinhados com a literatura que destaca que a temperatura exerce papel essencial não somente na regulação das atividades metabólicas e produção microbiana, mas também influencia as reações bioquímicas e as taxas de transferência de gases dentro do reator (Metcalf & Eddy, 2014). Além disso, a manutenção da temperatura na faixa mesofílica, especialmente em regiões de clima quente, como a aquela em que a experiência decorreu, favorece a eficiência na remoção da carga orgânica, possibilitando aumentos gradativos com manutenção da performance do sistema.

Dessa forma, a condição térmica observada no reator UASB contribuiu para a estabilidade do processo anaeróbico e para a eficiência no tratamento, confirmando a adequação do controle de temperatura para o crescimento e desenvolvimento das populações microbianas essenciais para a degradação da matéria orgânica.

A figura 51 apresenta os resultados das temperaturas medidas no afluente e no efluente do reator UASB, na segunda fase experimental, observando-se que as mesmas se mantiveram estáveis ao longo do período monitorado, tendo um comportamento semelhante ao observado na primeira etapa, por exemplo, com a temperatura à saída superior à da entrada.

Figura 51

Evolução da temperatura do afluente e do efluente tratado ao longo do tempo da segunda etapa



A temperatura do afluente apresentou uma média de 24,39 °C, com variação mínima (23,6–25,0 °C) e desvio-padrão de 0,36 °C, enquanto a temperatura efluente apresentou uma média de 25,03 °C, variando entre 24,0 e 25,6 °C, com desvio-padrão de 0,43 °C.

Variações semelhantes foram observadas na primeira etapa do experimento. A pequena amplitude térmica observada em ambos os pontos indica condições operacionais estáveis, sem oscilações que pudessem comprometer o desempenho biológico do reator semelhante a primeira fase.

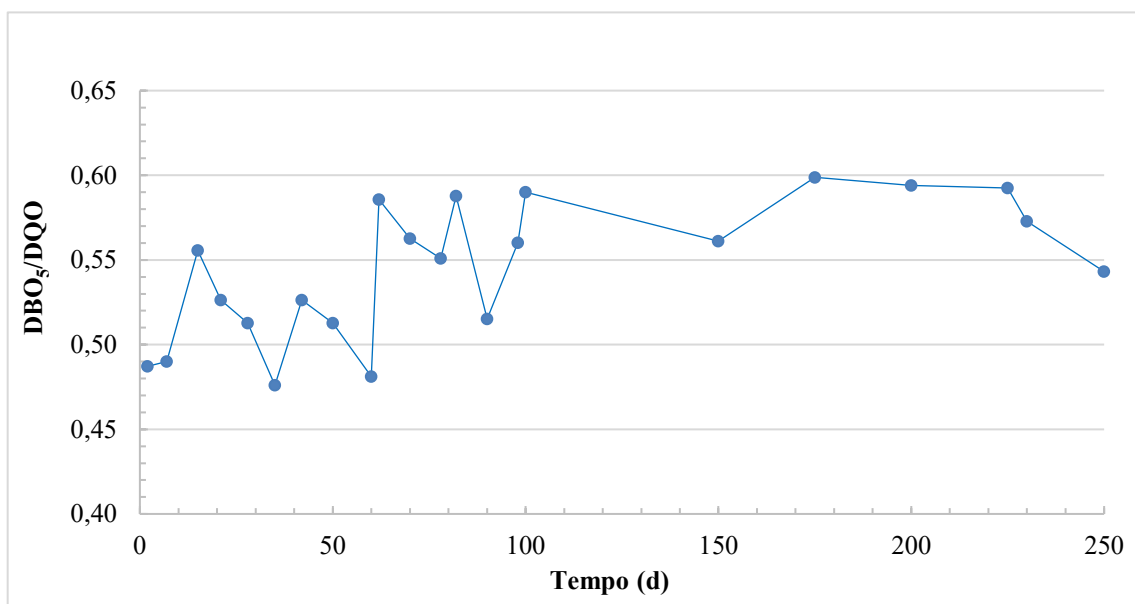
2.2.2. Relação DBO₅/DQO

A razão média de DBO₅/DQO do afluente foi de **0,54**, indiciando que 54% da matéria orgânica presente é biodegradável. Isso demonstra que o efluente a tratar possui uma fração orgânica assimilável pelos microrganismos anaeróbios, fundamental para o bom funcionamento do reator.

Valores superiores a 0,50 são considerados indicativos de um efluente com maior biodegradabilidade, evidenciando uma menor presença de compostos recalcitrantes ou de difícil degradação (Tchobanoglous, Burton e Stensel, 2003; Von Sperling, 2014) (cf. Figura 52). Ou seja, esta faixa considerada aceitável sugere que o afluente possui uma fração significativa de matéria orgânica que pode ser decomposta por microrganismos, facilitando o tratamento biológico.

Figura 52

Razão DBO₅/DQO no efluente a tratar na primeira fase experimental

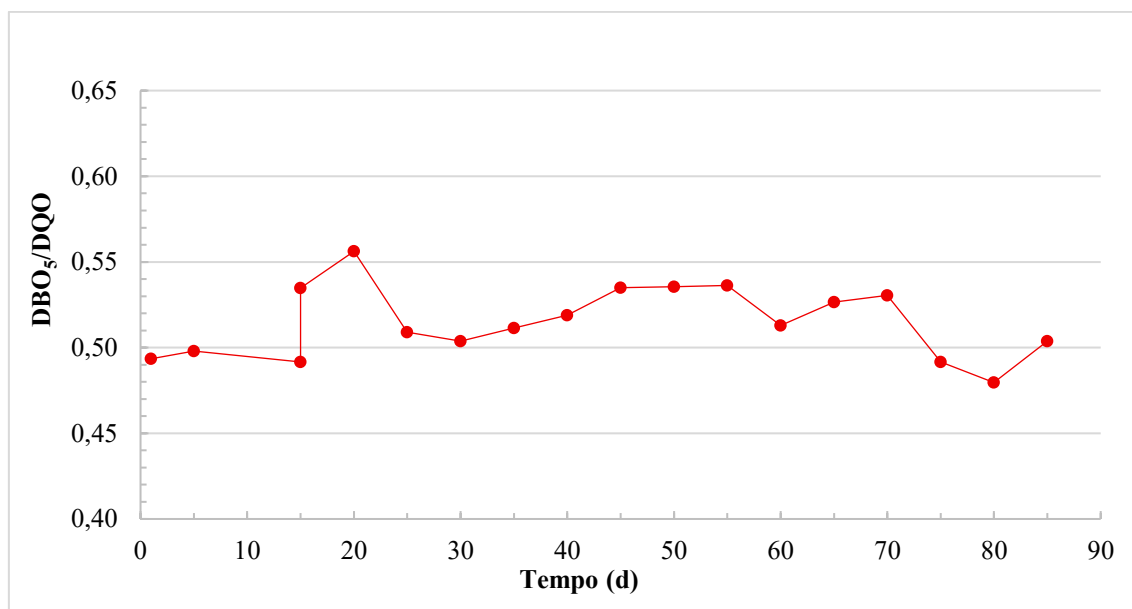


A figura 53 apresenta os resultados obtidos, durante a segunda fase experimental, para a fase experimental, para a razão DBO_5/DQO , com um valor médio de 0,52. O valor manteve-se próximo ao da primeira fase de 0,54 (c.f Figura 53), indicando uma maior biodegradabilidade do afluente. Valores superiores a 0,50, conforme Sperling (1995), refletem predominância de matéria orgânica facilmente degradável.

A baixa variabilidade dos dados confirma estabilidade na composição do afluente. De novo, esses resultados sustentam condições favoráveis ao metabolismo anaeróbio (Chernicharo, 2007).

Figura 53

Razão DBO_5/DQO no efluente a tratar na segunda fase experimental



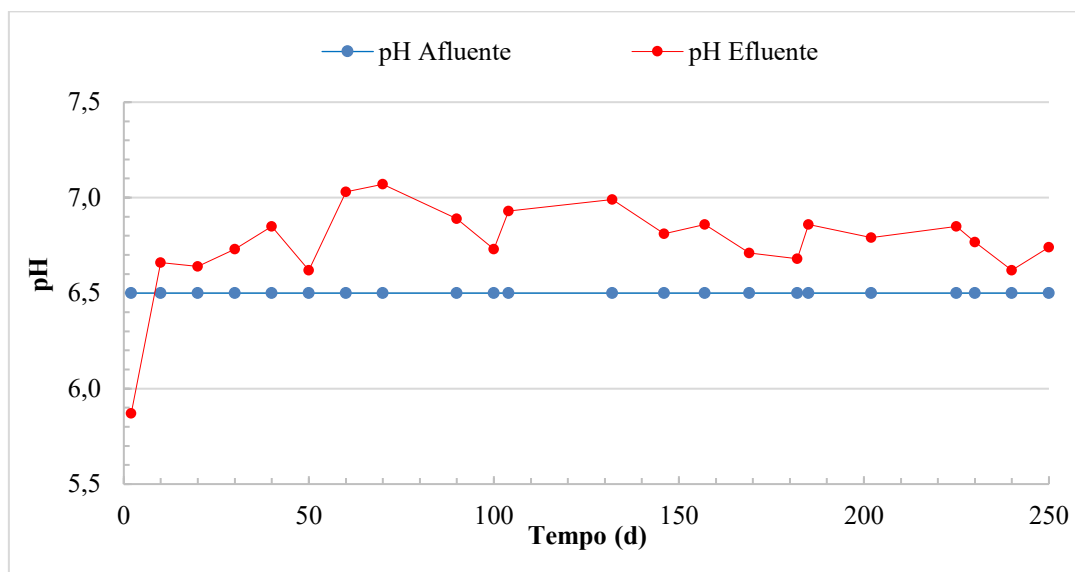
2.2.3. pH, alcalinidade intermediária e alcalinidade parcial

Conforme referido atrás, o pH do efluente bruto ficou na faixa de 3,5 - 4,6, sendo necessária à sua adequação periódica com aplicação de uma solução de NaOH 1M (Barros et al., 2016).

A figura 54 apresenta o resultado da adequação do pH do efluente bruto para 6,5 ao longo do experimento, garantindo a estabilidade operacional evitando a acidificação, protegendo a biomassa anaeróbia e melhorando a eficiência na remoção de matéria orgânica (Chernicharo, 2007), ao mesmo tempo que apresenta os valores do pH à saída, ou seja, no efluente tratado.

Figura 54

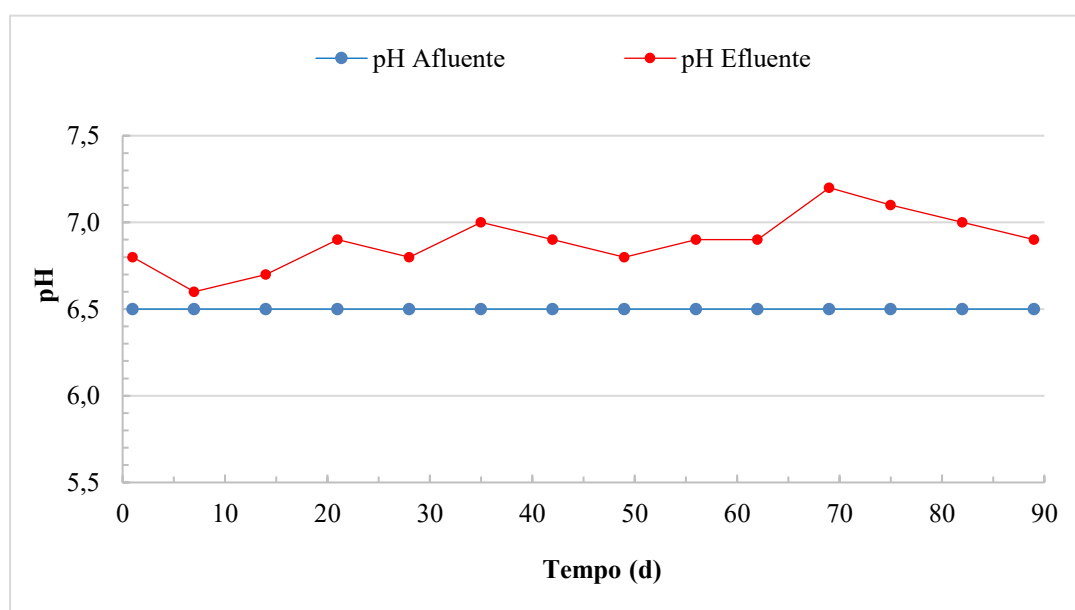
pH do afluente e do efluente tratado no reator UASB, ao longo do tempo, na primeira fase experimental



O pH do efluente na primeira fase apresentou valores entre 6,62 e 7,07; na segunda fase, conforme figura 55, os valores variaram entre 6,60 e 7,20. Em ambas as fases, as amplitudes foram relativamente estreitas, indicando pequena variação ao longo do período monitorado. Esses valores mantiveram-se próximos da neutralidade, dentro da faixa em que as bactérias metanogênicas apresentam funcionamento e estabilidade adequados, gama situada entre 6,5 e 7,5 (Dias et al., 2008).

Figura 55

pH do afluente e do efluente tratado no reator UASB, ao longo do tempo, na segunda fase experimental



Durante o monitoramento, o pH do efluente do reator se manteve consistentemente superior ao do afluente, demonstrando a presença e a ação eficaz do mecanismo de tamponamento fornecido pela alcalinidade existente, não permitindo o acúmulo de ácidos voláteis (Rodrigues et al., 2010).

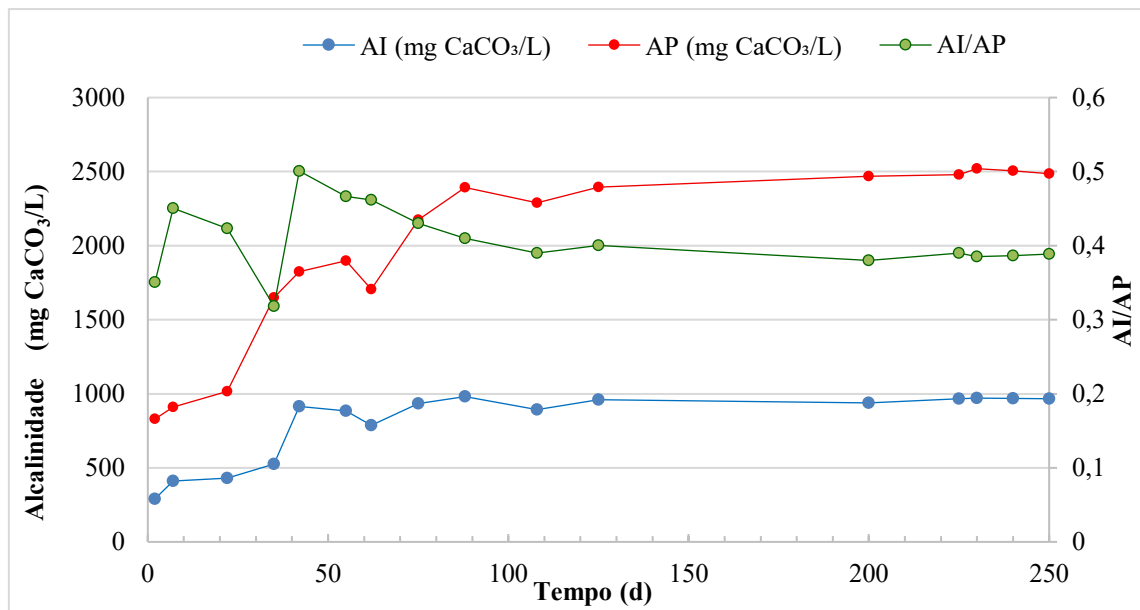
Esse ligeiro aumento no pH do efluente indica que o processo anaeróbico possui boa capacidade de manter as condições químicas favoráveis à atividade microbiana, contribuindo para uma maior estabilidade do sistema de tratamento. Essa propriedade de tamponamento foi essencial porque ajuda a prevenir redução de pH (neutralizar ácido) que poderiam comprometer a eficiência do processo, garantindo uma operação mais segura e confiável ao longo do tempo (Von Sperling, 2014).

De acordo com a Resolução CONAMA 430 de 2011, para o lançamento de efluentes, o pH do experimento ficou dentro da faixa de 5,0 e 9,0 recomendado pela legislação (Brasil, 2011), significando que este efluente cumpriria esta norma de descarga em termos do parâmetro pH.

A figura 56 apresenta os resultados experimentais para a alcalinidade, para a primeira fase experimental. Os valores de alcalinidade parcial (AP) e alcalinidade intermediária (AI) apresentaram aumento progressivo ao longo do período de operação, indicando o fortalecimento da capacidade tampão do sistema e o aumento da atividade metabólica do processo anaeróbico (Campos, 1999).

Figura 56

Alcalinidade no efluente tratado a razão entre alcalinidade intermediária e alcalinidade parcial (AI/AP), para a primeira fase experimental



A alcalinidade intermediária apresentou aumento no início do período avaliado e, posteriormente, manteve-se estável, sem variações abruptas, o que sugere que os ácidos formados foram adequadamente consumidos, não havendo acúmulo prejudicial de ácidos. A elevação da alcalinidade parcial reflete maior disponibilidade de bicarbonatos, conferindo maior estabilidade ao reator frente à produção de ácidos orgânicos.

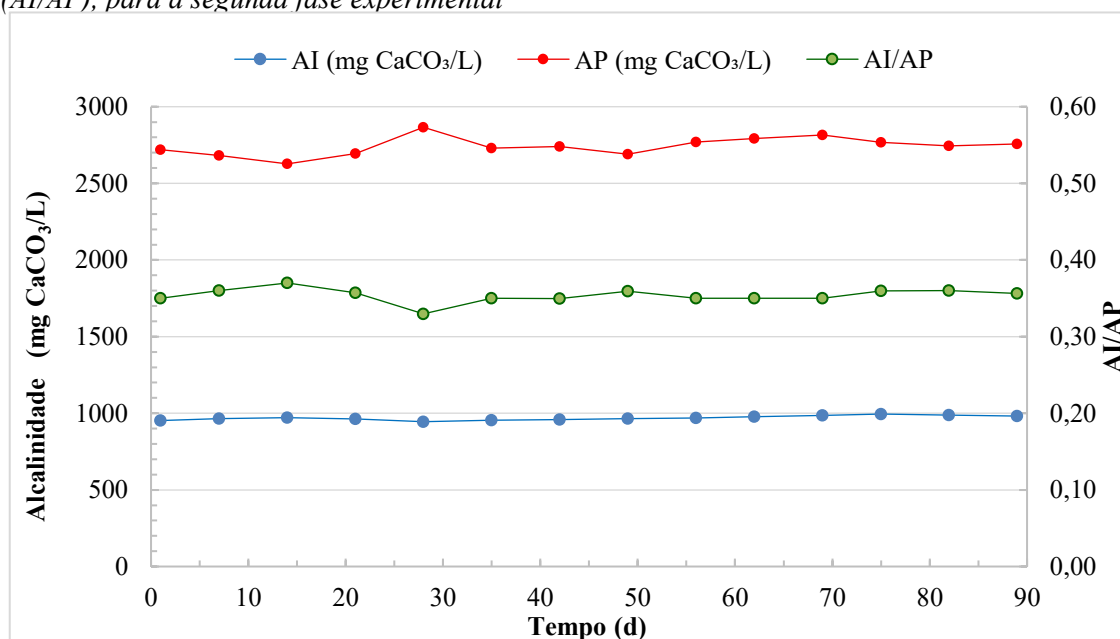
De acordo com os resultados, a relação entre a Alcalinidade Intermediária e a Alcalinidade Parcial (AI/AP) foi superior a 0,3 no efluente tratado. Segundo Ripley et al. (1986), valores acima de 0,3 podem indicar perturbações no processo de digestão anaeróbia. Contudo, não foram observadas perturbações.

No entanto, Foresti (1994) afirma que é possível manter a estabilidade na digestão anaeróbia mesmo com valores de AI/AP acima de 0,3, enfatizando a necessidade de avaliações caso a caso para cada reator e tipo de efluente.

O reator UASB não apresentou sinais de desequilíbrios físico-químicos durante a operação, principalmente devido à sua elevada capacidade de tamponamento, característica que também pode ser confirmada no segundo período de monitoramento (cf. Figura 57). Esse efeito tamponante impede variações bruscas de pH e contribui para a estabilidade do ambiente anaeróbio, garantindo condições adequadas para a atividade microbiana ao longo de todo o processo (Pereira et al., 2010).

Figura 57

Alcalinidade no efluente tratado a razão entre alcalinidade intermediária e alcalinidade parcial (AI/AP), para a segunda fase experimental



Observou-se o aumento da alcalinidade parcial no reator UASB, na segunda etapa, indicando a capacidade tamponante do sistema, geralmente associada à maior formação de bicarbonatos decorrente da atividade metanogênica e ao consumo mais eficiente dos ácidos graxos voláteis. Esse resultado sugere estabilidade do processo anaeróbio, com menor risco de queda do pH (Campos, 1999; Von Sperling, 2014).

2.2.4 Quantidade de biomassa no reator UASB

Os resultados referentes à quantidade de biomassa (m_i) em cada zona do reator UASB, obtidos para 50, 100 e 200 dias de operação da primeira fase experimental, são apresentados na tabela 16. A análise quantitativa dos dados evidencia, para o mesmo tempo, um padrão significativo de redução da massa de microrganismos ao longo do perfil vertical do reator, enquanto à medida que o tempo passa a quantidade de biomassa aumenta em cada uma das zonas.

Tabela 16

Quantidade de biomassa (m_i) em cada zona do reator, na primeira fase experimental.

Tempo (d)	m_1 (mg STV)	m_2 (mg STV)	m_3 (mg STV)	m_4 (mg STV)
50	3.000	1.600	960	100
100	9.900	5.200	2.100	200
200	10.400	5.800	2.900	400

De acordo com os resultados da quantidade da biomassa em cada zona do reator, observou-se que a concentração de biomassa foi particularmente acentuada na região inferior, influenciado por fatores físicos, químicos e biológicos, como temperatura, pH, carga orgânica, tempo de detenção hidráulica, nutrientes, tempo de operação e estrutura do reator. A interação desses elementos foi crucial para otimizar o crescimento da biomassa e a eficiência do tratamento anaeróbio (Moreira et al., 2019).

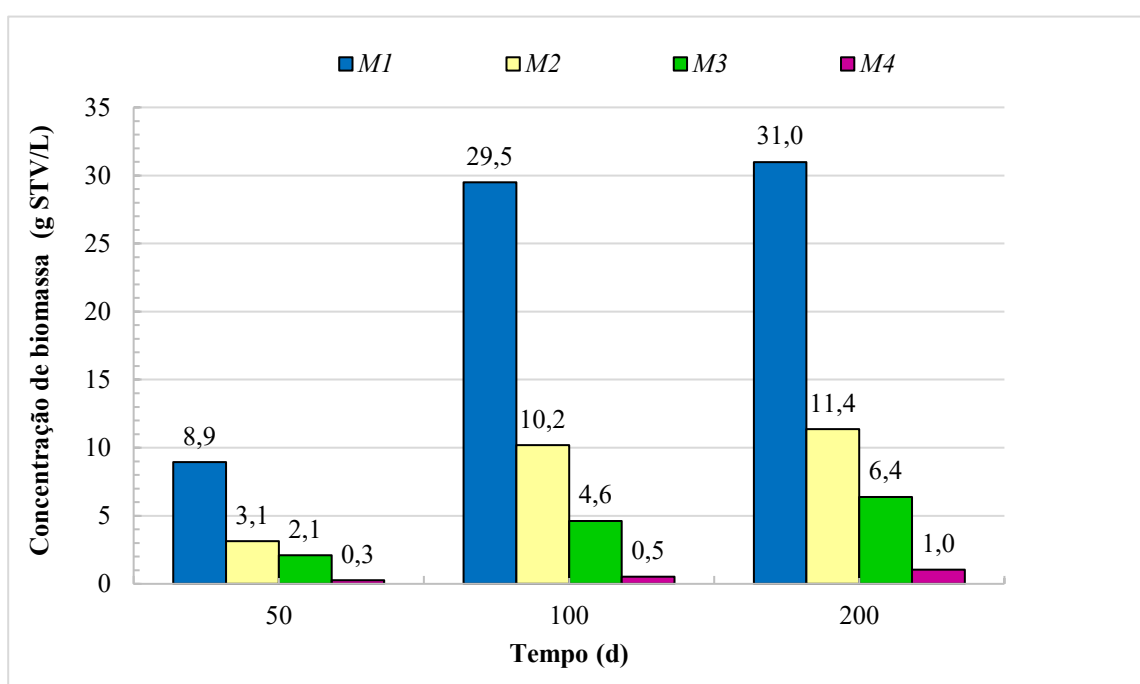
Essa maior concentração de sólidos biológicos na zona inferior está associada à formação e retenção de grânulos anaeróbios, favorecida pelo regime de fluxo ascendente e pelas condições hidrodinâmicas locais.

Ademais, a maior disponibilidade de substrato nessa região contribui para o aumento da atividade microbológica e da taxa de conversão da matéria orgânica.

Com o avanço do tempo operacional, observa-se uma melhor estratificação da biomassa ao longo do reator, indicando maior estabilidade do sistema. Tal comportamento evidencia a adaptação da comunidade microbiana às condições operacionais impostas, refletindo positivamente na remoção de DQO e DBO₅ (Van Haandel; Lettinga, 1994; Metcalf & Eddy, 2014; Chernicharo, 2015) (cf. Figura 58).

Figura 58

Concentração de biomassa (M) em cada zona do reator, na primeira fase experimental



Na segunda etapa da pesquisa, a biomassa do reator UASB manteve-se aumentando, evidenciando plena capacidade de adaptação ao tratamento da vinhaça ao longo do período operacional (f.c Tabela 17).

Tabela 17

Quantidade de biomassa (mi) em cada zona do reator, na segunda fase experimental.

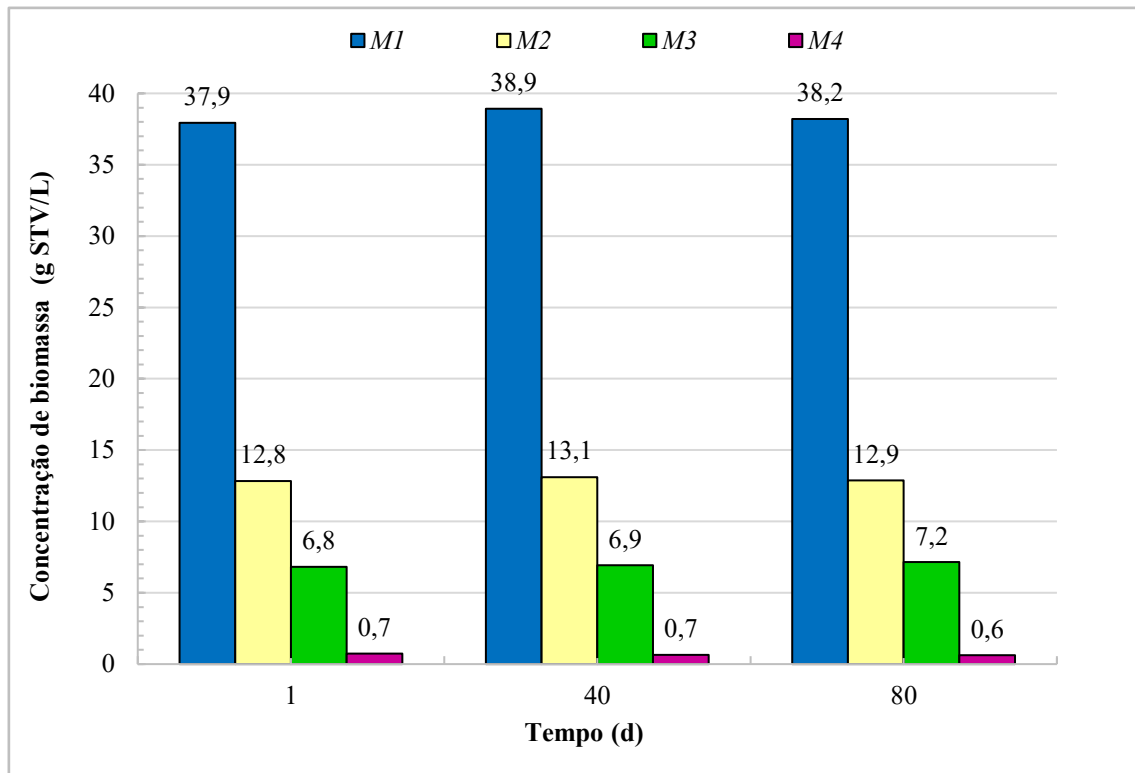
Tempo (d)	<i>m</i> ₁ (mg STV)	<i>m</i> ₂ (mg STV)	<i>m</i> ₃ (mg STV)	<i>m</i> ₄ (mg STV)
1	12.730	6.550	3.100	280
40	12.960	6.690	3.150	250
80	13.020	6.770	3.280	300

Observou-se que a concentração de sólidos totais voláteis (g STV/L) na manta de lodo apresentou aumento ligeiro, evidenciando um consórcio microbiano funcional, resiliente e capaz de tolerar variações nas condições operacionais.

Esse comportamento está diretamente associado à eficiente retenção de biomassa, indicando maturidade microbiológica e estabilidade do consórcio anaeróbio ao longo do tempo (cf. Figura 59).

Figura 59

Concentração de biomassa (M) em cada zona do reator, na segunda fase experimental



Contudo, importa referir que na segunda fase experimental, a experiência iniciou-se com uma biomassa aclimatizada cerca de dois anos após o término da primeira fase experimental, e com uma quantidade de biomassa já apreciável dentro do reator UASB, ao contrário da primeira fase em que se arrancou o sistema com um inóculo proveniente de uma ETAR do município. E que, nesta segunda fase, o aumento da biomassa com o decorrer da experiência, no interior do reator UASB, foi ligeiro.

Esses valores das concentrações de biomassa sugerem um balanço adequado entre crescimento microbiano e taxa de degradação, resultando em desempenho contínuo e robusto da manta de lodo, com manutenção de atividade biológica mesmo diante de flutuações na carga orgânica da vinhaça afluente (Mazaheri e Doosti, 2023).

A estabilidade observada indica que o reator opera em condições favoráveis ao estabelecimento de um consórcio microbiano maduro, capaz de responder de forma eficiente e rápida a perturbações operacionais (Izadi et al., 2020).

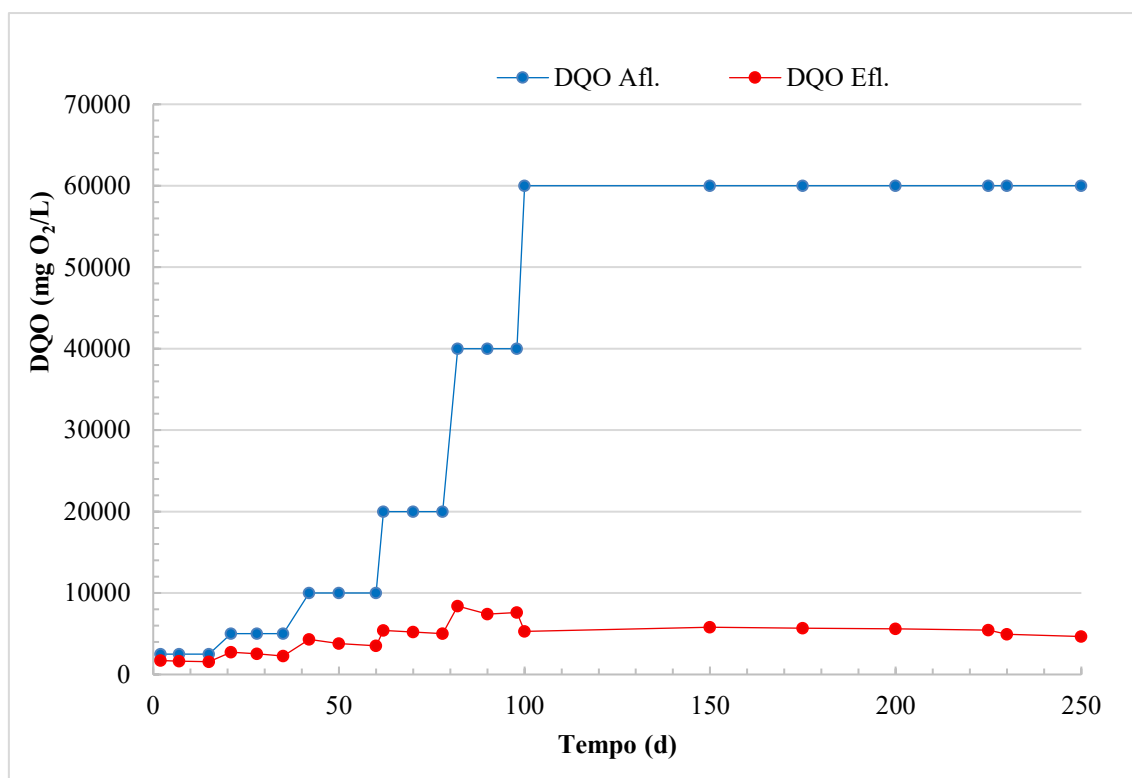
2.2.5. Demanda química de oxigênio (DQO) e demanda bioquímica de oxigênio (DBO₅)

Durante a operação do reator UASB, a concentração do afluente de vinhaça foi aumentada gradualmente, permitindo avaliar a resposta do sistema frente a diferentes cargas orgânicas.

A figura 60 apresenta a variação de DQO à entrada e à saída, para a primeira fase experimental, sendo claramente visíveis os patamares associados ao aumento gradual da concentração de entrada.

Figura 60

Evolução da concentração de DQO, à entrada e à saída, na primeira fase experimental da experiência



Observa-se uma boa resposta do sistema, e, em particular, do reator UASB em termos do aumento da carga orgânica, uma vez que o aumento da concentração de entrada não se traduziu num aumento proporcional da concentração à saída, indiciando crescentes eficiências de remoção.

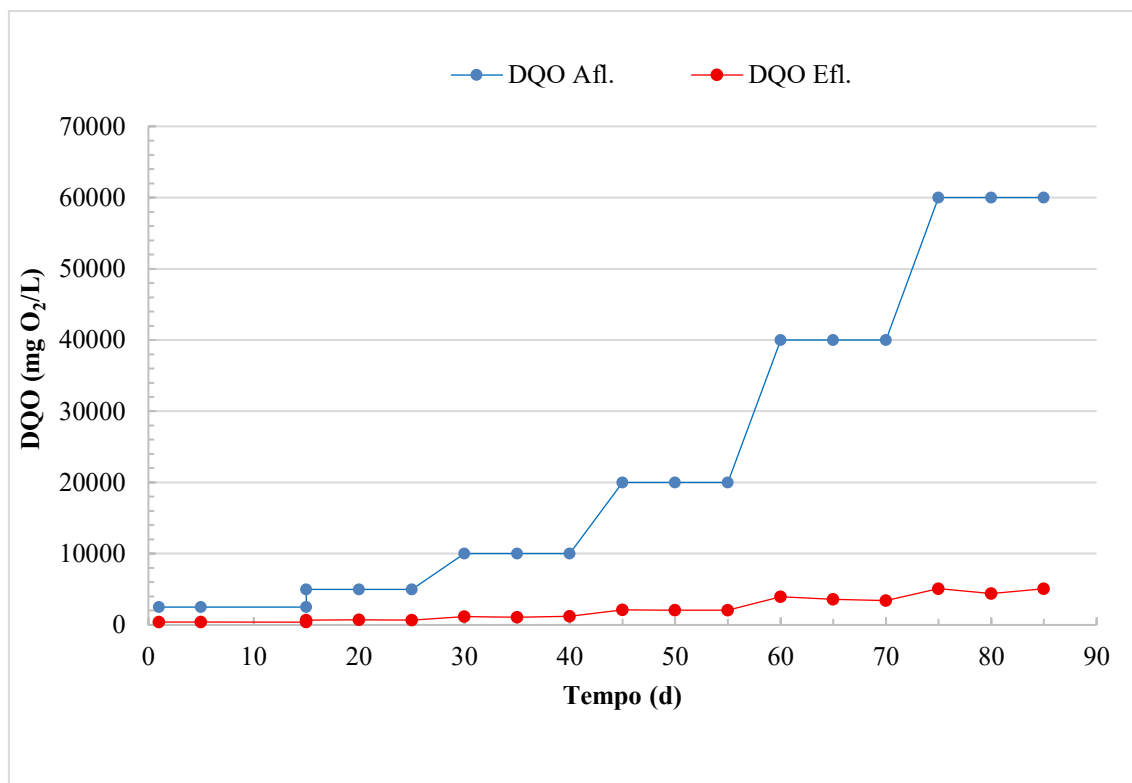
Na primeira fase, a eficiência de remoção de DQO apresentou um crescimento contínuo ao longo dos diferentes períodos: Período I = 35%; Período II = 49%; Período III = 62%; Período IV = 74%; Período V = 81%; Período VI = 91%.

Esse comportamento indica que o consórcio microbiano foi se adaptando progressivamente ao aumento da carga orgânica, o que favoreceu a correspondente remoção da mesma e a estabilização do processo. A maior parte dos valores das eficiências de remoção da DQO apresentaram-se dentro da faixa do estudo de Barros et al. (2016), que operaram reatores UASB utilizando vinhaça de cana-de-açúcar e obtiveram eficiências médias de remoção de DQO de 49 a 82%.

Os resultados de remoção de DQO na segunda etapa indicam que, após a adaptação inicial, o reator alcançou um desempenho consistente. A biomassa estabelecida demonstrou elevada capacidade de degradação, mesmo diante do aumento contínuo das concentrações de matéria orgânica, medidas em termos de DQO (Chernicharo, 2007) (cf. Figura 61).

Figura 61

Evolução da concentração de DQO, à entrada e saída, na segunda fase experimental da experiência



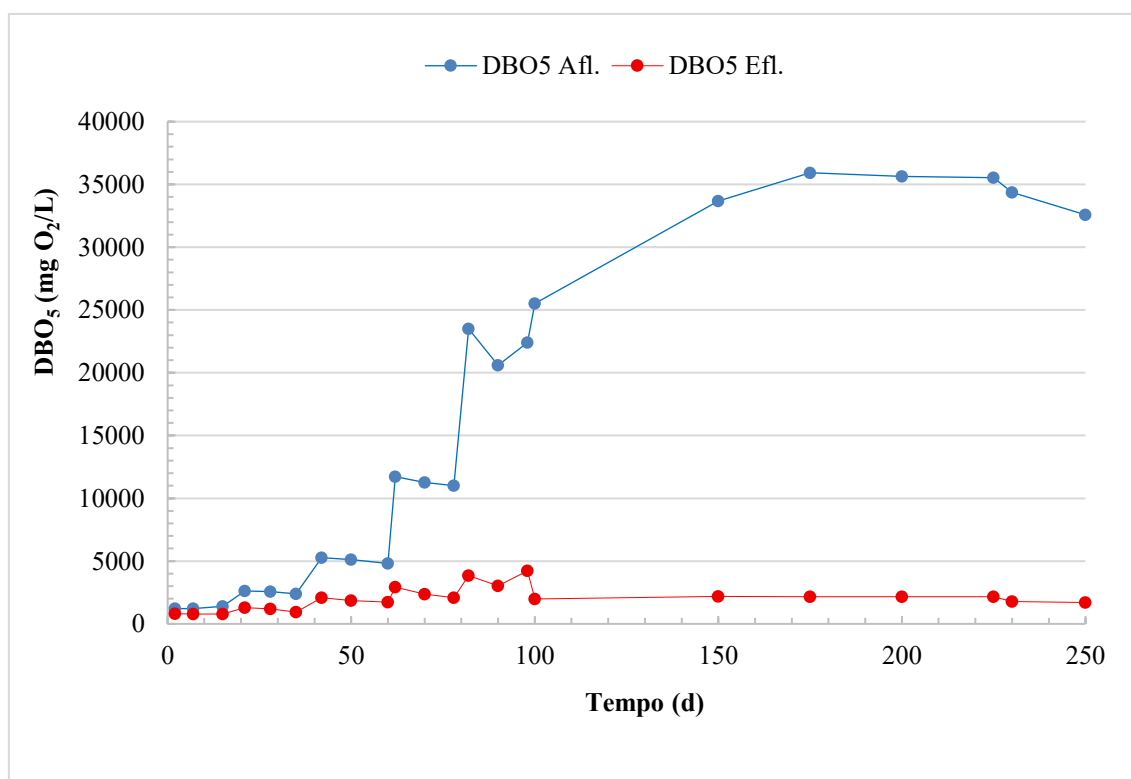
Sendo assim, a segunda fase experimental, a eficiência remoção DQO se manteve elevada e apresentou valores relativamente mais estáveis, refletindo a maturidade do sistema: Período I = 84,48%; Período II = 86,5%; Período III = 88,3%; Período IV = 89,56%; Período V = 91%; Período VI = 92%.

Dessa forma, o estudo evidencia que a eficiência do UASB é dependente da adaptação progressiva do consórcio microbiano e da maturação da manta de lodo, assegurando elevado desempenho no tratamento de vinhaça em diferentes cargas orgânicas (Jordão; Pessôa, 2014; Chernicharo et al., 2015).

De forma semelhante ao comportamento observado para a DQO, na remoção da DBO₅ o reator UASB apresentou um incremento gradativo ao longo do período operacional (cf. Figura 62), refletindo a adaptação progressiva da biomassa anaeróbia. Esse desempenho indica a estabilização do processo biológico e a maior capacidade do sistema em degradar a fração biodegradável da matéria orgânica (Van Haandel; Lettinga, 1994; Souza et al., 2025).

Figura 62

Evolução da concentração de DBO₅, à entrada e saída, na primeira fase experimental da experiência

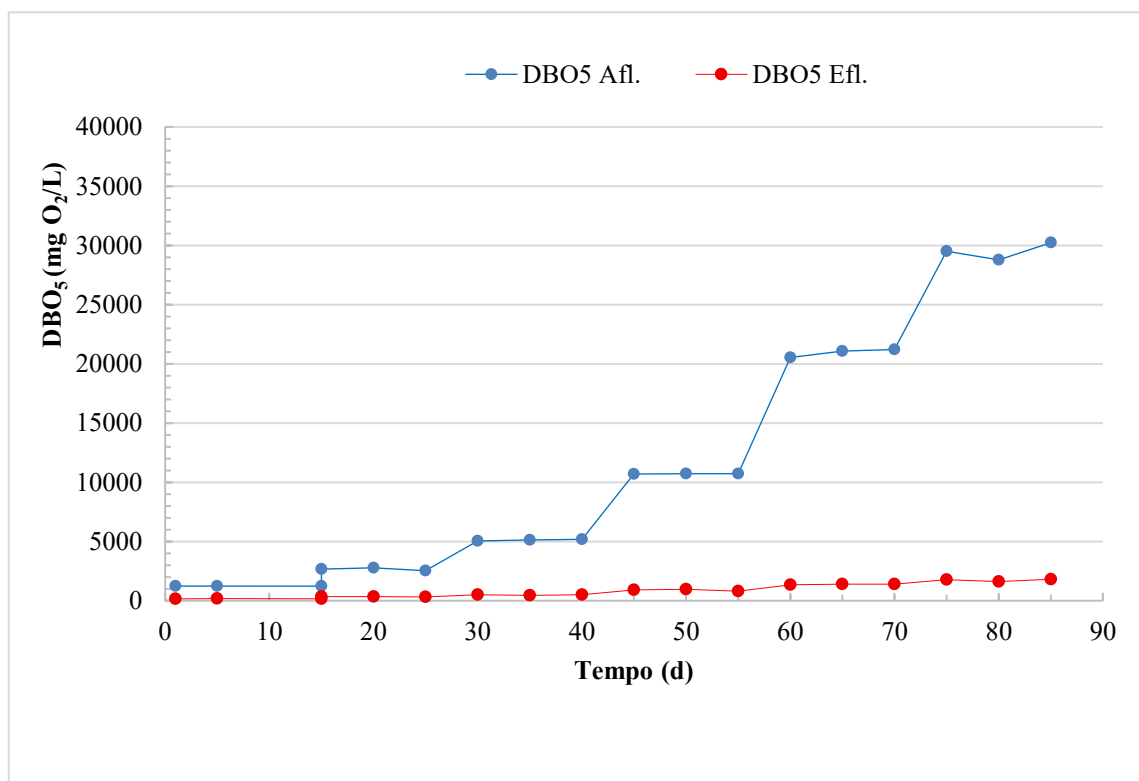


Os resultados da eficiência da remoção durante a primeira fase mostraram aumento progressivo ao longo dos períodos: Período I = 36,2%; Período II = 53,5%; Período III = 63,9%; Período IV = 79%; Período V = 83%; Período VI = 94%. Observa-se que nos Períodos V e VI, a eficiência ultrapassou 75%, valor considerado satisfatório segundo Van Haandel; Lettinga (1994) e Chernicharo (2007), indicando que o reator atingiu desempenho adequado no tratamento da vinhaça.

Na segunda fase experimental, a variação da concentração de DBO₅ teve um comportamento semelhante, sendo que o aumento à entrada não foi acompanhado por um aumento proporcional à saída (cf. Figura 63).

Figura 63

Evolução da concentração de DBO₅, à entrada e saída, na segunda fase experimental da experiência



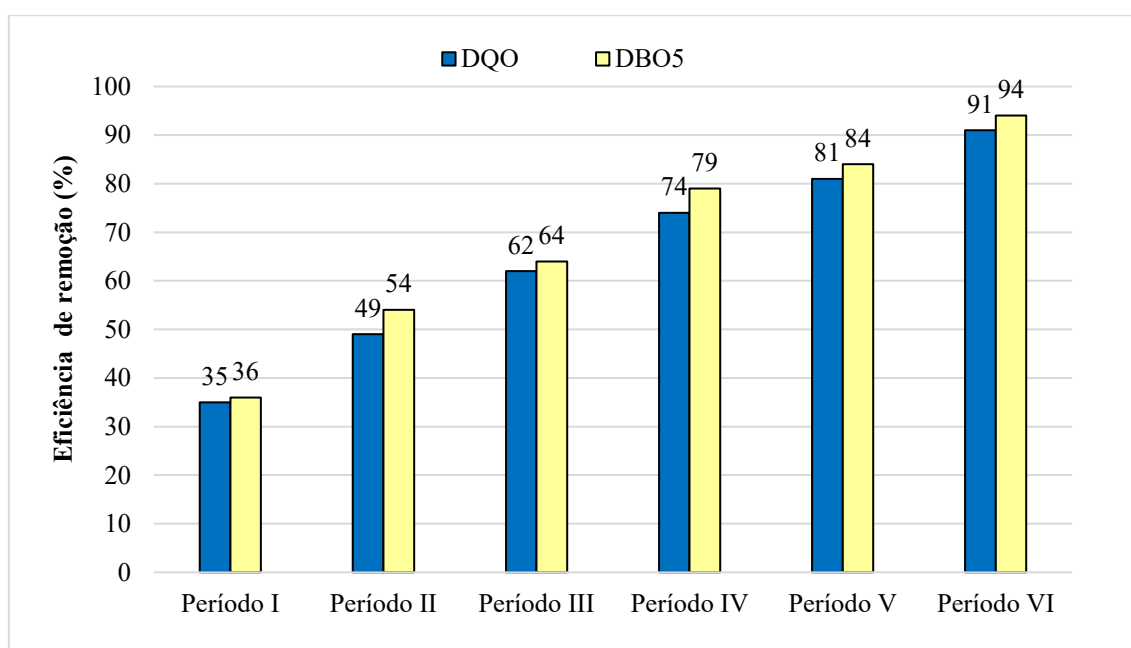
Esses resultados indicam que, após a adaptação inicial, o reator manteve alto desempenho mesmo com variações na carga orgânica da vinhaça. A constância no valor da eficiência de remoção reforça a estabilidade do consórcio microbiano e a eficácia do UASB em promover a remoção de DBO₅, consolidando a sua capacidade de tratar efluentes com elevada carga orgânica de forma contínua e robusta (Rezende; Moreira, 2019).

Neste conjunto de resultados, a eficiência de remoção de DBO₅ apresentou valores elevados e mais estáveis ao longo dos diferentes períodos: Período I = 87%; Período II = 88%; Período III = 90%; Período IV = 92%; Período V = 93%; Período VI = 94%, evidenciando que o sistema operava com biomassa madura e funcional.

A figura 64 apresenta, para a primeira fase experimental, a variação das eficiências de remoção de DQO e DBO₅, nos diferentes períodos, permitindo observar uma evolução paralela dos respectivos valores.

Figura 64

Eficiência de remoção de DQO e DBO₅, para os diferentes períodos da primeira fase experimental



Conforme observado anteriormente, durante a operação do reator UASB na primeira fase experimental, ocorreu um aumento gradual da concentração de sólidos totais voláteis (STV) na manta de lodo, que estará diretamente relacionado com o desempenho do sistema em termos dos valores obtidos para as eficiências de remoção de DQO e DBO₅.

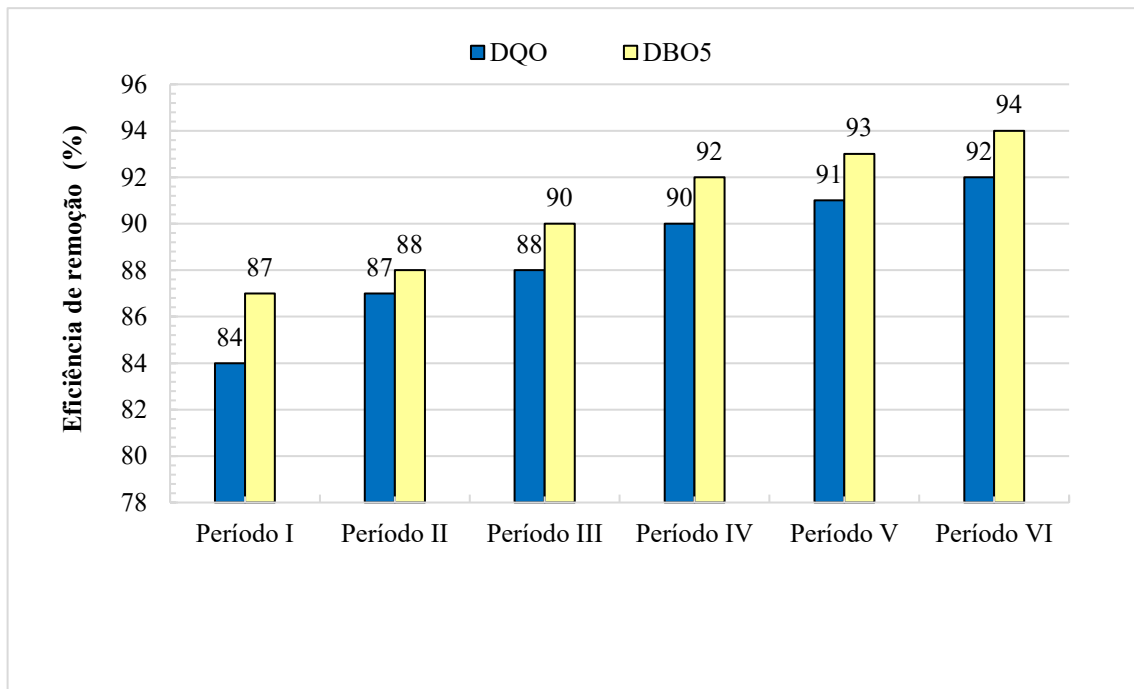
Nos períodos iniciais, quando os valores da concentração de SVT eram menores, a eficiência de remoção de DQO e DBO₅ apresentou valores mais baixos, refletindo a quantidade de biomassa disponível para contribuir para a remoção da DQO e DBO₅ de acordo com Campos (1999) (cf. figura 60) . À medida que a concentração de STV aumentou, indicando maior densidade e maturidade da biomassa, houve um crescimento progressivo das eficiências: para DQO, os valores evoluíram de 35% no Período I para 91% no Período VI da primeira fase, e para DBO₅, de 36,2% para 94% no mesmo período.

Esse comportamento demonstra que o desenvolvimento e a retenção de biomassa na manta de lodo foram cruciais para uma melhor degradação efetiva da matéria orgânica, permitindo que o reator alcance maior eficiência de remoção à medida que a biomassa se torna mais funcional e estruturada.

Na segunda fase, com concentrações superiores de STV no interior do reator UASB mas mantidas de forma mais estável, o sistema apresentou eficiências consistentes e elevadas ao longo do tempo, superiores a 80%, quer para DQO, quer para DBO₅, evidenciando estabilidade operacional e resiliência do consórcio microbiano frente a variações na carga e composição do afluente (cf. Figura 65).

Figura 65

Eficiência de remoção de DQO e DBO₅, para os diferentes períodos da segunda fase experimental



Um outro fator deve-se ao crescimento e adaptação das populações de microrganismos (lodo) altamente ativas à vinhaça ao longo do perfil do reator, o que também favoreceu o contato entre microrganismos e substrato. Nos níveis mais inferiores, observou-se uma maior concentração de lodo, que foi se elevando em função do tempo e contribuindo para o aumento da eficiência no tratamento do efluente (Saliba, 2016).

Esse acúmulo de biomassa na base do reator indica uma sedimentação eficiente e formação de uma manta de lodo densa e madura, capaz de reter partículas e promover maior tempo de contato com o substrato.

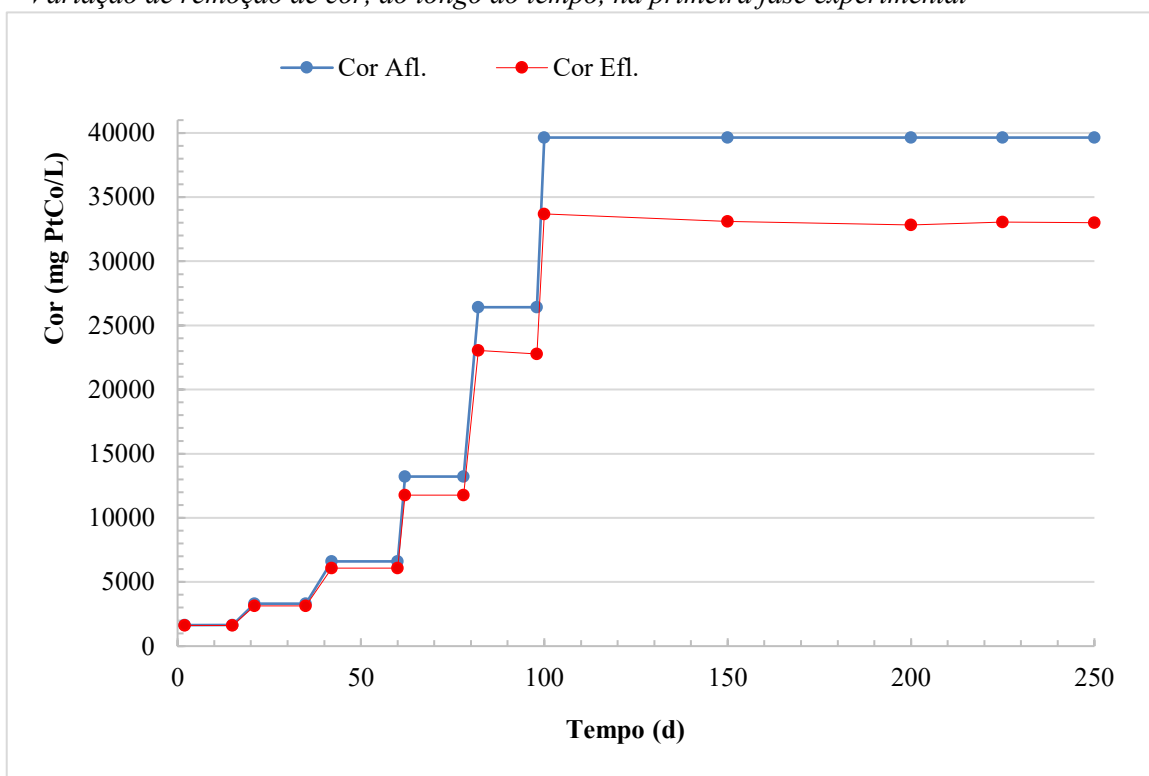
Além disso, a estruturação progressiva dessa manta terá favorecido a atividade metabólica das diferentes comunidades anaeróbias, possibilitando maior estabilidade do processo. Esses aspectos explicam, em conjunto, a elevação das eficiências observadas durante a operação.

2.2.6. Cor e turbidez

A figura 66 apresenta a evolução da cor para a primeira fase experimental.

Figura 66

Variação de remoção de cor, ao longo do tempo, na primeira fase experimental



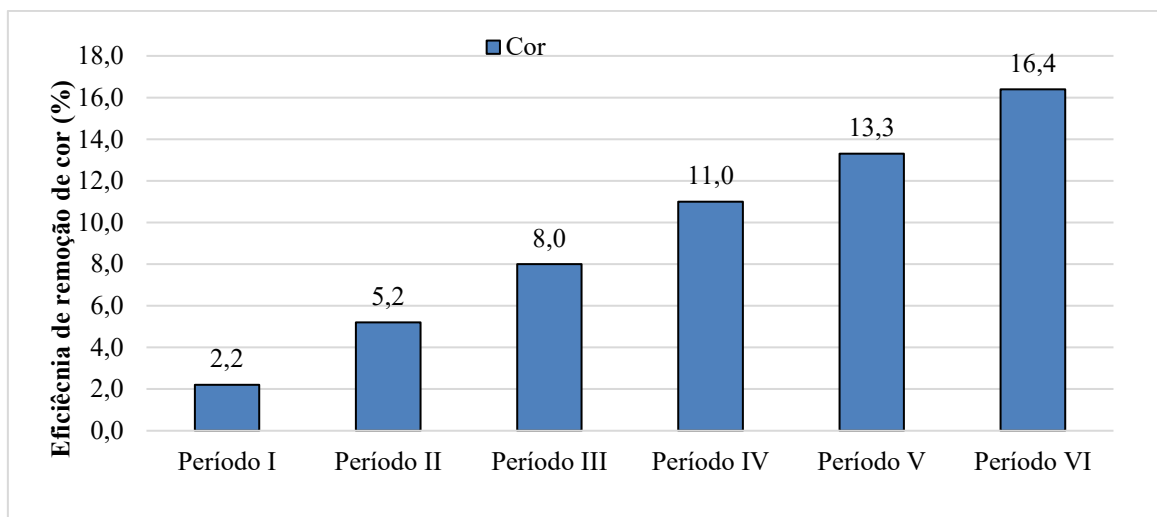
No caso deste parâmetro, o comportamento já é diferente. O valor à saída tende a ser proporcional ao valor à entrada, resultando numa menor eficiência na remoção de cor.

Uma possível explicação reside na presença de compostos recalcitrantes, como melanoidinas e fenóis. A coloração dos compostos fenólicos advém da oxidação, cuja intensidade é modulada por fatores como pH, presença de metais, disponibilidade de oxigênio e temperatura, sendo esses compostos de difícil biodegradação por via anaeróbia (Zhang et al., 2024).

Assim, constata-se que o processo de tratamento remove eficientemente a matéria orgânica biodegradável, mas apresenta uma limitada capacidade para eliminar a cor, sendo necessário um tratamento complementar ao processo biológico se se pretender obter melhores eficiências de remoção da cor que resultem em valores finais inferiores a 75 mgPtCo/L (cf. Figura 67).

Figura 67

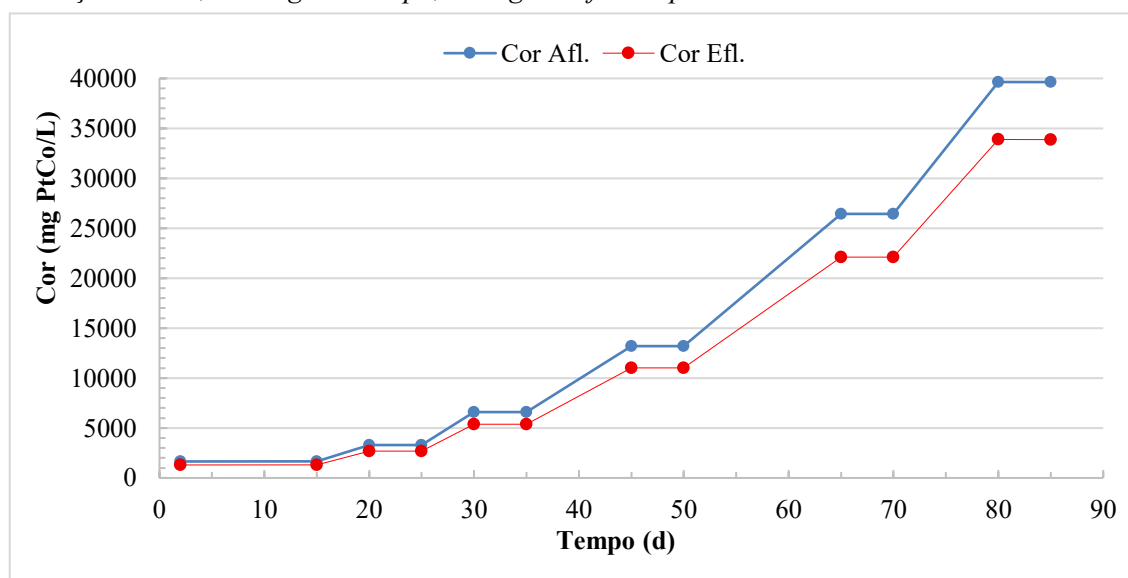
Variação da eficiência de remoção de cor, ao longo do tempo, na primeira fase experimental



Na segunda fase experimental, observa-se que os valores da cor são um pouco superiores (cf. figura 68), se for considerado todo o período temporal, mas que estão alinhados com os da primeira fase experimental, quando se considera apenas o último período.

Figura 68

Variação da cor, ao longo do tempo, na segunda fase experimental

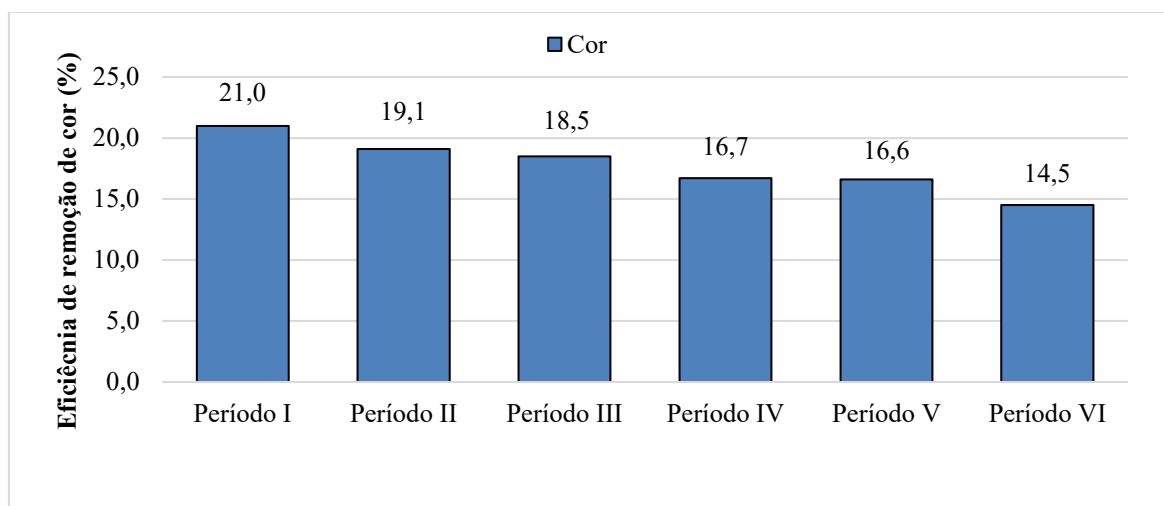


Analisando a figura 69, observa-se que as maiores eficiências de remoção de cor tiveram lugar quando a vinhaça foi alimentada em concentrações menores e com a manta de lodo estabilizada.

Menores concentrações, logo menor intensidade da coloração e menor concentração de compostos aromáticos recalcitrantes, terão facilitado os mecanismos de remoção possíveis no ambiente anaeróbico, como bioissorção na manta de lodo.

Figura 69

Variação da eficiência de remoção de cor, ao longo do tempo, na segunda fase experimental

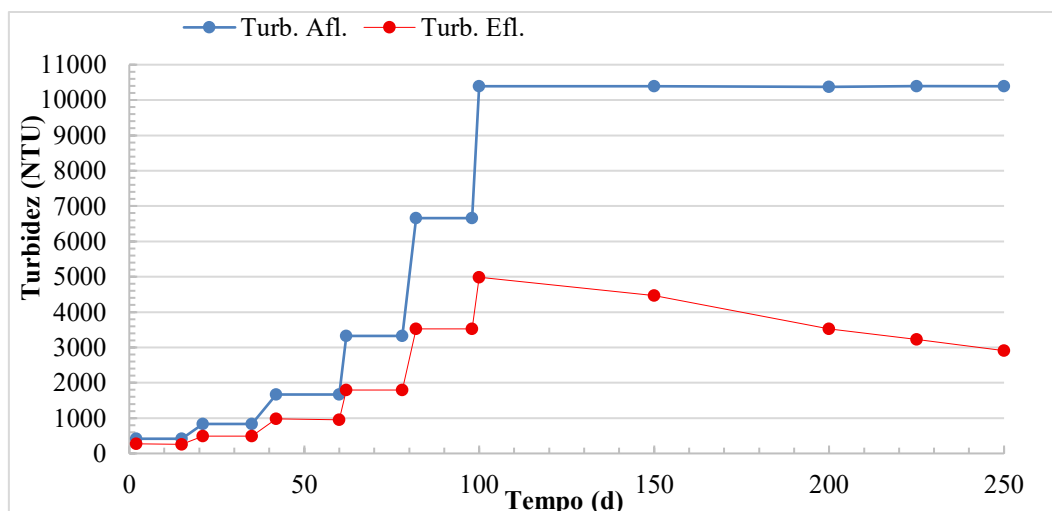


Em resumo, constata-se que para efeitos de remoção da cor existente na vinhaça de milho, o reator UASB não aparenta ser eficaz, ficando aquém do desejado, sendo necessários estudos de tratamento complementares que ajudem a reduzir os valores deste parâmetro.

Na figura 70 apresenta-se a evolução da turbidez com o tempo, para a primeira fase experimental.

Figura 70

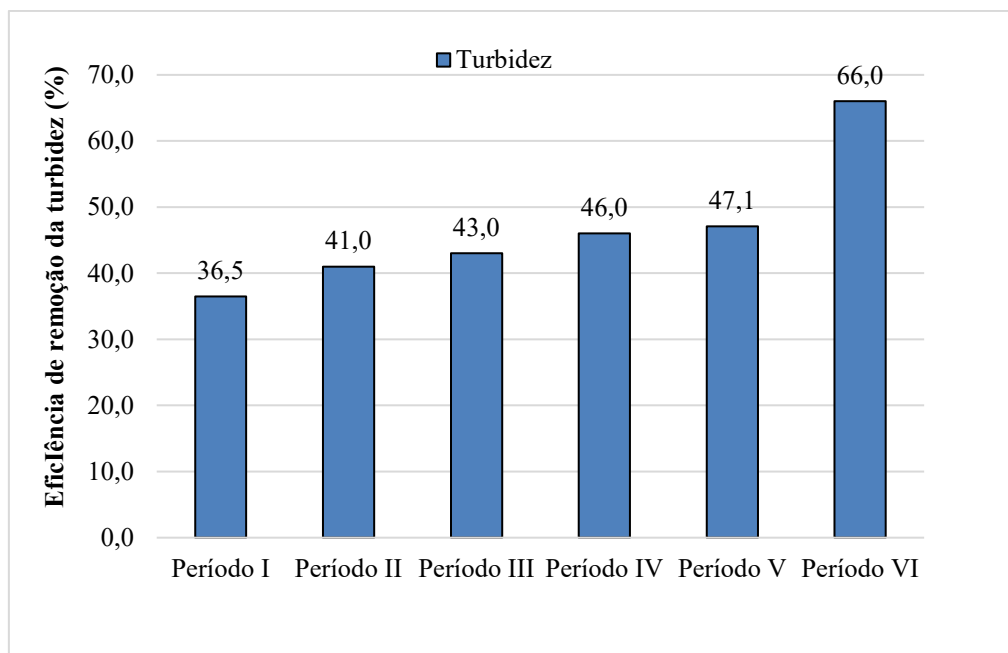
Variação da turbidez, ao longo do tempo, na primeira fase experimental



Observa-se que à medida que o tempo passa, e ocorre crescimento da biomassa no interior do reator UASB, há um aumento da eficiência de remoção da turbidez, sendo atingido um valor máximo de 72% (cf. Figura 71). Em termos deste parâmetro, as eficiências de remoção são superiores às da cor, e começam alinhadas com as da eficiência de remoção de matéria orgânica mas acabam por atingir valores finais inferiores a estas últimas.

Figura 71

Variação da eficiência de remoção da turbidez, ao longo do tempo, na primeira fase experimental



Parte da menor remoção de turbidez em reatores UASB tratando vinhaça poderá ser explicada pela presença de sólidos suspensos finos, que não sedimentam facilmente nem são biodegradáveis anaerobicamente. Dessa forma, embora o reator seja eficiente na degradação da matéria orgânica dissolvida, a clarificação do efluente apresenta algumas limitações não atendendo os padrões inferiores de 100 NTU, o que ocorreu somente com alta diluição do efluente. Sendo assim, necessário um tratamento complementar físico-químico.

As figuras 72 e 73 apresentam os dados da turbidez e da eficiência de remoção da turbidez, ao longo do tempo, na segunda fase experimental respectivamente. A ligeira variação e maior estabilidade dos seus valores tenderá a ser explicada pelas mesmas razões apresentadas quando da análise dos resultados relacionados com a cor.

Figura 72

Variação da turbidez, ao longo do tempo, na segunda fase experimental

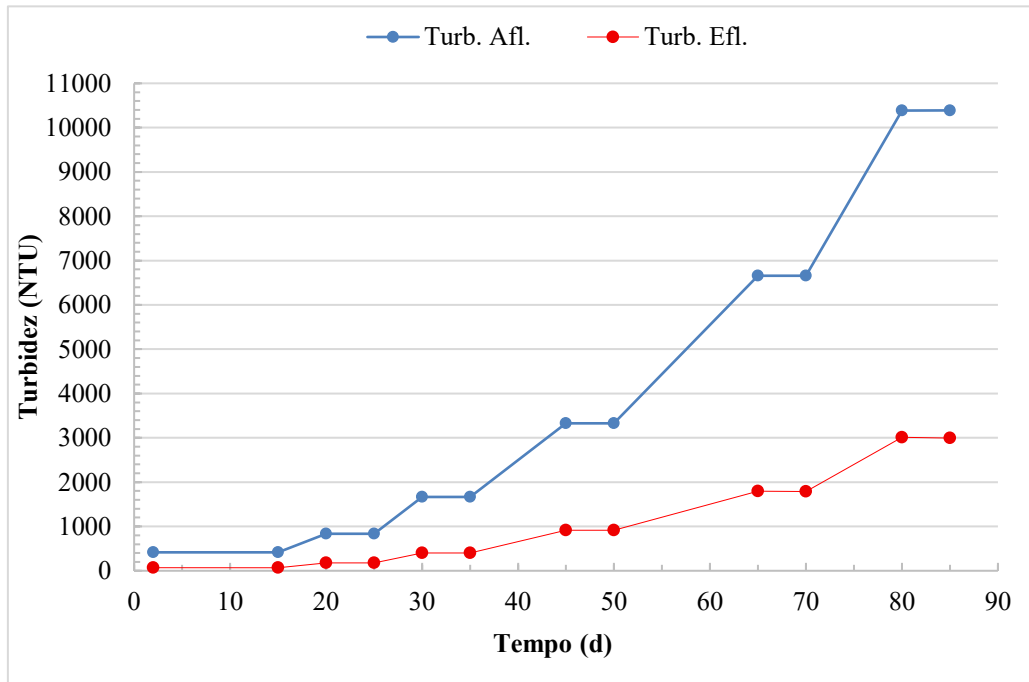
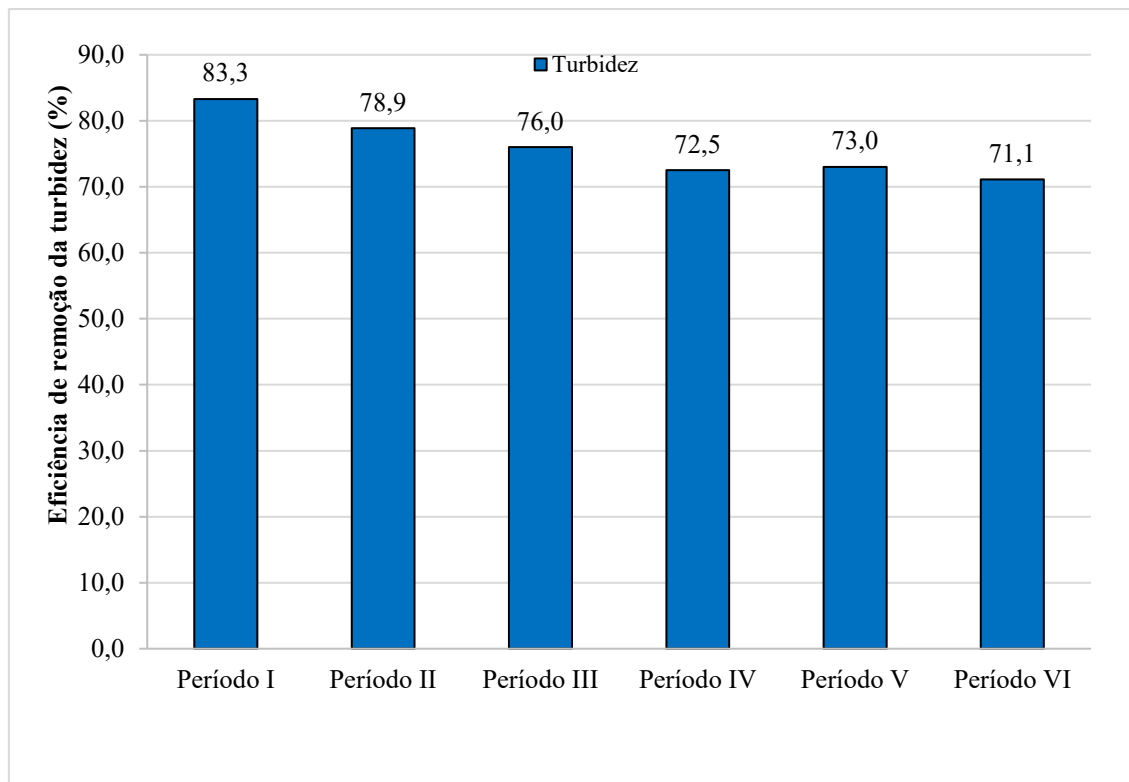


Figura 73

Variação da eficiência de remoção da turbidez, ao longo do tempo, na segunda fase experimental



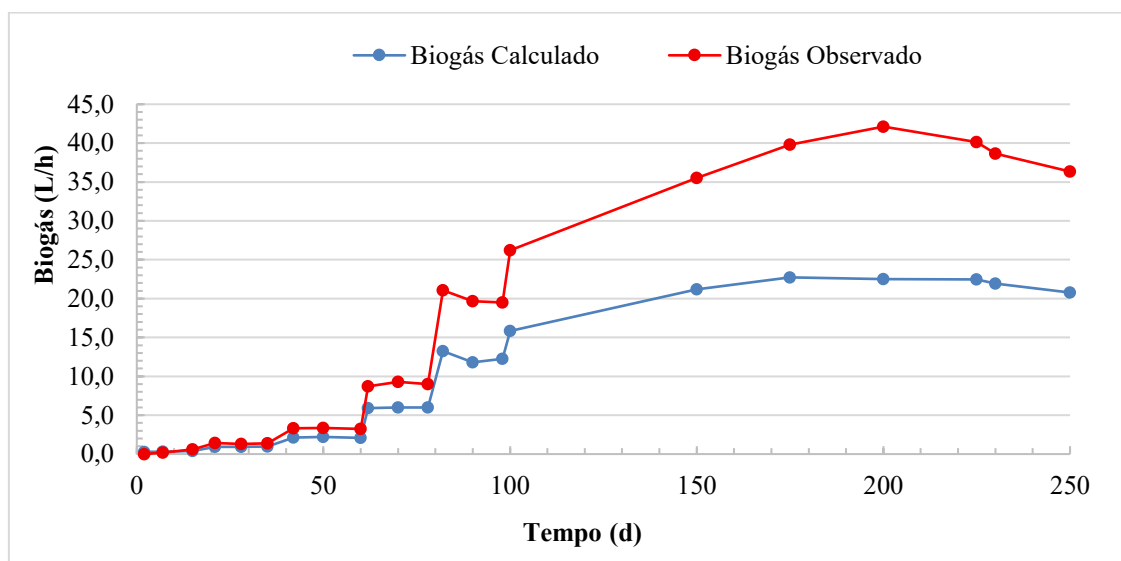
O reator UASB não foi eficiente especialmente na remoção de cor. Os resultados foram melhores em termos de turbidez, sendo que as maiores eficiências foram obtidas ao nível da eliminação da matéria orgânica.

2.2.7. Quantificação de biogás

A produção de biogás observada foi superior à calculada, conforme apresentado na figura 74, tendo apresentado um aumento gradativo em função do crescimento da eficiência de remoção da carga orgânica (medida em DBO₅) e da estabilidade do lodo do reator (Barros et al., 2016). Nos estágios iniciais, a produção foi muito baixa (de 0 a 1,38 L/h), entre os dias 60 e 100, a produção aumentou para valores entre 3,3 e 8,7 L/h. Nos períodos de maior carga orgânica (dias 146 a 250), a produção atingiu valores máximos entre 21 e 36,4 L/h. A produção de biogás acompanhou diretamente o aumento da DBO₅ removida, confirmando a relação entre degradação anaeróbia da matéria orgânica e geração de biogás.

Figura 74

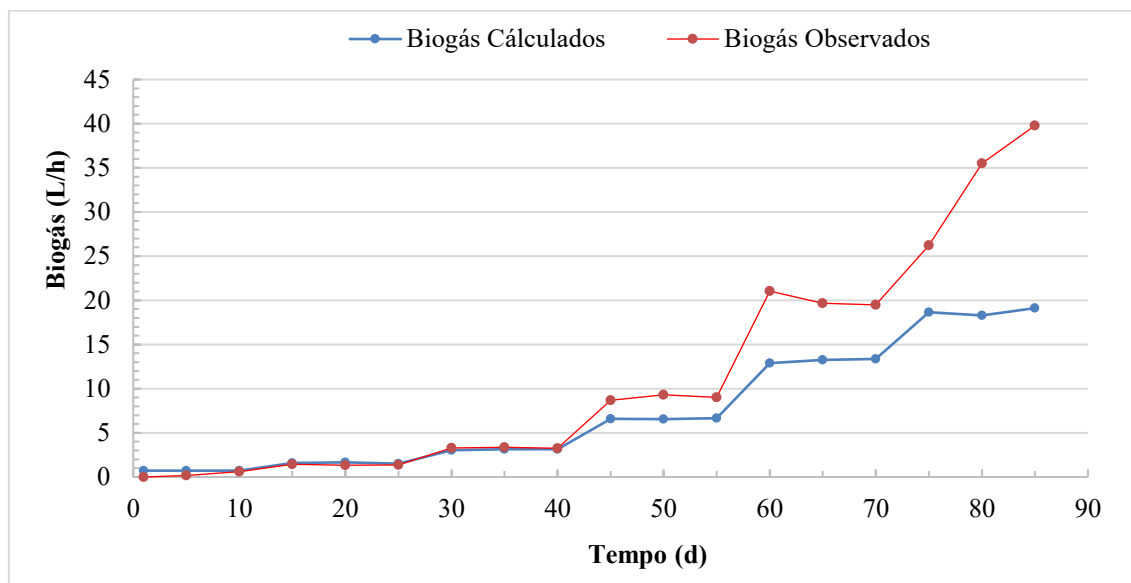
Produção de biogás, observado e calculado, na primeira fase experimental



Na figura 75 apresenta-se a mesma análise, mas agora para a segunda fase experimental. Observa-se que os valores estão alinhados com os da primeira fase experimental, sendo que à medida que ocorre maior remoção de matéria orgânica, ocorre uma maior produção de biogás.

Figura 75

Produção de biogás, observado e calculado, na segunda fase experimental



2.3. Síntese conclusiva

O aumento progressivo da carga orgânica aplicada não comprometeu o funcionamento do reator, desde que respeitado o período de adaptação da biomassa. Pelo contrário, observou-se que a eficiência de remoção de matéria orgânica, expressa em termos de DQO e DBO₅, aumentou gradualmente com o tempo de operação e com a maturação da manta de lodo. Na primeira fase experimental, as eficiências de remoção evoluíram de valores inferiores a 40% para valores superiores a 90%, enquanto na segunda fase, já com biomassa aclimatizada, o reator manteve eficiências elevadas e mais estáveis: de 84% a 92% para DQO e 87% a 94% para DBO₅, à medida que se aumentava a carga orgânica aplicada.

As condições físico-químicas monitoradas, nomeadamente temperatura, pH e alcalinidade, permaneceram dentro das faixas consideradas ideais para o processo anaeróbio, assegurando a estabilidade do sistema. Ocorreu a manutenção da temperatura na faixa mesofílica (20 a 45 °C), sendo que na primeira fase da pesquisa, a temperatura média do afluente foi de 24,76 °C, enquanto a do efluente foi ligeiramente superior, com média de 25,06 °C. Na segunda fase a temperatura do afluente apresentou média de 24,39 °C, ao passo que a do efluente foi de 25,03 °C.

O pH do afluente do reator, na primeira e segunda fases, foi corrigido para 6,5 por meio da adição de hidróxido de sódio. Os valores médios do pH do efluente tratado foram de 6,76 e 6,89 para a primeira e segunda fases, respectivamente, estando em conformidade com os valores indicados por Jordão e Pessôa (2014).

O controle adequado do pH foi evidenciado pelos valores médios de alcalinidade intermediária e parcial observados nas diferentes fases do processo. Na primeira fase, as médias de alcalinidade intermediária e parcial foram de 801,3 mg/L CaCO₃ e 1.999,8 mg/L CaCO₃, respectivamente, resultando em uma relação AI/AP de cerca de 0,40. Na segunda fase, os valores médios de alcalinidade intermediária e parcial foram de 969 mg/L CaCO₃ e 2.742 mg/L CaCO₃, respectivamente, com uma relação AI/AP de 0,35. Foresti (1994) afirma que é possível manter a estabilidade na digestão anaeróbia mesmo com valores de AI/AP acima de 0,3.

A relação DBO₅/DQO do efluente tratado, superior a 0,50 em ambas, as fases confirmou a biodegradabilidade da vinhaça de milho, justificando o bom desempenho do reator.

A análise da biomassa no interior do reator revelou um crescimento e uma retenção eficientes ao longo do perfil vertical do reator, com maior concentração na região inferior, característica típica de reatores UASB bem estruturados (Campos, 1999). A formação e manutenção de uma manta de lodo densa e madura foram determinantes para o aumento das eficiências de remoção de matéria orgânica e para a estabilidade do processo, especialmente durante a aplicação de cargas orgânicas mais elevadas.

No que se refere à produção de biogás, verificou-se uma relação direta e consistente com a quantidade de DBO₅ removida. A produção aumentou progressivamente ao longo do tempo, atingindo valores máximos nas fases de maior carga orgânica e biomassa estabilizada.

Na segunda fase experimental, a relação entre remoção de matéria orgânica e produção de biogás tornou-se mais linear e previsível, evidenciando a maturidade do sistema e a eficiência da conversão da matéria orgânica em energia. A produção de biogás observada foi, de modo geral, superior à calculada, em ambas as fases.

Apesar do elevado desempenho na remoção de matéria orgânica, o reator apresentou limitações na remoção de cor, provavelmente associadas à presença de compostos recalcitrantes, como melanoidinas e fenóis, confirmando que o tratamento anaeróbio é mais eficiente na remoção da fração biodegradável do efluente. Em termos de cor, e no final da primeira e da segunda fases, o efluente a ser tratado no reator UASB apresentava uma concentração de 39.638 mg PtCo/L, sendo que a cor à saída era de 33.018 mg PtCo/L (eficiência de remoção de apenas 16,4%) e 33.865 mg PtCo/L eficiência de remoção de apenas 14,5%), respetivamente, no final da primeira fase e segunda fase, ambos acima do valor máximo de 75 mg PtCo/L estabelecido pela Resolução CONAMA nº 430/2011.

A turbidez apresentou melhores resultados que a cor, sendo que o efluente a ser tratado apresentou uma concentração de 10.389 NTU no final da primeira e da segunda fases, sendo a turbidez à saída de 2.909 NTU (eficiência de remoção de 72%) e 2.992 NTU (eficiência de remoção de 71,2%), respetivamente, no final da primeira fase e segunda fase, permanecendo também acima do valor máximo de 100 NTU estabelecido pela Resolução CONAMA nº 430/2011.

De forma geral, os resultados obtidos permitem concluir que o reator UASB operou de maneira robusta e estável sob aumento gradativo da carga orgânica de vinhaça de milho, sendo capaz de alcançar elevadas eficiências de remoção de matéria orgânica e expressiva produção de biogás. Assim, o sistema demonstrou-se tecnicamente viável para o tratamento anaeróbio desse tipo de efluente, contribuindo simultaneamente para a mitigação de impactos ambientais e para a recuperação energética, desde que sejam respeitados os limites operacionais e assegurada a adequada adaptação da biomassa. Contudo, observa-se que, como nem todos os valores dos parâmetros monitorizados obedecem aos valores paramétricos de descarga, há necessidade de estudar, adicionalmente, formas alternativas para o tratamento do efluente proveniente do reator UASB.

3. BIOPOLÍMERO DE AMIDO DE MILHO COMO AUXILIAR DE FLOCULAÇÃO DE EFLUENTE DE REATOR UASB.

Este capítulo apresenta os resultados obtidos no tratamento da vinhaça proveniente da usina Flex do município de São José do Rio Claro – MT, a qual alimentou o reator UASB, bem como no pós-tratamento realizado por meio de processos químicos de coagulação e floculação, seguidos do processo físico de sedimentação. Destaca-se o uso do biopolímero de amido de milho como auxiliar de floculação no tratamento efetuado.

O estudo abordou a atuação isolada do sulfato de alumínio e do biopolímero bem como a ação combinada desses agentes e sua influência em parâmetros essenciais de qualidade do efluente, como pH, cor, turbidez, DQO e DBO₅.

Procurou-se definir as condições operacionais ótimas, incluindo dosagem, floculação e sedimentação para maximizar a clarificação do efluente tratado, promover a remoção de sólidos em suspensão e reduzir o uso de substâncias químicas convencionais. Ao avaliar o potencial de substituição parcial ou total desses insumos por biopolímeros, o capítulo contribui para a redução do uso de coagulantes e floculantes sintéticos.

Alinhada aos princípios de sustentabilidade e economia circular, este estudo reforça o potencial dos biopolímeros naturais em tecnologias de polimento de efluentes especialmente em sistemas descentralizados.

3.1. Materiais e Métodos

A vinhaça utilizada no estudo foi fornecida por uma usina flex enquanto as amostras destinadas aos ensaios foram coletadas do efluente tratado em um reator UASB em escala piloto (10 L) instalado no LAFQAR da Universidade Federal de Mato Grosso.

Conforme demonstrado no capítulo anterior, o efluente tratado não cumpre todos os parâmetros previstos na resolução CONAMA 430/2011, existindo necessidade de utilização de métodos de tratamentos adicionais para melhorar a qualidade do efluente tratado.

Para a etapa de tratamento do efluente, empregou-se o sulfato de alumínio como coagulante, selecionado devido ao seu baixo custo e ampla eficiência operacional. Paralelamente, utilizou-se um biopolímero derivado do amido de milho como auxiliar de floculação, buscando potencializar a agregação das partículas e melhorar a clarificação do efluente.

A combinação desses agentes permite otimizar recursos, reduzir a necessidade de insumos químicos convencionais e promover um processo mais sustentável (Scariotto, 2013).

3.1.1. Características do efluente do reator UASB

Os dados referentes ao efluente utilizado nos ensaios de *Jar Test* encontram-se apresentados na tabela 18. Considerando a variação observada nos parâmetros ao longo do período de operação, optou-se pela adoção de valores fixos representativos, de modo a padronizar as condições experimentais e assegurar a comparabilidade dos resultados obtidos.

Tabela 18

Valores dos parâmetros do efluente utilizado nos ensaios de Jar Test.

Parâmetro	Valor
pH	6,75
Cor (mg PtCo/L)	33.018
Turbidez (NTU)	3.117
DQO (mg O ₂ /L)	5.064
DBO ₅ (mg O ₂ /L)	1.704

As metodologias utilizadas para a determinação dos parâmetros físico-químicos do efluente do reator UASB, incluindo pH, cor, turbidez, DQO e DBO₅, encontram-se detalhadas no capítulo anterior. Esses procedimentos permitiram a padronização das análises e asseguraram a obtenção de dados consistentes e comparáveis ao longo do estudo. A caracterização completa do efluente e o acompanhamento das respostas nos ensaios de coagulação/floculação/sedimentação são fundamentais para avaliar a eficiência do tratamento (Balbinoti, 2025).

3.1.2. Coagulante e floculante

Sulfato de alumínio

Para a aplicação do sulfato de alumínio foi preparada uma solução de acordo com Di Bernardo e Dantas (2005). Em aproximadamente 100 mL de água destilada foram dissolvidos 1 g de sulfato de alumínio granulado, Al₂(SO₄)₃.18H₂O, com peso molecular de 666,42 g/mol. Esta solução foi transferida para um balão volumétrico de 1000 mL e o volume foi completado com água destilada para obter uma concentração final de 1 g/L, ou seja, 0,1%.

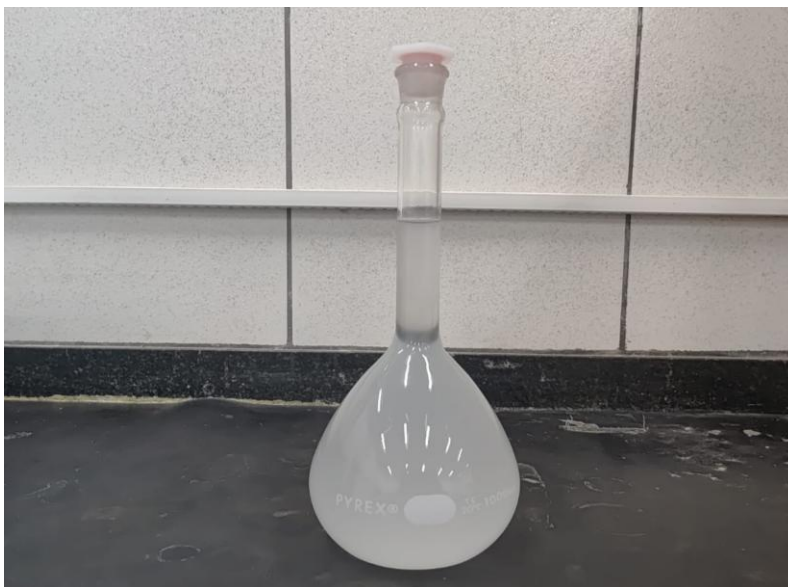
Biopolímero de milho

Na área de carga e descarga de milho, existente no complexo industrial da usina, constatou-se a existência de algumas perdas de milho para o solo. Assim, entendeu-se tirar partido desse material e foram coletados 3 kg do produto. Apenas 250 g foram processados em um multiprocessador da marca Mondial, promovendo a trituração dos grãos de milho, sendo também adicionados 750 mL de água destilada. Em seguida, essa mistura foi coada, sendo o excesso de água removido e, posteriormente, deixou-se ocorrer a sedimentação. O amido de milho foi seco à temperatura ambiente e, em seguida, peneirado em uma peneira DIN 4188 com malha de 0,22 mm.

Em aproximadamente 5 mL de água destilada foi dissolvido 1 g de amido de milho, e separadamente, foi dissolvido 1 g de hidróxido de sódio no mesmo volume de água destilada. As duas soluções foram misturadas com um bastão de vidro até obter uma massa com característica gelatinosa, que na sequência foi transferida para um balão volumétrico de 1000 mL que correspondeu em uma solução com uma concentração de 1 g/L de amido de milho. O volume foi completado com água destilada para obter uma concentração final de 0,1% (cf. Figura 76).

Figura 76

Amido de milho com hidróxido de sódio.



3.1.3. Procedimentos experimentais

Os ensaios foram realizados no equipamento de Reatores Estáticos, modelo “*Jar-Test*” Microprocessado 6 provas, modelo JT603.M/6, marca Milan (cf. Figura 77), com controle de velocidade de 20 a 600 RPM, composto por seis (6) reatores (jarros) tronco-prismáticos de seção transversal quadrada com dimensões de 1040 x 210 x 342 mm, cada um com capacidade de 2.000 mL, conforme utilizados por Di Bernardo et al. (2005).

Figura 77

Equipamento de Jar Test utilizado na pesquisa



O equipamento permite a aplicação controlada de diferentes dosagens de coagulantes e floculantes, além de possibilitar a padronização da velocidade e do tempo de agitação em cada jarro (Pavanelli e Di Bernardo, 2001). Essa configuração assegura a reprodutibilidade dos experimentos e a comparação consistente dos resultados obtidos em diferentes condições de tratamento do efluente.

No **Ensaio 01**, o estudo foi realizado variando-se o pH das amostras. Os valores de pH utilizados foram 2,0; 3,0, 4,0, 5,0, 6,0, 7,0, 8,0, 9,0, 10 e 11,0. Para o ajuste do pH das amostras do efluente tratado no reator UASB, foram utilizadas soluções de hidróxido de sódio 40 g/L ou ácido sulfúrico 49 g/L.

Os efluentes presentes nos jarros com pH ajustados foram submetidas a uma agitação de 100 rpm durante 1 minuto. Posteriormente, e para cada um dos valores de pH acima referidos, adicionou-se, simultaneamente, diferentes volumes de coagulante, de forma a efetuar ensaios com diferentes concentrações do coagulante sulfato de alumínio. As concentrações de coagulante variaram entre 50 mg/L e 120 mg/L, com intervalos de 10 mg/L. O mesmo procedimento foi aplicado com biopolímero de amido de milho com concentrações de 0,15, 0,25, 0,5, 1,0, 1,5 e 2,0 mg/L.

Posteriormente a agitação foi reduzida para 45 rpm com duração de 10 minutos para facilitar a agregação dos pequenos coágulos, se formados, em flocos maiores. Após esses 10 minutos, a agitação mecânica foi desligada, submetendo os jarros em processo de decantação durante 15 minutos. Ao término desse tempo foram retiradas alíquotas das amostras de cada jarro para realização das análises dos parâmetros de pH, cor, turbidez, pH, DQO e DBO₅.

No **Ensaio 02**, e para o par pH/concentração de coagulante que apresentou os melhores resultados, voltaram-se a efetuar novas experiências de tratabilidade, introduzindo diferentes dosagens do biopolímero de milho, começando em 0,5 mg/L e indo até 2,5 mg/L com intervalos de 0,5 mg/L (adaptado do procedimento usado por Fagundes, 2010).

O biopolímero de amido de milho foi adicionado 10 minutos após o início do processo de floculação, numa mistura lenta que durou 15 minutos, durante a qual a agitação foi reduzida para permitir que os flocos se aglomerem e posteriormente ocorreu a decantação por mais 15 minutos (Di Bernardo et al., 2005).

Assim, o procedimento durou 40 minutos. Recolheram-se amostras do sobrenadante para efetuar novas análises dos parâmetros objeto de monitorização. Esses resultados foram comparados com os valores apresentados na Resolução CONAMA 430/2011 (Brasil, 2011).

3.2. Resultados e discussões

Conforme referido atrás, as características iniciais do efluente tratado no reator UASB apresentaram os seguintes valores: cor = 33.018 mg PtCo/L, turbidez = 3.117 NTU, DQO = 5.064 mg O₂/L e DBO₅ = 1.704 mg O₂/L. Esses resultados indicam que, apesar do reator UASB ter promovido a remoção parcial de matéria orgânica, esses parâmetros ainda se encontram acima dos limites máximos estabelecidos pela Resolução CONAMA 430/2011 para lançamento de efluentes em corpos hídricos, que são 75 mg PtCo/L para cor, 100 NTU para turbidez e 120 mg O₂/L para DBO₅ (Brasil, 2011).

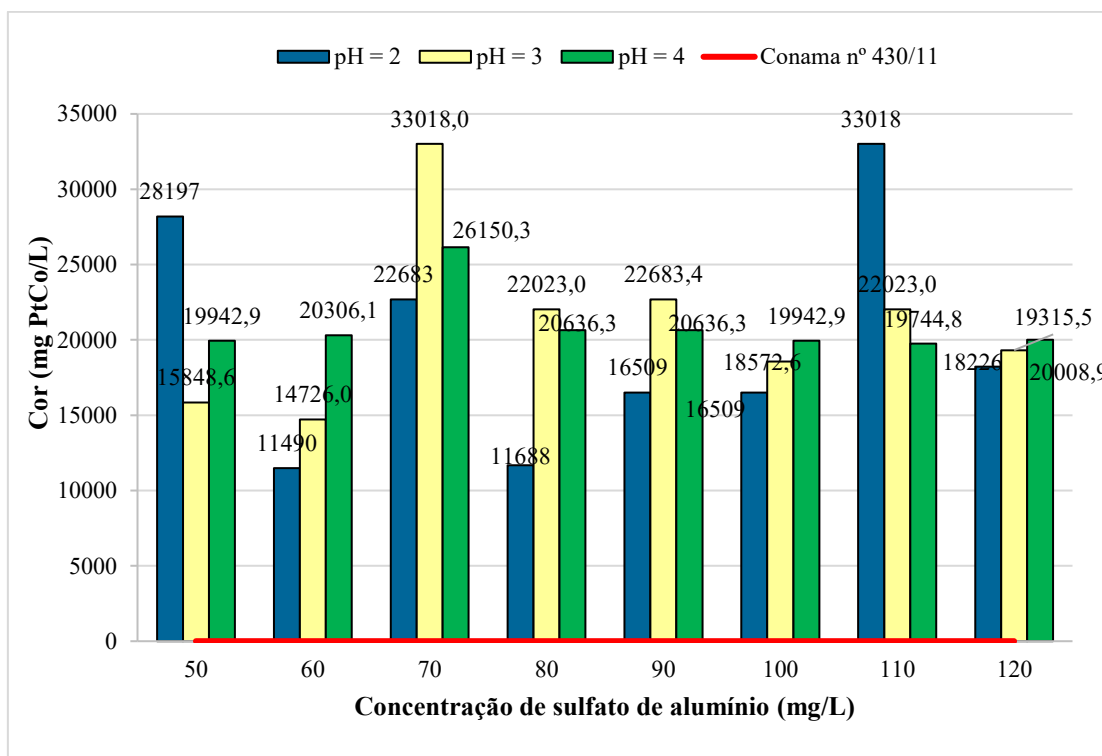
A elevada cor do efluente deve-se à presença de compostos dissolvidos e de partículas finas que não foram completamente degradados ou retidas no reator, enquanto a turbidez elevada indica a persistência de sólidos suspensos. O valor de DBO₅ apresentou-se superior ao limite legal, indicando que, embora o reator UASB tenha promovido uma remoção significativa da matéria orgânica biodegradável, ainda permanece uma fração residual relevante (Ribas, 2006). Além disso, mesmo com a eficiência observada na remoção de DQO, o efluente manteve valores elevados, confirmando a presença de uma carga orgânica total considerável (Silva et al., 2021).

Os resultados do efluente do reator UASB reforçaram a necessidade de etapas adicionais de pós-tratamento (Bressani-Ribeiro et al., 2018), demandando a otimização do processo biológico e/ou a aplicação de métodos físico-químicos, como coagulação e floculação, a fim de reduzir os valores de cor, turbidez e DBO₅ a níveis compatíveis com a legislação vigente. Efetuadas os ensaios de tratabilidade, passa-se a mencionar os resultados obtidos.

Em condições fortemente ácidas (**pH 2 - 4**), as remoções de cor na figura 78, apresentaram grande variabilidade. Esse comportamento está associado à instabilidade na formação de hidróxidos de alumínio em meios muito ácidos. Nessa faixa, o alumínio permanece majoritariamente na forma de espécies solúveis, como Al³⁺ e complexos aquosos, que não favorecem a formação de flocos densos e estáveis (Di Bernardo e Dantas, 2005).

Figura 78

Cor do sobrenadante em diferentes pH (2 a 4) e concentrações de sulfato de alumínio.



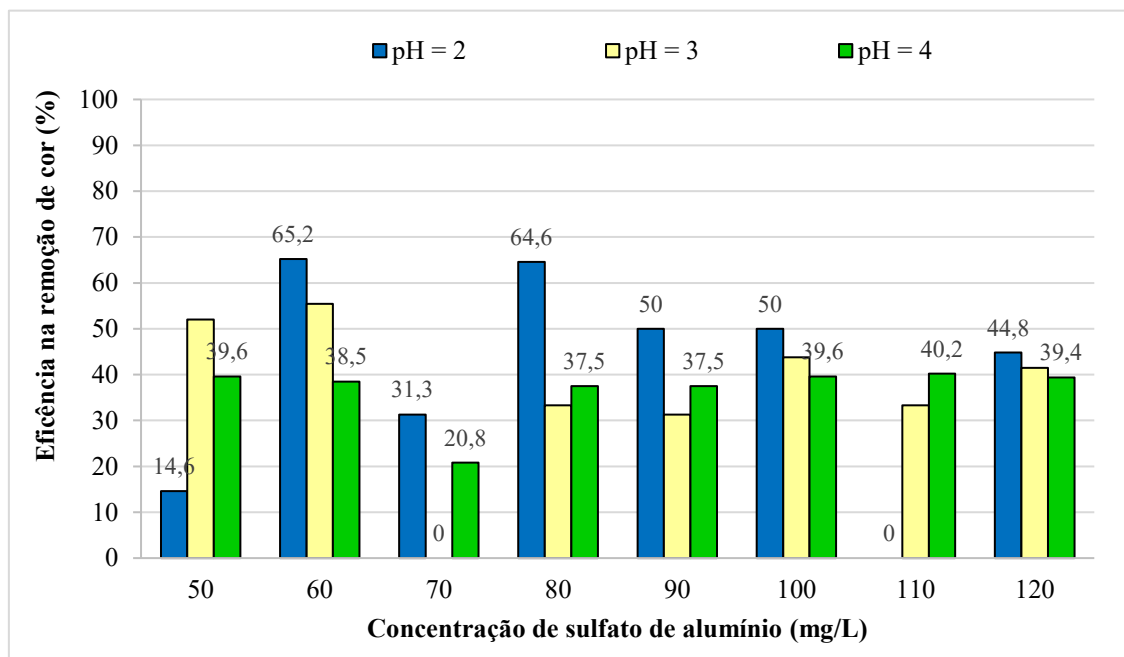
Assim, a baixa disponibilidade de $Al(OH)_3(s)$, responsável pela maior parte do mecanismo de varredura compromete o desempenho do processo, resultando em remoções insuficientes de cor, conforme ilustrado na figura 78, superiores a 75 mg PtCo/L estabelecidos pela Resolução CONAMA n° 430/2011.

A figura 79 evidencia alta variabilidade na eficiências na remoção de cor (0 a 64,6%) em condições ácidas, atribuídas à limitada precipitação de hidróxidos de alumínio. Sendo assim, em pH ácido, o sulfato de alumínio apresenta dificuldade na formação de flocos estáveis, comprometendo os mecanismos de coagulação, como a neutralização de cargas, a adsorção e a varredura (Libânio, 2005). Observa-se que, em pH 4, houve maior estabilidade e homogeneidade nos resultados, embora o desempenho global tenha se mantido moderado, destacando a importância do controle do pH para otimizar a coagulação e a remoção de cor.

Além disso, a variabilidade observada indica que pequenas alterações no pH podem influenciar significativamente a eficiência do processo, reforçando a sensibilidade do sulfato de alumínio a condições ácidas. Em contraste, pHs próximos à neutralidade tendem a favorecer a formação de flocos maiores e mais densos, melhorando a remoção de cor (Richter; Azevedo Netto, 1991).

Figura 79

Eficiência de remoção de cor do sobrenadante em diferentes pH (2 a 4) e concentrações de sulfato de alumínio.



Os resultados indicaram que, para todas as condições de pH avaliadas (pH 5 a 9), os valores de cor apresentaram ampla variação, situando-se entre 3.466,9 e 33.018,0 mgPtCo/L (cf. Figura 80). Observa-se que, em todos os casos, esses valores permaneceram extremamente superiores ao limite máximo de 75 mgPtCo/L, estabelecido pela Resolução CONAMA nº 430/2011 (cf. figura 80).

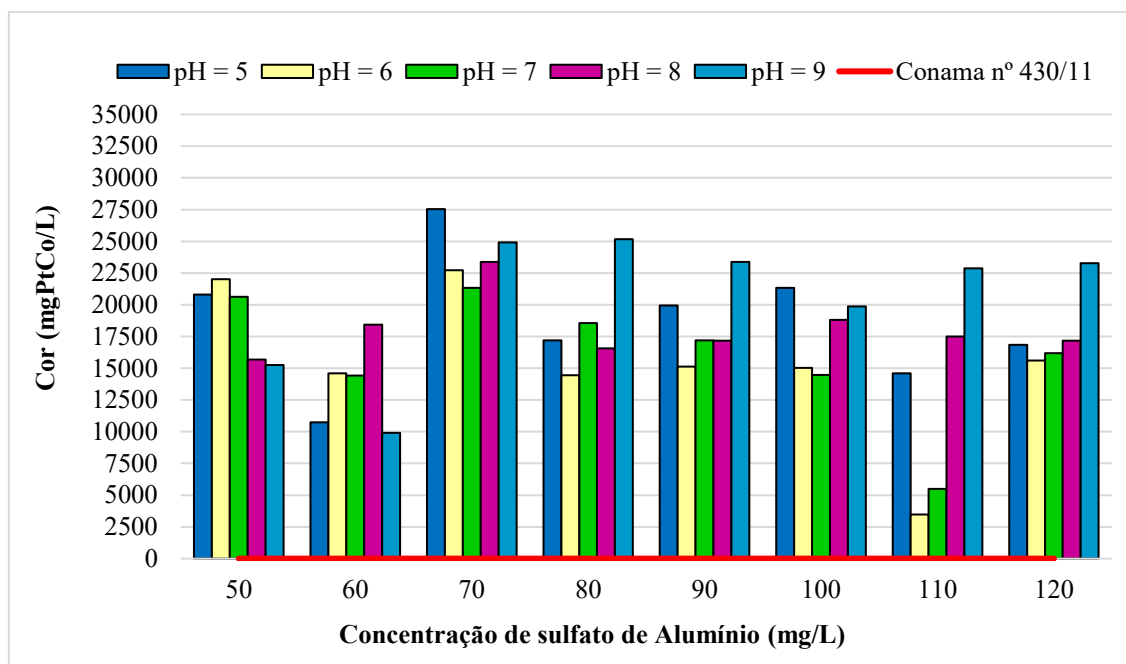
Com pH 5, os valores oscilaram entre 14.594,0 e 33.018,0 mgPtCo/L, apresentando grandes flutuações sem tendência de redução com o aumento da dosagem de sulfato de alumínio. Já em pH 6, apesar de alguns ensaios apresentarem valores mais baixos, como 3.466,9 mgPtCo/L (110 mg/L de sulf. alumínio), a maioria dos resultados permaneceu próxima do máximo (33.018,0 mgPtCo/L), indicando alta instabilidade do processo e baixa eficiência de remoção.

Alguns ensaios em pH 6 e 7 apresentaram valores menores, como 3.466,9 e 5.481,0 mgPtCo/L (ensaios 110 mg/L de sulf. alumínio), sugerindo que essas faixas podem favorecer os mecanismos de remoção. No entanto, a maioria dos resultados permaneceu próxima do valor máximo observado (33.018,0 mgPtCo/L), indicando alta instabilidade e baixa eficiência do processo.

Em pH 8 e 9, os resultados apresentaram menos variações em algumas condições, mas ainda mantiveram-se muito acima do padrão legal, indicando que a eficiência global do processo continua limitada.

Figura 80

Cor em diferentes pH (5 a 9) e concentrações de sulfato de alumínio.

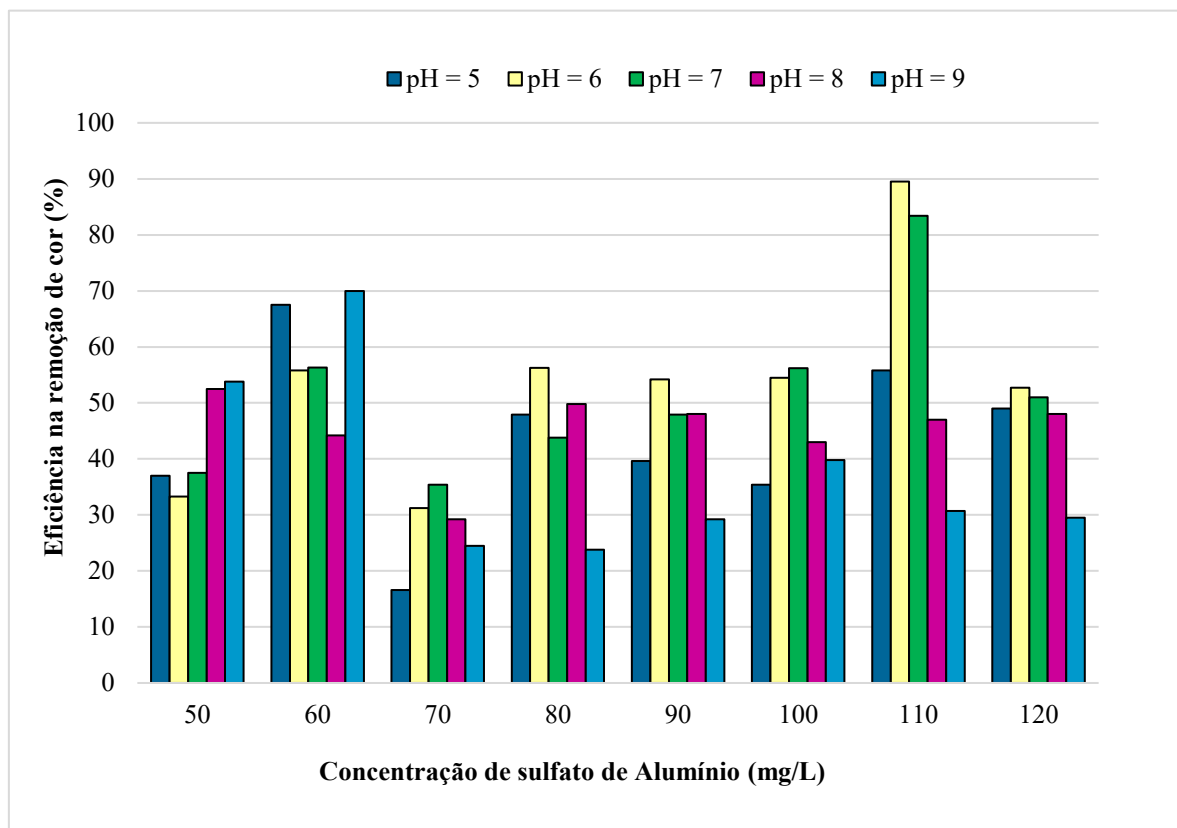


Na faixa de pH (pH 5 - 9), em pH 5, os resultados mostraram-se mais variáveis e sem tendência clara de aumento da eficiência com a dosagem, sugerindo menor estabilidade do processo em meio ácido. Destacam-se, em particular, as remoções 83,4% a 89,5% registradas em pH 6 e 7 (cf. Figura 81), para uma concentração de sulfato de alumínio de 110 mg/L. Este comportamento pode ser explicado pela predominância da espécie $Al(OH)_3(s)$ nessa região, reconhecida como a forma mais eficaz para a coagulação por varredura (Ferreira Filho, 2017).

Em pH 8, os percentuais mantiveram-se moderados, indicando uma leve redução da eficiência quando comparados aos valores obtidos em pH próximo à neutralidade. Esse comportamento sugere que o aumento do pH interfere parcialmente na atuação do coagulante, possivelmente devido à alteração das cargas superficiais das partículas. Em pH 9, observou-se, de forma geral, queda no desempenho do coagulante, evidenciando que condições mais alcalinas comprometem a eficiência do processo. Tal redução pode estar associada à menor formação de flocos ou à instabilidade dos agregados formados nessas condições.

Figura 81

Eficiência de remoção de cor do sobrenadante em diferentes pH (5 a 9) e concentrações de sulfato de alumínio.

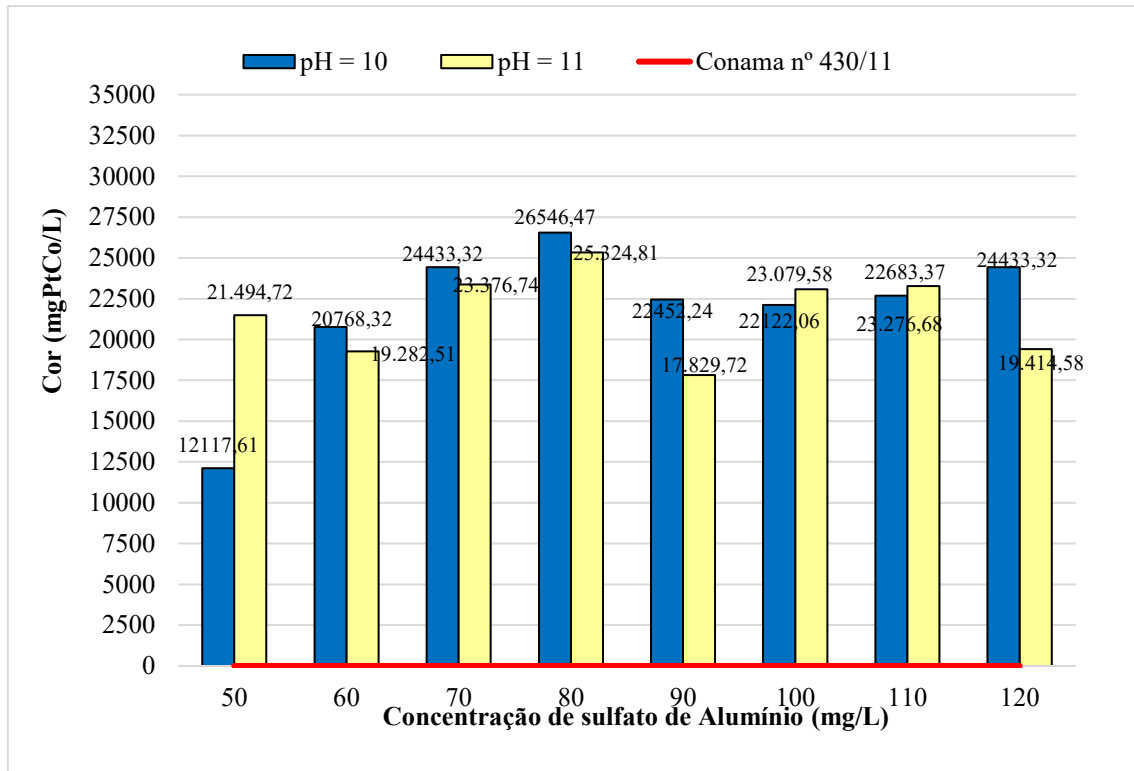


Por outro lado, em condições alcalinas (**pH 10–11**), observou-se remoção de cor; entretanto, os valores obtidos foram 12.117 mg PtCo/L para pH 10 (50 mg/L) e 17.829,7 mg PtCo/L para pH 11 (90 mg/L), ambos superiores ao limite de 75 mg PtCo/L estabelecido pela Resolução CONAMA nº 430/2011 (cf. Figura 82). Esse efeito está ligado à conversão do hidróxido precipitado em espécies solúveis, sobretudo o íon $\text{Al}(\text{OH})_4^-$, cuja presença reduz significativamente o potencial coagulante. Nessas condições, a formação de flocos torna-se menos eficiente, comprometendo os mecanismos de agregação e sedimentação das partículas. Como consequência, observa-se menor desempenho global do processo de coagulação (Di Bernardo e Dantas, 2005).

Em pH elevados, a dissolução dos precipitados de alumínio diminui a formação de flocos estáveis, resultando em menores taxas de remoção quando comparadas àquelas obtidas no intervalo ótimo. Além disso, a repulsão eletrostática aumentada e a menor capacidade de desestabilização das partículas coloidais contribuem para a redução do desempenho coagulante (Seneda et al., 2021).

Figura 82

Cor em diferentes pH (10 a 11) e concentrações de sulfato de alumínio

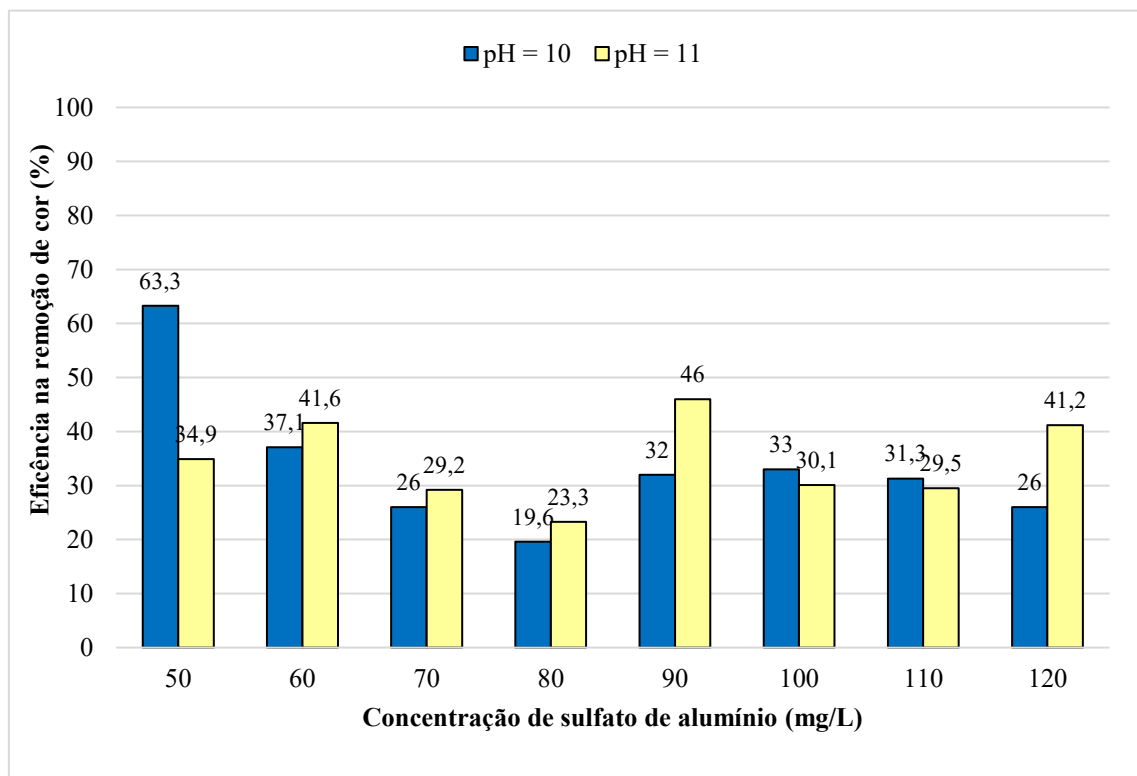


Os resultados percentuais obtidos em **pH 10 e 11** indicam que condições fortemente alcalinas reduzem a eficiência do sulfato de alumínio. Em pH 10, os valores variaram entre 19,6% e 63,3%, com maior eficiência observada na menor dosagem (50), seguida de queda progressiva com o aumento da dosagem. Em pH 11, os percentuais oscilaram entre 23,3% e 46,0%, destacando-se a dosagem 90, porém sem tendência consistente de melhoria com o incremento da dosagem (cf. Figura 83). Esse comportamento sugere que, em meios altamente alcalinos, o aumento da dosagem do coagulante não resulta em ganhos proporcionais de eficiência (Richter; Azevedo Netto, 1991). Além disso, a predominância de espécies solúveis de alumínio compromete a formação de flocos estáveis. Dessa forma, evidencia-se que o controle do pH é um fator determinante para o desempenho do processo de coagulação.

De forma geral, ambos os valores de pH apresentaram desempenhos inferiores aos obtidos em faixas de pH mais próximas da neutralidade, evidenciando que a elevada alcalinidade compromete a atuação do coagulante. Esses resultados reforçam a necessidade de ajuste de pH como estratégia fundamental para otimizar a eficiência do tratamento com sulfato de alumínio.

Figura 83

Eficiência de remoção de cor do sobrenadante em diferentes pH (10 a 11) e concentrações de sulfato de alumínio



A avaliação da influência do pH sobre a eficiência do processo de remoção de cor evidenciou padrões distintos de desempenho, diretamente relacionados à especiação do alumínio em solução (cf. Tabela 19).

Tabela 19

Eficiência de remoção de cor em função do pH e da concentração do sulfato de alumínio.

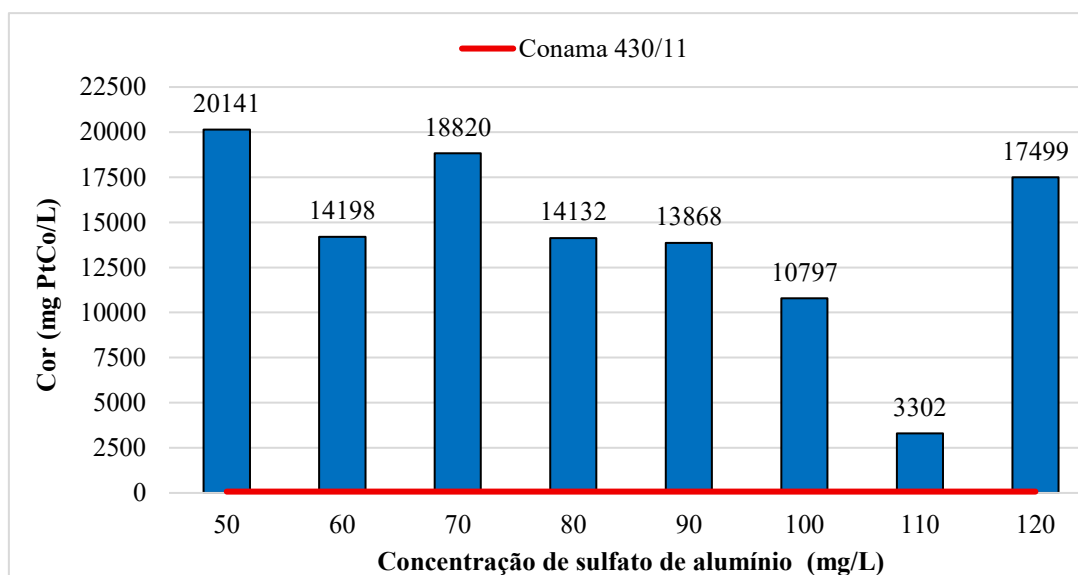
	2	14,6	65,2	31,3	64,6	50,0	50,0	0,0	44,8
	3	52,0	55,4	0,0	33,3	31,3	43,8	33,3	41,5
	4	39,6	38,5	20,8	37,5	37,5	39,6	40,2	39,4
	5	37,0	67,5	16,6	47,9	39,6	35,4	55,8	49,0
pH	6	33,3	55,8	31,2	56,3	54,2	54,5	89,5	52,7
	7	37,5	56,3	35,4	43,8	47,9	56,2	83,4	51,0
	8	52,5	44,2	29,2	49,8	48,0	43,0	47,0	48,0
	9	53,8	70,0	24,5	23,8	29,2	39,8	30,7	29,5
	10	63,3	37,1	26,0	19,6	32,0	33,0	31,3	26,0
	11	34,9	41,6	29,2	23,3	46,0	30,1	29,5	41,2
		50,0	60,0	70,0	80,0	90,0	100,0	110,0	120,0
		Sulfato de alumínio (mg/L)							

Foi constatado que a concentração de sulfato de alumínio que melhores resultados promoveu, em termos de remoção da cor, foi a de 110 mg/L, nos pH de 6 e 7. Assim, procurou-se ainda obter um pH ótimo de coagulação que permitisse a máxima eficiência do coagulante na remoção de cor, realizando novos ensaios Jar Test com concentrações de sulfato de alumínio compreendidas entre 50 e 120 mg/L, para um pH de 6,5.

A melhor dosagem voltou a ser de 110 mg/L que apresentou melhor desempenho, conforme observado na pesquisa (cf. Figura 84), resultando em um valor de 3.302 mgPtCo/L.

Figura 84

Cor a pH = 6,5 e a diferentes concentrações de sulfato de alumínio.

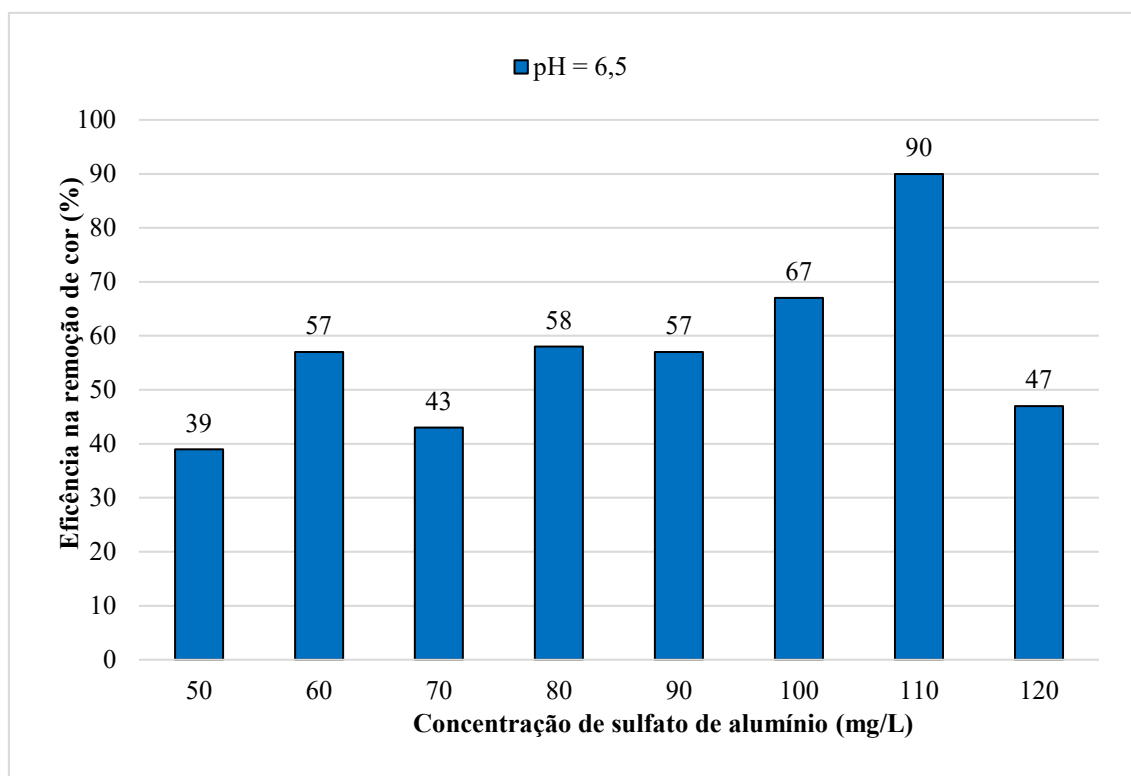


A figura 85 apresenta os percentuais de eficiência de remoção de cor com a dosagem de sulfato de alumínio a pH 6,5, demonstrando um comportamento não linear com a dosagem. Para dosagens baixas (50 - 70 mg/L), a eficiência variou entre 39% e 57%, indicando subdosagem e formação insuficiente de $Al(OH)_3(s)$. Com dosagens intermediárias (80 - 100 mg/L), a eficiência aumentou gradualmente, atingindo 67%, refletindo melhor coagulação e floculação. A máxima eficiência (90%) foi obtida em 110 mg/L, representando a dosagem ótima.

Acima desse valor (120 mg/L), a eficiência caiu para 47% devido à superdosagem, que causa reestabilização coloidal e flocos instáveis. Esses resultados evidenciam que, mesmo em pH favorável, o desempenho depende de ajuste preciso da dosagem para evitar efeitos adversos.

Figura 85

Eficiência de remoção de cor do sobrenadante em pH: 6,5 e concentrações de sulfato de alumínio.

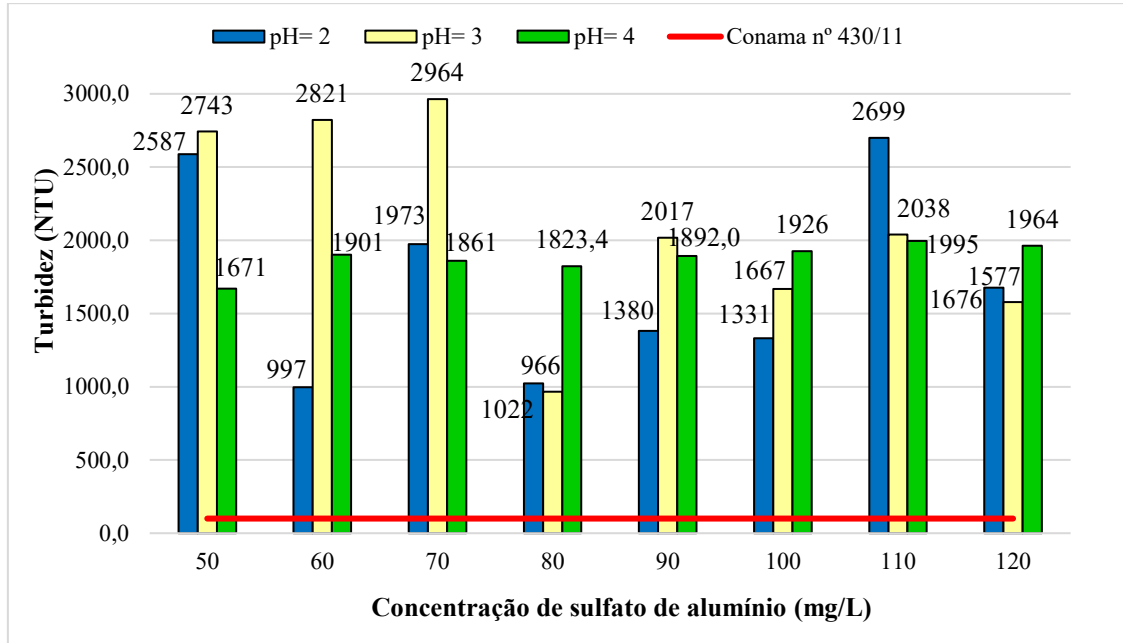


Esses valores estão em consonância com Richter; Azevedo Neto (1991), Di Bernardo e Dantas (2005), que apontaram a faixa de pH (5,5 – 7,5) como a mais favorável para a coagulação com sais de alumínio devido à formação predominante de $Al(OH)_3(s)$. Os resultados destacam que o controle preciso do pH, aliado à dosagem ótima de sulfato de alumínio, é essencial para maximizar a eficiência da coagulação, garantindo a formação adequada de flocos, evitando a solubilização do alumínio e mantendo a estabilidade operacional do processo.

Quanto à turbidez, os resultados indicam uma forte dependência do pH bem como da concentração do coagulante. Observou-se que a pH baixos (**pH 2 e 4**) as eficiências de remoção da turbidez são baixas (cf. Figura 86). Esse comportamento indica instabilidade do processo de coagulação em meio fortemente ácido, o que pode estar associado à elevada solubilidade das espécies de alumínio e à menor eficiência de formação de flocos (Matos et al., 2007).

Figura 86

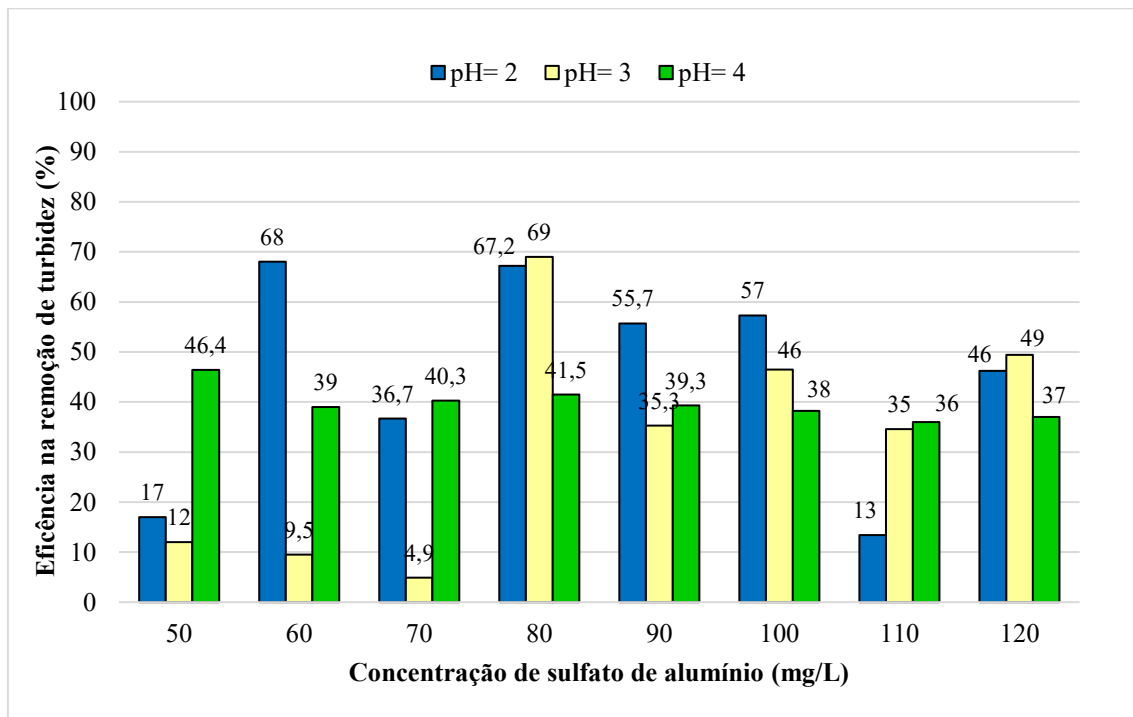
Turbidez em diferentes pH (2 a 4) e concentrações de sulfato de alumínio.



As maiores eficiências de remoção de turbidez ocorreram com 68% em pH 2 (60 mg/L), 69% em pH 3 (80 mg/L) e 46,4% em pH 4 (50 mg/L) (cf. Figura 87).

Figura 87

Eficiência de remoção de turbidez do sobrenadante em diferentes pH (2 a 4) e concentrações de sulfato de alumínio

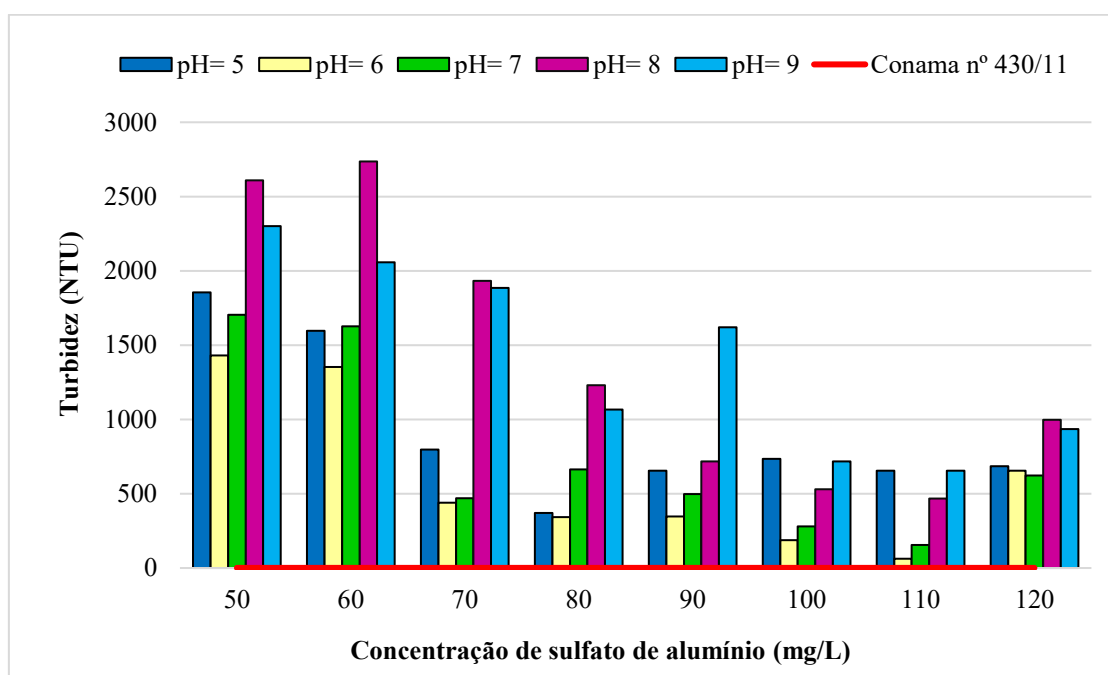


Na faixa de pH entre 5 e 9, os valores da turbidez obtidos tendem a ser menores (logo, maiores eficiências de remoção) e relativamente mais próximos, especialmente a partir das concentrações de coagulante de 70 a 120 mg/L.

Esse comportamento sugere, conforme já observado, que essa faixa de pH é mais favorável à atuação do sulfato de alumínio, promovendo melhores condições para a coagulação, formação e crescimento dos flocos, conforme esperado para sistemas de tratamento de água (cf. Figura 88) (Schiocchetti et al., 2015).

Figura 88

Turbidez em diferentes pH (5 a 9) e concentrações de sulfato de alumínio

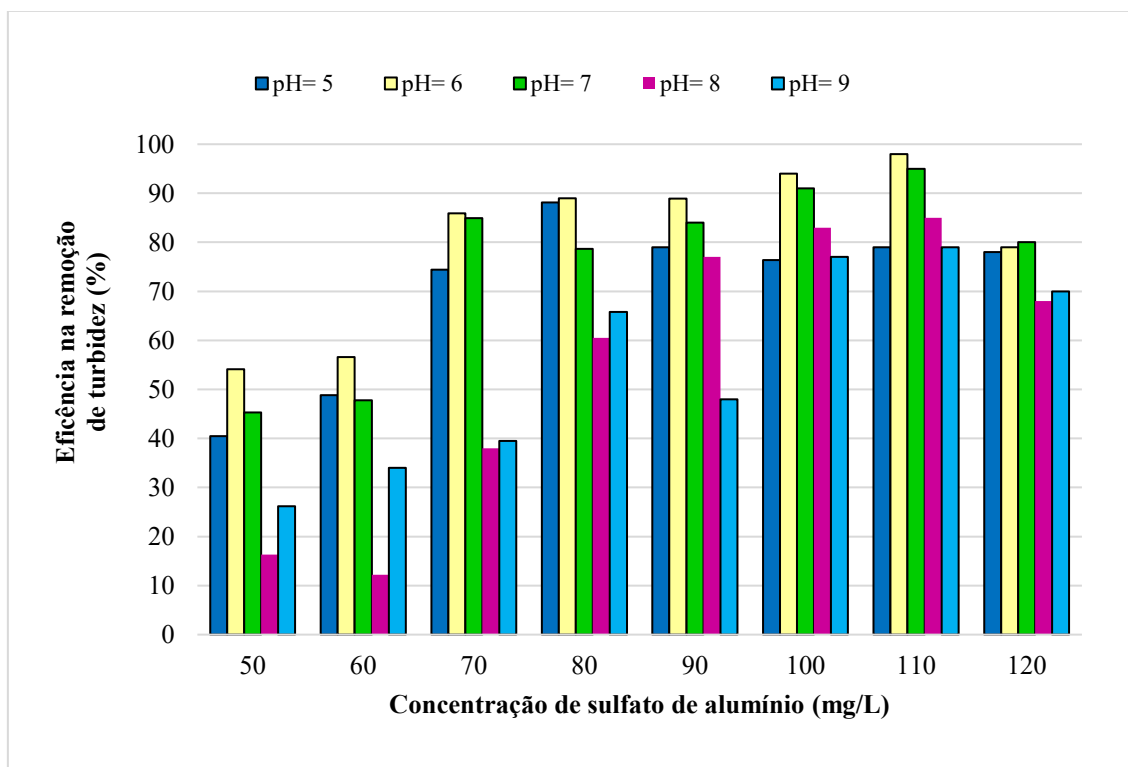


A eficiência da coagulação com sulfato de alumínio demonstrou forte dependência do pH e da dosagem aplicada. Em pH = 5, os percentuais variaram de 40,5% a 88,1%. O pH 6 e 7, destacam-se os menores valores registrados em praticamente todas as dosagens, indicando uma condição ótima de desempenho do coagulante (cf. Figura 89).

Aliás, em pH = 6, os valores oscilaram entre 54,1% e 98%, atingindo a máxima eficiência para a dosagem de 110 mg/L, com turbidez inferior ao limite de 100 NTU estabelecido pela Resolução CONAMA n.º 430/2011, sendo obtido um valor aproximado de 63 NTU. Para pH = 7, observou-se variação de 45,3% a 95%, apresentando melhor desempenho com 110 mg/L de dosagem. Para pH 8, os valores variaram entre 12,2% e 85%, enquanto para pH 9 situaram-se entre 26,2% e 79%, indicando que a coagulação é reduzida em meios alcalinos, comprometendo a eficiência na remoção da turbidez (cf. Figura 89).

Figura 89

Eficiência de remoção de turbidez do sobrenadante em diferentes pH (5 a 9) e concentrações de sulfato de alumínio



A coagulação com sulfato de alumínio em pH 10 e 11 apresentou turbidez significativamente acima do limite de 100 NTU estabelecido pela Resolução CONAMA n° 430/2011, variando de 589 a 2.681 NTU em pH 10 e de 343 a 2.556 NTU em pH 11. As menores turbidez foram obtidas em dosagens intermediárias (70 - 90 mg/L), mas mesmo assim os valores permaneceram altos, indicando eficiência insuficiente em meios fortemente alcalinos (cf. Figura 90).

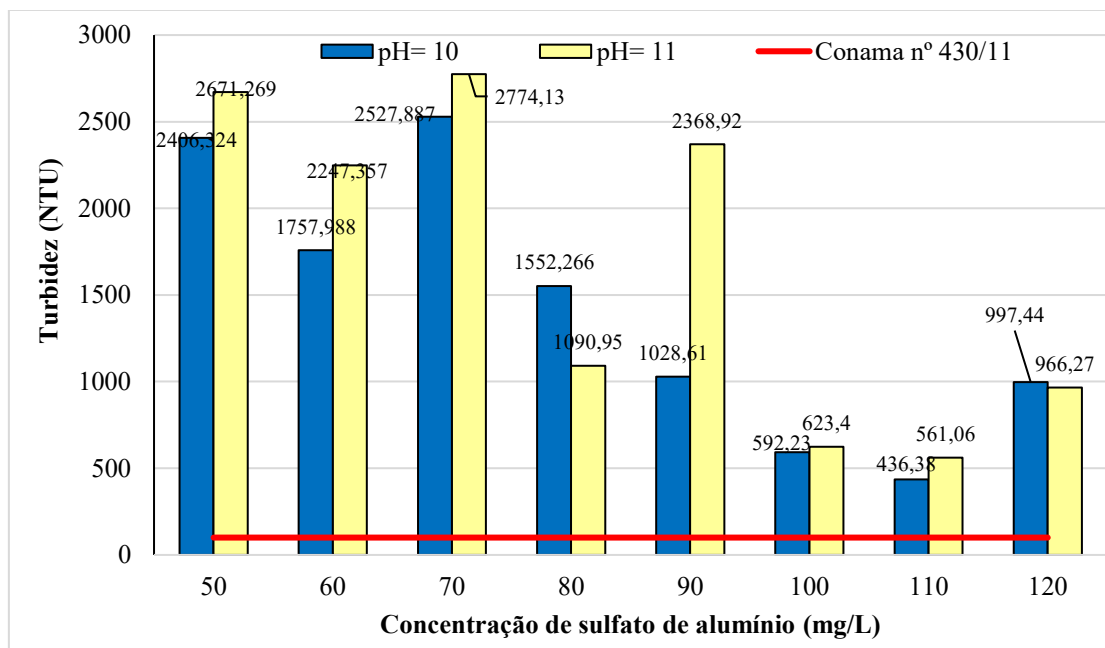
O aumento da dosagem acima de 100 mg/L não reduziu a turbidez, evidenciando efeitos de superdosagem e a necessidade de ajuste do pH ou de coagulantes alternativos para atingir os limites regulamentares.

A redução limitada da remoção da turbidez indica que a formação de flocos é prejudicada pela predominância de espécies solúveis de alumínio em meio alcalino. A elevada variabilidade entre dosagens evidencia a sensibilidade da coagulação ao pH.

A superdosagem pode provocar reestabilização das partículas, aumentando a turbidez. Em condições fortemente alcalinas, o sulfato de alumínio apresenta desempenho limitado (Richter; Azevedo Netto, 1991).

Figura 90

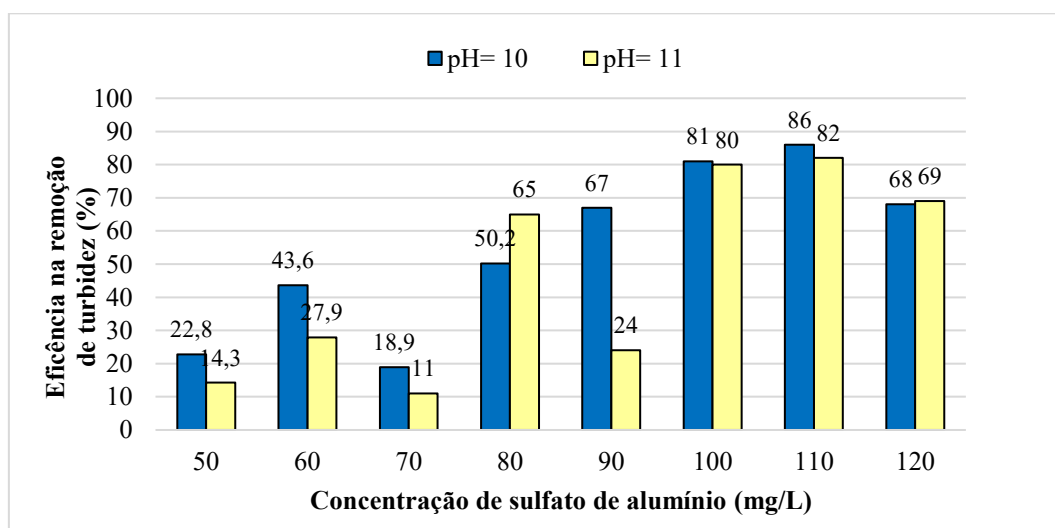
Remoção de turbidez em diferentes pH (10 a 11) e concentrações de sulfato de alumínio



Os dados apresentados indicam que a maior eficiência na remoção de turbidez em pH 10 e 11 foi de 86% e 82%, respectivamente, obtida com a dosagem de 110 mg/L (cf. Figura 91).

Figura 91

Eficiência de remoção de turbidez do sobrenadante em diferentes pH (10 a 11) e concentrações de sulfato de alumínio



Em pH 10, observa-se que a eficiência aumentou progressivamente com a dosagem, com menor valor de 18,9% e atingindo valores máximos de 86% para 110 mg/L, seguida por leve redução para 68% em 120 mg/L, sugerindo efeitos de superdosagem que podem causar reestabilização coloidal ou flocos menos estáveis.

Para pH 11, a resposta ao aumento da dosagem é menos linear. A eficiência mais baixa foi de 11%, com incremento significativo em 80 mg/L (65%) e alcançando valores máximos de 82% em 110 mg/L, permanecendo praticamente estável em 120 mg/L (69%). Esses resultados indicam que, embora o aumento da dosagem geralmente eleve a eficiência, o pH mais alcalino apresenta maior sensibilidade às condições de coagulação, provavelmente devido à predominância de espécies solúveis de alumínio, que dificultam a formação de flocos densos e a desestabilização coloidal.

De forma geral, ambos os valores de pH apresentaram desempenhos inferiores aos obtidos em faixas de pH mais próximas da neutralidade, evidenciando que a elevada alcalinidade compromete a atuação do coagulante. Esses resultados reforçam a necessidade de ajuste de pH como estratégia fundamental para otimizar a eficiência do tratamento com sulfato de alumínio.

A tabela 20 apresenta valores de pH e o percentual de remoção de turbidez do efluente submetido a diferentes dosagens de sulfato de alumínio, variando aproximadamente entre 50 e 120 mg/L. Sendo a melhor dosagem 110 mg/L.

Tabela 20

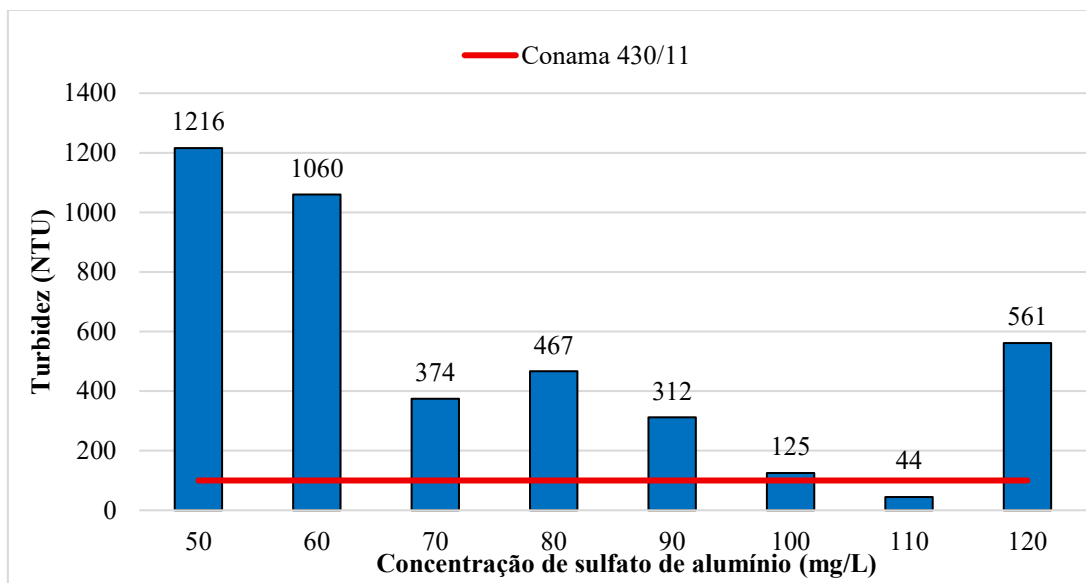
Eficiência de remoção da turbidez em função do pH e da concentração do sulfato de alumínio

	2	17,0	68,0	36,7	67,2	55,7	57,3	13,4	46,2
	3	12,0	9,5	4,9	69,0	35,3	46,5	34,6	49,4
	4	46,4	39,0	40,3	41,5	39,3	38,2	36,0	37,0
	5	40,5	48,8	74,4	88,1	79,0	76,4	79,0	78,0
pH	6	54,1	56,6	85,9	89,0	88,9	94,0	98,0	79,0
	7	45,3	47,8	84,9	78,7	84,0	91,0	95,0	80,0
	8	16,3	12,2	38,0	60,5	77,0	83,0	85,0	68,0
	9	26,2	34,0	39,5	65,8	48,0	77,0	79,0	70,0
	10	22,8	43,6	18,9	50,2	67,0	81,0	86,0	68,0
	11	14,3	27,9	11,0	65,0	24,0	80,0	82,0	69,0
		50,0	60,0	70,0	80,0	90,0	100,0	110,0	120,0
		Sulfato de Alumínio (mg/L)							

Nos ensaios também efetuados a pH = 6,5 também se mediu a turbidez de 44 NTU dentro do limite de 100 NTU estabelecido pela Resolução CONAMA nº 430/2011 (cf. Figura 92).

Figura 92

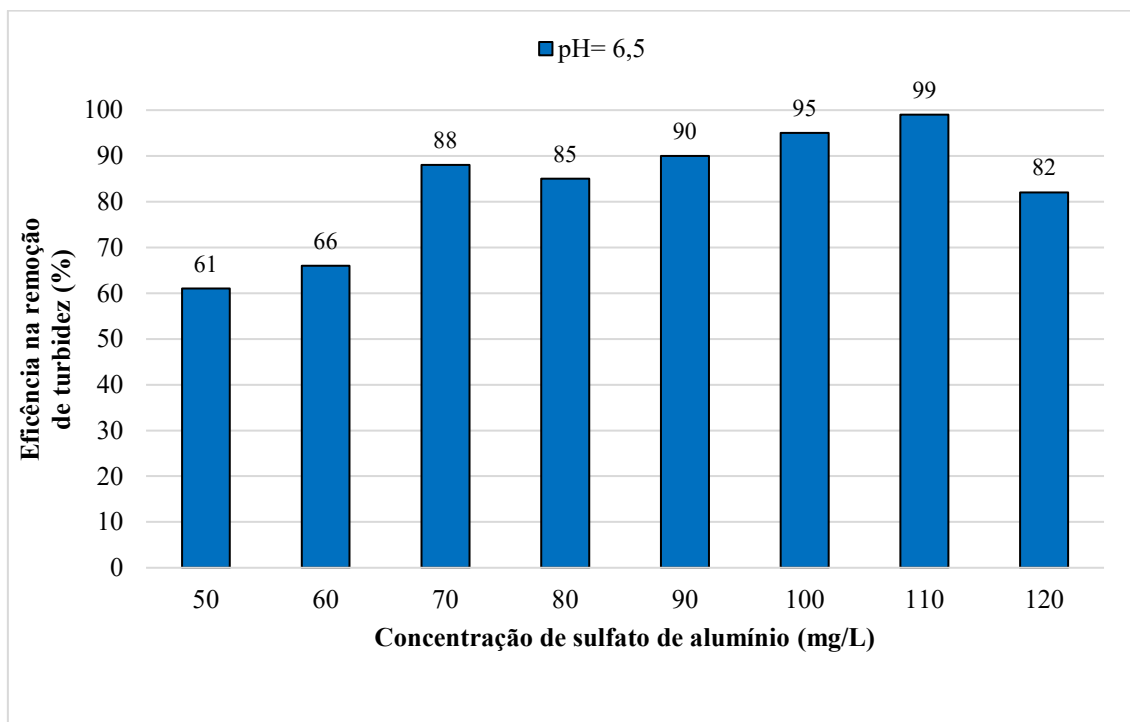
Turbidez a pH = 6,5 e a diferentes concentrações de sulfato de alumínio



Em pH 6,5, a eficiência do processo aumentou com a elevação da dosagem de sulfato de alumínio, variando de 61% a 99% (cf. Figura 93).

Figura 93

Eficiência na remoção de turbidez a pH = 6,5 e a diferentes concentrações de sulfato de alumínio



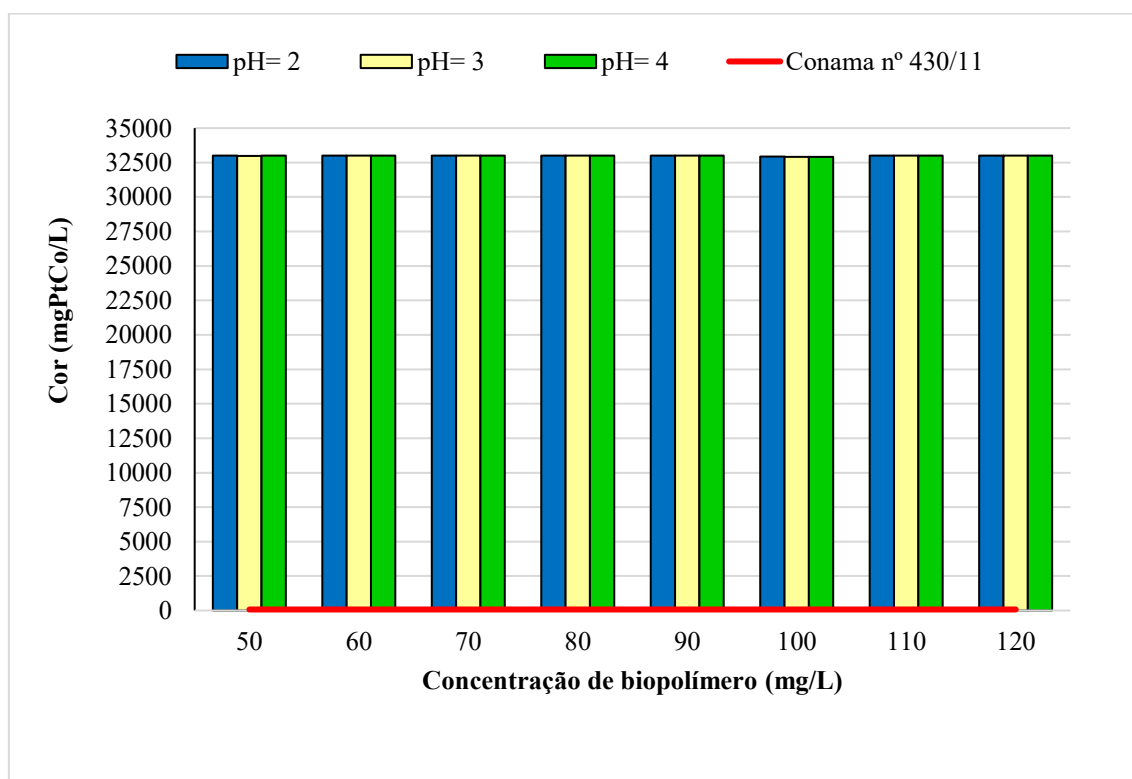
As maiores eficiências foram observadas entre 90 e 110 mg/L, com valor máximo de 99% em 110 mg/L, caracterizando essa dosagem como ótima. A redução da eficiência para 82% em 120 mg/L indica efeito de superdosagem, evidenciando a importância do ajuste preciso da concentração do coagulante para maximizar o desempenho do processo.

Foram efetuadas também ensaios apenas com o biopolímero de amido de milho, na mesma gama de concentrações e de valores de pH utilizados para o sulfato de alumínio.

Os valores obtidos para o parâmetro analisado em pH 2, 3 e 4, nas dosagens de 50 a 120, permaneceram praticamente constantes, em torno de 33.000 mgPtCo/L, independentemente do pH ou da dosagem do biopolímero de amido de milho aplicada. Quando comparados ao limite de 75 mgPtCo/L estabelecido pela Resolução CONAMA nº 430/2011, todos os resultados apresentaram valores muito superiores ao permitido, demonstrando que o processo não foi eficaz para a redução do parâmetro analisado nas condições estudadas (cf. Figura 94).

Figura 94

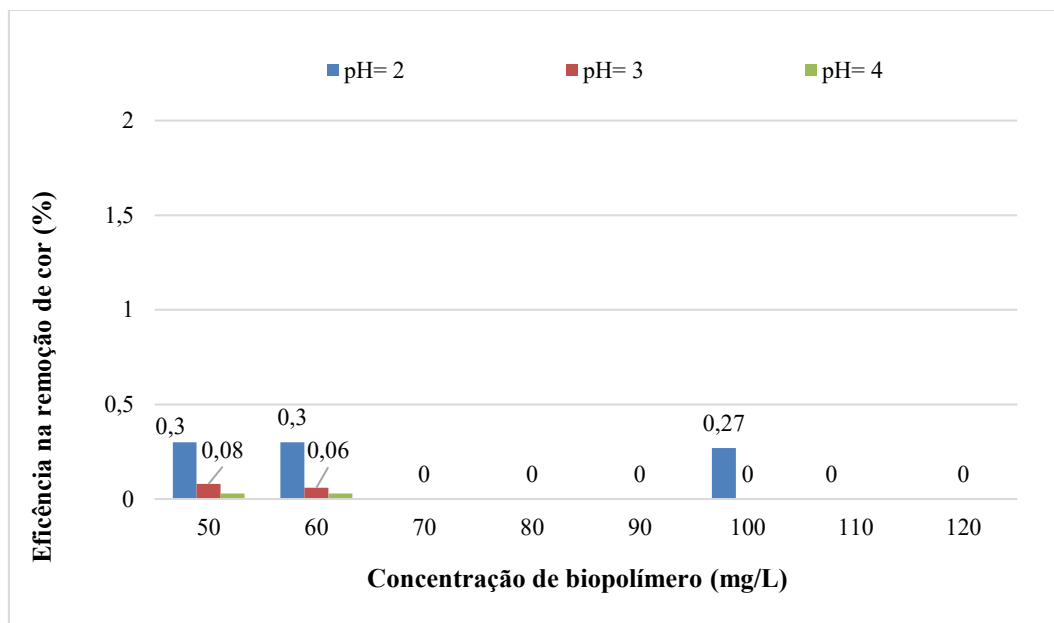
Cor em diferentes pH (2 a 4) e concentrações de biopolímero



Os resultados indicam que, em condições fortemente ácidas pH entre 2 e 4, as eficiências de remoção de cor foram insignificantes, demonstrando a baixa eficiência dos biopolímeros (cf. Figura 95).

Figura 95

Eficiência de remoção de cor em diferentes pH (2 a 4) e concentrações de biopolímero

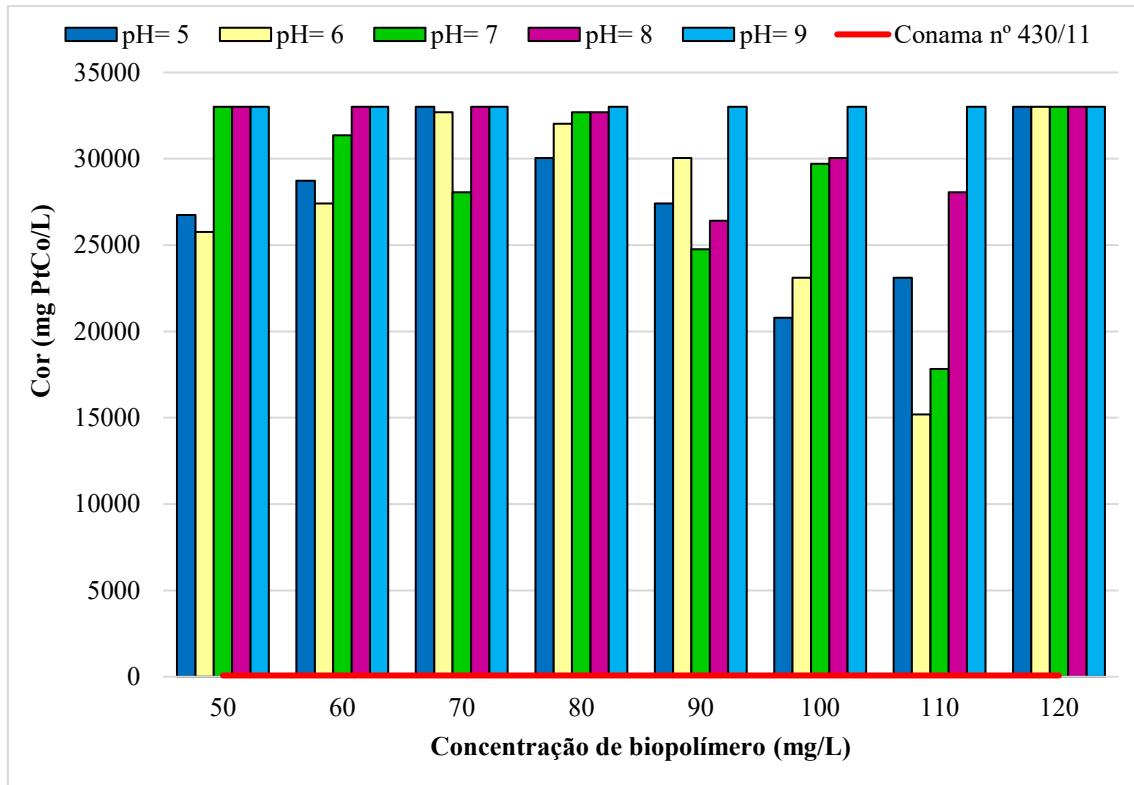


A figura 96 apresenta os valores obtidos para o parâmetro de cor avaliado nas condições de pH 5 a 9, para diferentes dosagens de biopolímero, bem como o limite estabelecido pela Resolução CONAMA nº 430/2011, fixado em 75 mgPtCo/L. Observa-se que os valores medidos variaram entre aproximadamente 15.188,3 e 33.018,0, permanecendo, em todos os casos, muito acima do padrão legal estabelecido.

De forma geral, os resultados demonstram que, embora algumas reduções pontuais tenham sido observadas, nenhuma das condições avaliadas entre pH 5 e 9 foi capaz de promover a redução do parâmetro analisado a níveis compatíveis com o limite da Resolução CONAMA nº 430/2011. Esses resultados indicam a limitação do biopolímero como única etapa de tratamento nessas condições operacionais, reforçando a necessidade de ajustes de pH mais adequados ou da adoção de processos complementares para o atendimento à legislação ambiental.

Figura 96

Cor em diferentes pH (5 a 9) e concentrações de biopolímero

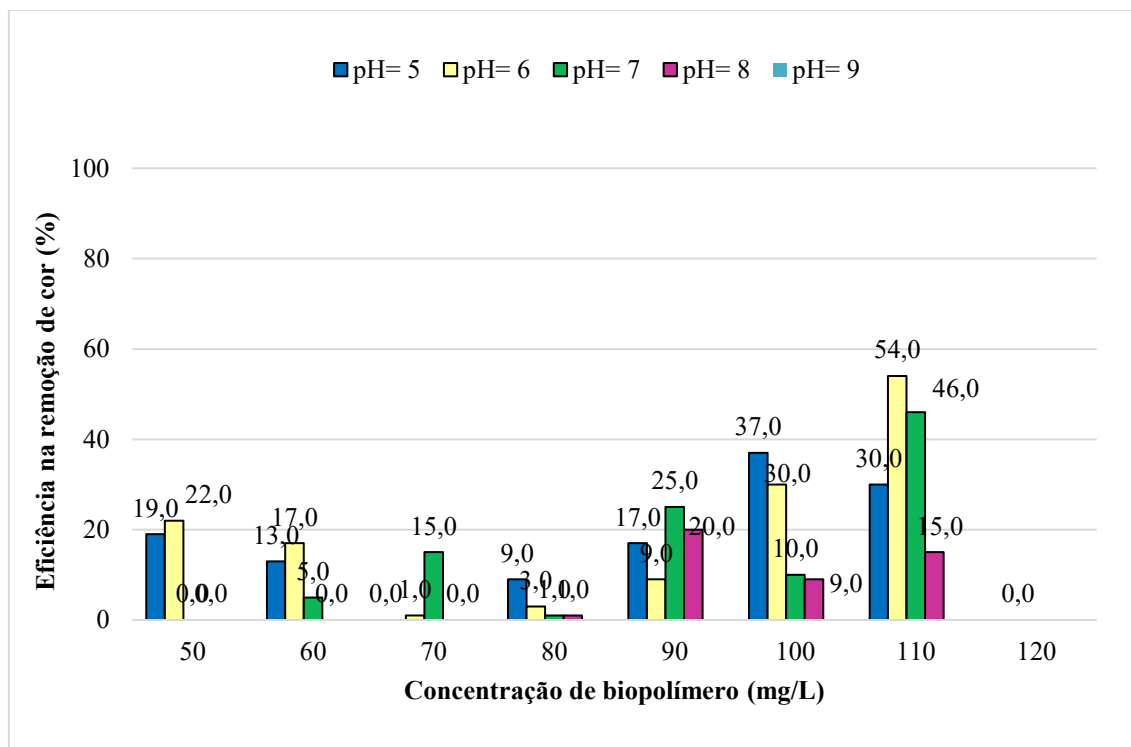


Os resultados percentuais indica influência significativa do pH e da dosagem no desempenho do processo (cf. Figura 97). Em pH = 5, as eficiências variaram de 0% a 37%, com melhor resultado na dosagem 110 mg/L.

No pH = 6, observaram-se percentuais superiores, entre 0% e 54%, destacando-se a dosagem 110 mg/L. Em pH = 7, os valores oscilaram entre 0% e 46%, com maiores eficiências na dosagem 110 mg/L. Para pH 8, os percentuais foram de 0% a 15%, com melhor desempenho na dosagem 90 mg/L. Para o pH 9, os resultados foram praticamente nulos, com valores de 0% para todas as dosagens.

Figura 97

Eficiência de remoção de cor em diferentes pH (5 a 9) e concentrações de biopolímero

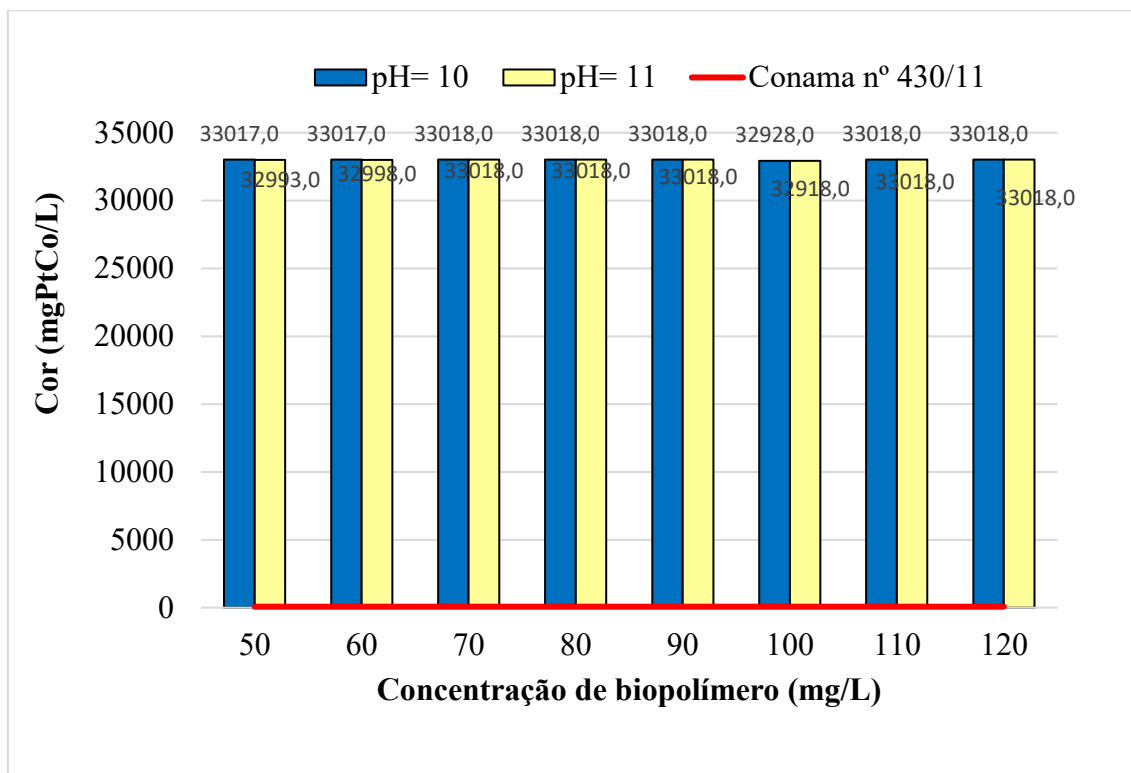


Na Figura 98 são apresentados os resultados obtidos nos ensaios realizados em **pH 10 e 11**. Observa-se que o biopolímero não apresentou atividade ou interação significativa com o meio nessas condições. A ausência de eficiência na remoção pode estar associada à inadequação do pH, uma vez que valores elevados, como 10 e 11, podem comprometer a estabilidade química do biopolímero e reduzir sua capacidade de interação com as partículas responsáveis pela cor.

De modo geral, os resultados indicam redução pouco significativa do parâmetro cor, não sendo alcançados níveis de 75 mg PtCo/L, conforme o limite estabelecido pela Resolução CONAMA nº 430/2011. Esse comportamento sugere que, em pHs alcalinos elevados, o processo de remoção torna-se ineficiente, indicando a necessidade de ajuste do pH ou da aplicação de métodos complementares de tratamento para atendimento aos padrões legais.

Figura 98

Cor em diferentes pH (10 e 11) e concentrações de biopolímero

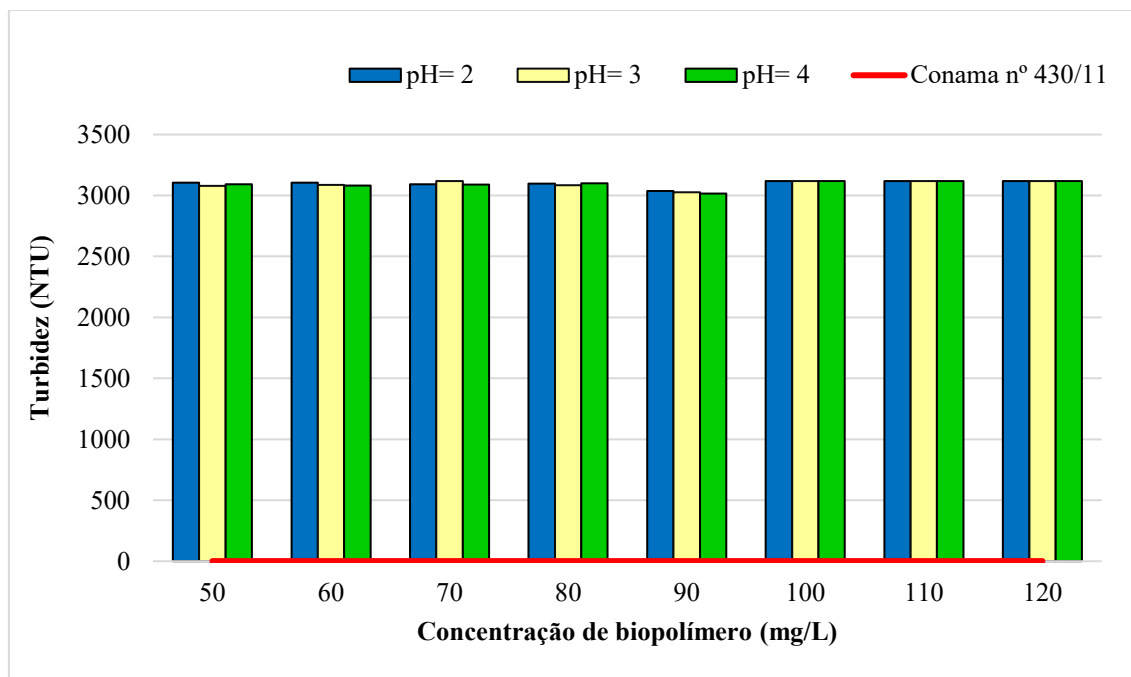


Os resultados apresentados indicam que, para as condições experimentais avaliadas em pH 10 e pH 11, não houve qualquer remoção do parâmetro analisado ao longo de todo o período estudado. Em todas as dosagens, de 50 a 120 mg/L, os valores permaneceram iguais a zero, evidenciando a completa ausência de eficiência do processo nessas faixas de pH.

Passando à análise dos resultados da remoção de turbidez utilizando biopolímero de amido de milho, na faixa de pH entre 2 e 4, observa-se que, para pH 2, o valor mais baixo obtido foi de 3.037 NTU. No caso dos pHs 3 e 4, os melhores resultados foram de 3.027 NTU e 3.082 NTU, respectivamente. Todos os valores encontram-se acima do limite de 100 NTU estabelecido pela Resolução CONAMA nº 430/2011 (cf. Figura 99).

Figura 99

Turbidez em diferentes pH (2 a 4) e concentrações de biopolímero



A figura 100 apresenta a variação da eficiência percentual em função do pH e da dosagem aplicada.

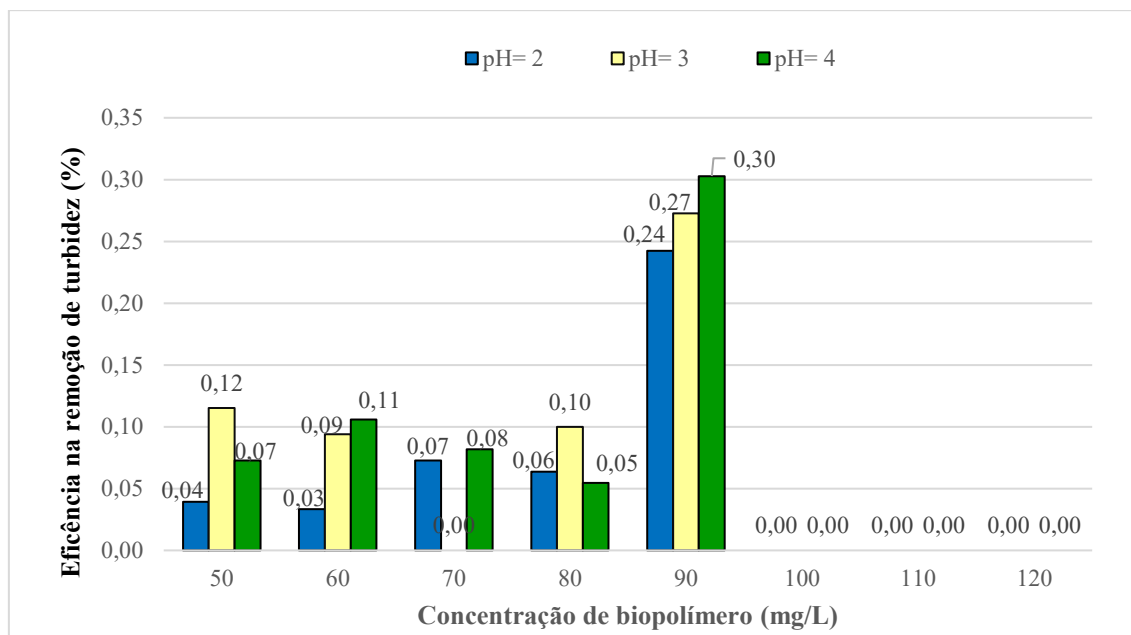
Em pH = 2, os percentuais variaram de 0% a 0,24%, observando-se aumento gradual da eficiência com o incremento da dosagem. O maior valor foi registrado na dosagem 90 mg/L, indicando que, mesmo em meio fortemente ácido, o aumento da dosagem pode favorecer parcialmente o desempenho do processo (cf. Figura 100).

No pH = 3, os resultados apresentaram maior variabilidade, com percentuais entre 0% e 0,27%. A maior eficiência foi observada na dosagem de 90 mg/L, sugerindo que essa condição de pH é mais favorável à atuação do processo quando associada a dosagens mais elevadas.

Para o pH 4, os percentuais situaram-se entre 0% e 0,30%, com destaque para as dosagens 90 mg/L. Esses resultados indicam que o pH 4 apresenta desempenho globalmente superior aos pHs 2 e 3, evidenciando que o aumento do pH dentro da faixa ácida contribui para a melhoria da eficiência do processo.

Figura 100

Eficiência de remoção de turbidez em diferentes pH (2 a 4) e concentrações de biopolímero



A figura 101 mostra que, na faixa de pH entre **5 e 9**, os valores de turbidez permaneceram elevados ao longo de todo o experimento, variando entre aproximadamente 2.997 e 3.117 NTU, sem influência significativa do pH e sempre acima do limite de 100 NTU estabelecido pela Resolução CONAMA nº 430/2011.

Nas dosagens de 50 a 90 mg/L, os valores de turbidez apresentaram apenas pequenas variações entre os diferentes pHs, não sendo observada qualquer tendência consistente de redução associada ao aumento ou à diminuição do pH. Esse comportamento indica que, nessa faixa de dosagem, o ajuste do pH não exerceu influência significativa sobre a eficiência do processo de remoção de turbidez. Além disso, os resultados sugerem que o mecanismo de remoção utilizado não foi sensível às variações de pH avaliadas, possivelmente em função das características do material particulado presente no efluente.

A partir da dosagem de 100 mg/L, os valores de turbidez mantiveram-se constantes em 3.117 NTU para todos os pHs analisados, evidenciando a estabilização do sistema. Esse padrão indica a ausência de remoção adicional do parâmetro analisado, sugerindo que o processo atingiu um limite operacional, além do qual não ocorrem melhorias significativas na eficiência do tratamento.

Figura 101

Turbidez em diferentes pH (5 a 9) e concentrações de biopolímero

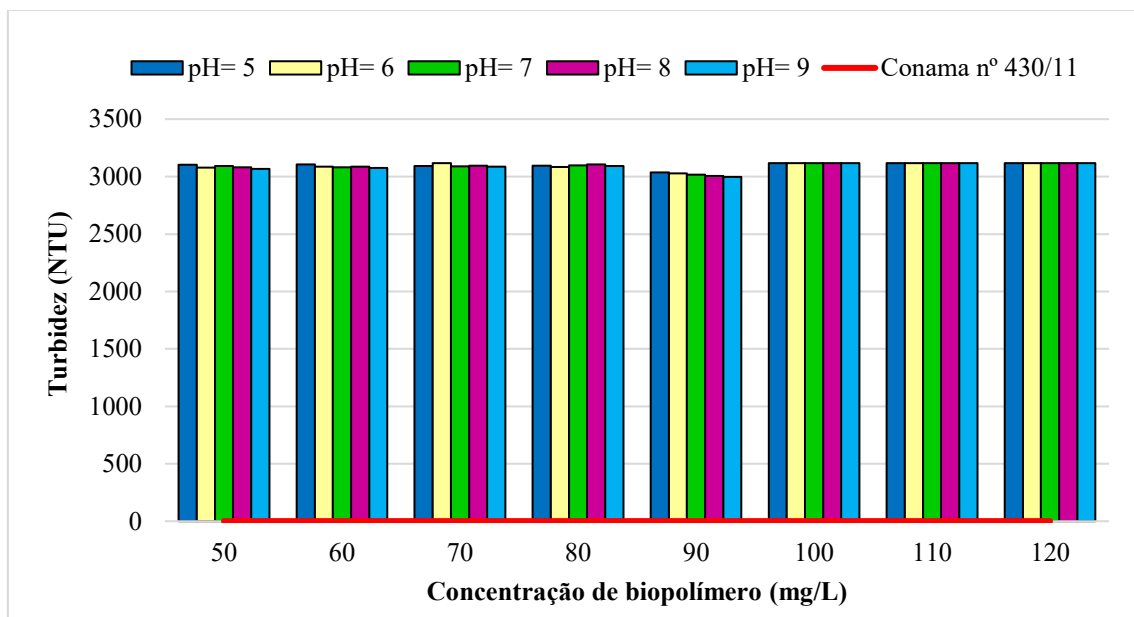
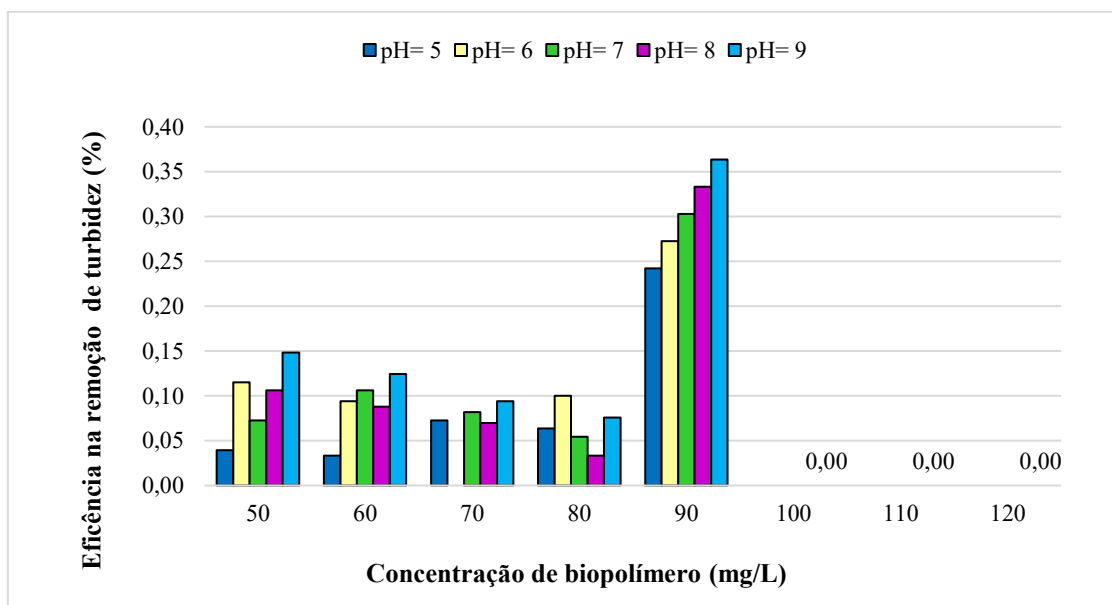


Figura 102

Eficiência de remoção de turbidez em diferentes pH (5 a 9) e concentrações de biopolímero

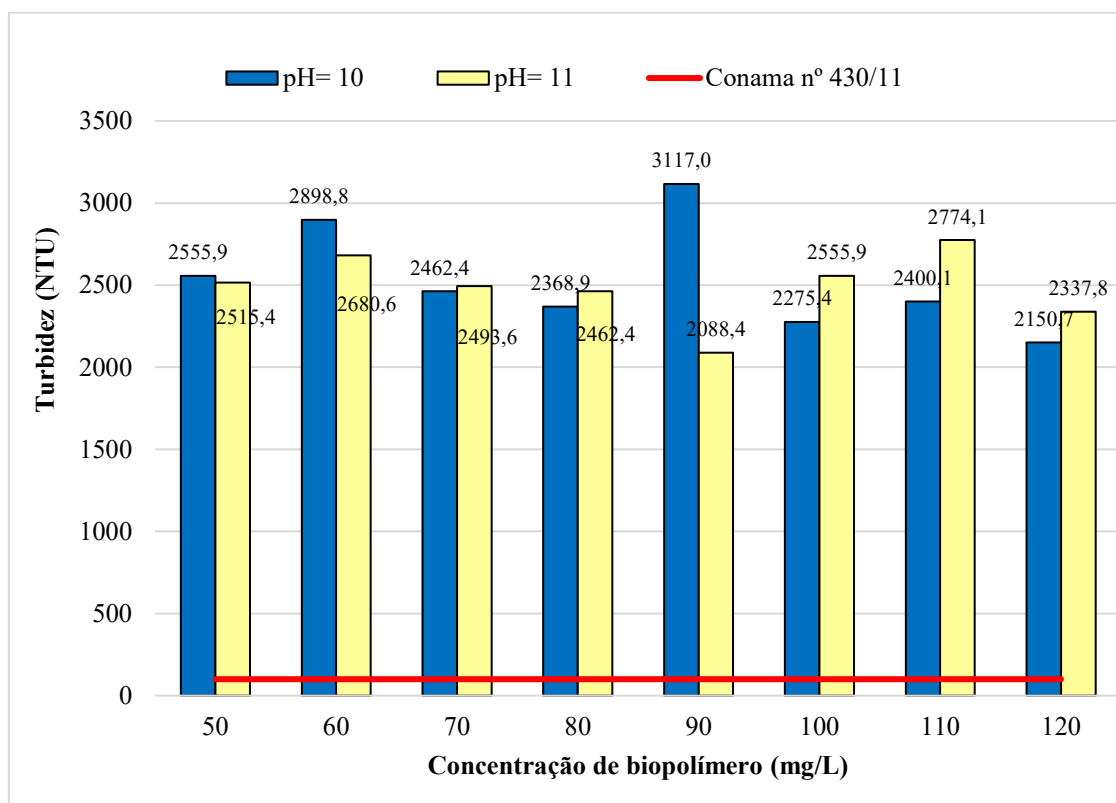


A figura 103 apresenta os valores do parâmetro analisado obtidos em condições de pH 10 e 11, para diferentes dosagens variando de 50 a 120, bem como o limite estabelecido pela Resolução CONAMA n° 430/2011, fixado em 100 NTU. Observa-se que os valores medidos variaram amplamente, entre 2.088,4 e 3.117, permanecendo, em sua totalidade, acima do limite legal estabelecido.

Em pH 10, o menor valor de turbidez observado foi de 2.150,7 NTU, com dosagem de 120 mg/L. Para o pH 11, a menor turbidez observada foi de 2.088,4 NTU, com dosagem de 90 mg/L. Esses resultados indicam que o aumento da dosagem, neste estudo, em meio fortemente alcalino, não contribui para a melhoria do desempenho do tratamento.

Figura 103

Turbidez em diferentes pH e concentrações de biopolímero

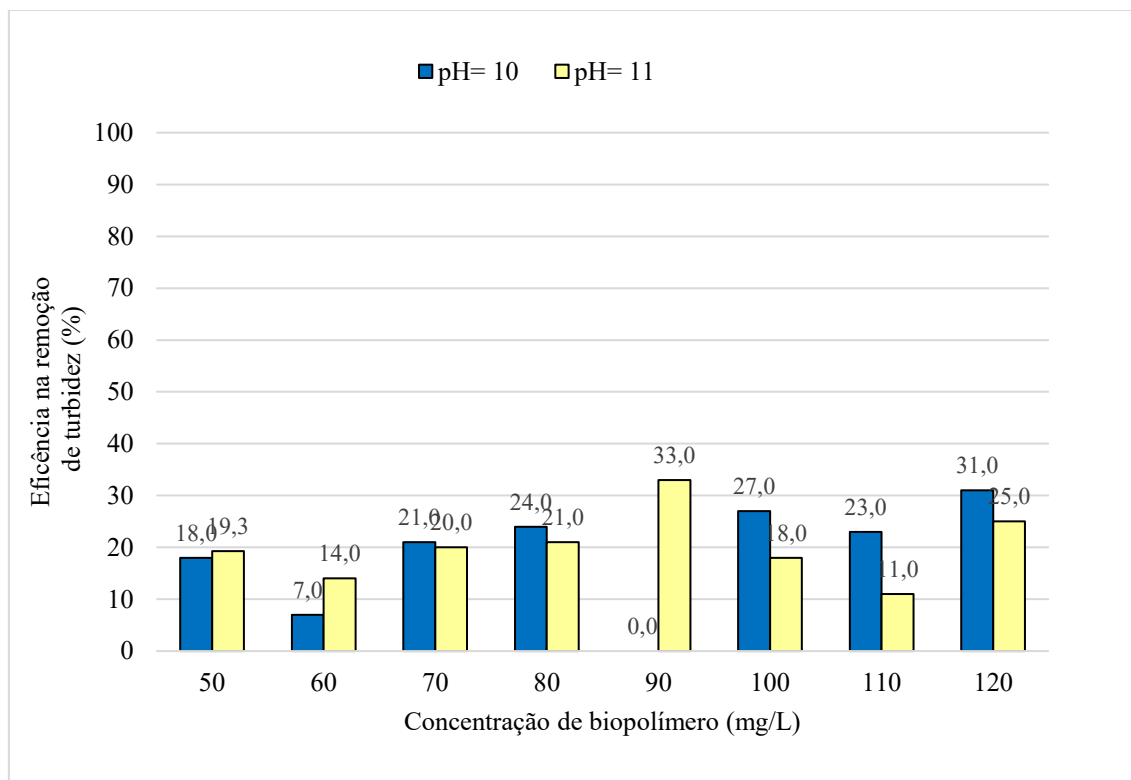


Para pH 10, a eficiência de remoção da turbidez apresenta uma tendência irregular, com valores entre 0% e 31%, sendo que algumas concentrações, como a 90 mg/L, apresentam eficiência nula, indicando baixa atuação do biopolímero em condições fortemente alcalinas (cf. Figura 104).

Em pH 11, a eficiência se mantém um pouco mais consistente, variando entre 11% e 33%, mas ainda abaixo do ideal. Esses dados indicam que, em pH muito alto, o desempenho do biopolímero é limitado, sugerindo que a estabilidade e a interação do material são comprometidas em condições fortemente alcalinas, independentemente da concentração aplicada.

Figura 104

Eficiência de remoção de turbidez em diferentes pH (10 e 11) e concentrações de biopolímero



O efluente do reator UASB (DQO = 5.064 mg O₂/L e DBO₅ = 1.704 mg O₂/L) foi utilizado nos ensaios que obtiveram os melhores desempenhos na aplicação de dosagens de sulfato de alumínio e biopolímero, cujos resultados de DQO e DBO₅ são apresentados na Tabela 21.

Tabela 21

Resultados das concentrações de DQO e DBO₅ para os ensaios que obtiveram as melhores eficiências de remoção de cor/turbidez

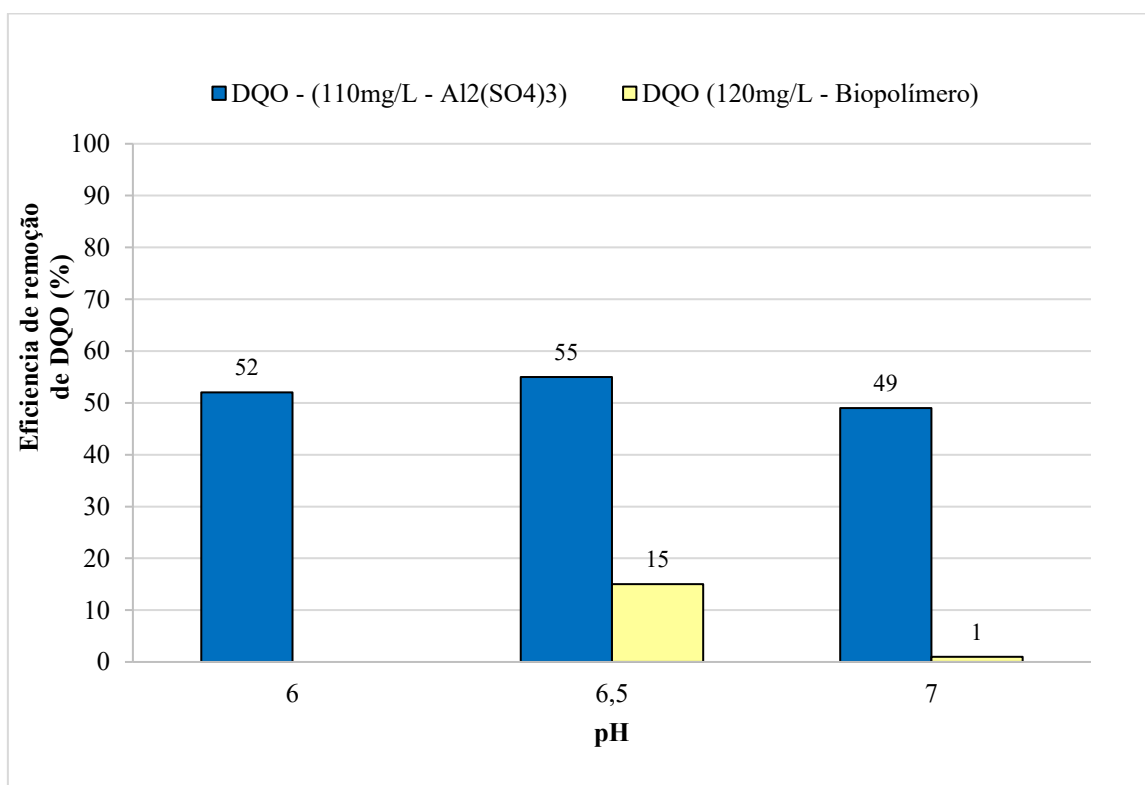
pH	Concentração de coagulante	Parâmetro		
		DQO (mg O ₂ /L)	DBO ₅ (mg O ₂ /L)	V.M.P* de DBO ₅ (mg O ₂ /L)
6,0	110mg/L Al ₂ (SO ₄) ₃	2.431	716	
6,5	110mg/L Al ₂ (SO ₄) ₃	2.279	665	
7,0	110 mg/L Al ₂ (SO ₄) ₃	2.583	699	120
6,5	120 mg/L Biop.	4.284	2.075	
7,0	120 mg/L Biop.	5.020	2.503	

V.M.P* = Valor Máximo Permitido pela Resolução Conama 430/2011.

Os valores de DQO, obtidos com concentração de sulfato de alumínio de 110 mg/L e biopolímero de 120 mg/L, na faixa de pH entre 6 e 7, variaram de 2.279 a 5.020 mg O₂/L. Nessas condições, observou-se eficiência de remoção de 55% com sulfato de alumínio e de 15% com o biopolímero, ambos com pH = 6,5, indicando remoção parcial da matéria orgânica e sugerindo a necessidade de etapas complementares de tratamento (Santana, 2020) (cf. Figura 105).

Figura 105

Eficiência de remoção de DQO em diferentes pH e concentrações de sulfato de alumínio e biopolímero

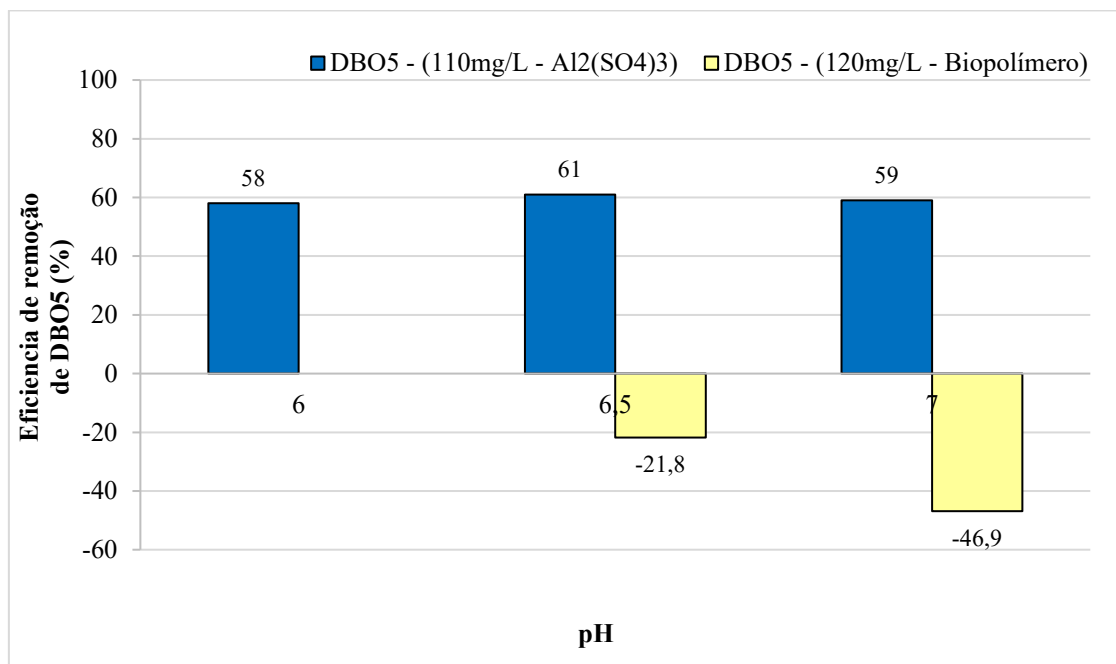


Nos ensaios realizados com sulfato de alumínio, na concentração de 110 mg/L, o maior valor de DBO₅ foi de 716 mg O₂/L em pH 6,0 e o menor de 665 mg O₂/L em pH 6,5. Nos ensaios com biopolímeros, com dosagem de 120 mg/L, o maior valor de DBO₅ foi de 2.503 mg O₂/L em pH 7,0 e o menor de 2.075 mg O₂/L em pH 6,5. Os valores obtidos encontra-se acima do Valor Máximo Permitido (VMP), estabelecido em 120 mg O₂/L (cf. Figura 106). Esses resultados indicam que, mesmo em condições de pH consideradas favoráveis ao processo de coagulação e floculação, a remoção da matéria orgânica foi limitada.

O biopolímero (120 mg/L) apresentou baixa eficiência, elevando a DBO₅ de 1.704 para 2.075–2.503 mg O₂/L, o que corresponde a um aumento de 22% a 47% na carga orgânica. Esse comportamento indica ausência de remoção da fração biodegradável e possível aporte de matéria orgânica pelo próprio biopolímero, não promovendo a remoção necessária para o atendimento aos padrões legais. Esse comportamento pode estar associado às características do efluente e à limitada capacidade do biopolímero em promover a agregação de compostos orgânicos solúveis. Dessa forma, os resultados reforçam a necessidade de adoção de etapas complementares de tratamento para a obtenção de efluentes compatíveis com a legislação vigente (Rocha et al., 2022).

Figura 106

Eficiência de remoção de DBO₅ em diferentes pH e concentrações de sulfato de alumínio e biopolímero



Portanto, o sulfato de alumínio apresentou remoção parcial da carga orgânica, o que reforça a necessidade de otimização das condições operacionais ou da combinação com outros processos de tratamento para o atendimento ao V.M.P. estabelecido pela legislação.

Considerando as melhores condições de pH e concentração de sulfato de alumínio, foram efetuadas experiências variando a concentração do biopolímero entre 0,15 e 2,0 mg/L, agora agindo apenas com um floculante.

Os resultados dos ensaios de *Jar Test* apresentados na tabela 22 evidenciam a influência direta da dosagem do biopolímero de amido de milho na eficiência do processo de coagulação/floculação aplicado ao efluente do reator UASB, operando em pH ajustado para 6,5 e com dosagem fixa de 110 mg/L de sulfato de alumínio ($Al_2(SO_4)_3$).

Tabela 22

Resultados experimentais de ensaios de coagulação/floculação para as condições ótimas de pH (6,5) e sulfato de alumínio (110 mg/L), fazendo variar a concentração de biopolímero

Condições ótimas pH = 6,5 Concentração de sulfato de alumínio = 110 mg/L							
Concentração de biopolímero (mg/L)	Parâmetros						
	DQO (mg O ₂ /L)	Cor (mg PtCo/L)		Turbidez (NTU)		DBO ₅ (mg O ₂ /L)	
		Valor	V.M.P.	Valor	V.M.P.	Valor	V.M.P.
0,15	1.094	799			126		305
0,25	569	363			34		146
0,5	1.175	660			79		229
1,0	1.117	517	75		115	100	313
1,5	1.071	647			119		299
2,0	1.109	652			110		309

Observou-se uma expressiva eficiência de remoção de cor, de 89%, com biopolímero; entretanto, o valor remanescente foi de 363 mg PtCo/L (cf. Figura 107), superior ao limite máximo de 75 mg PtCo/L estabelecido pela Resolução CONAMA nº 430/2011.

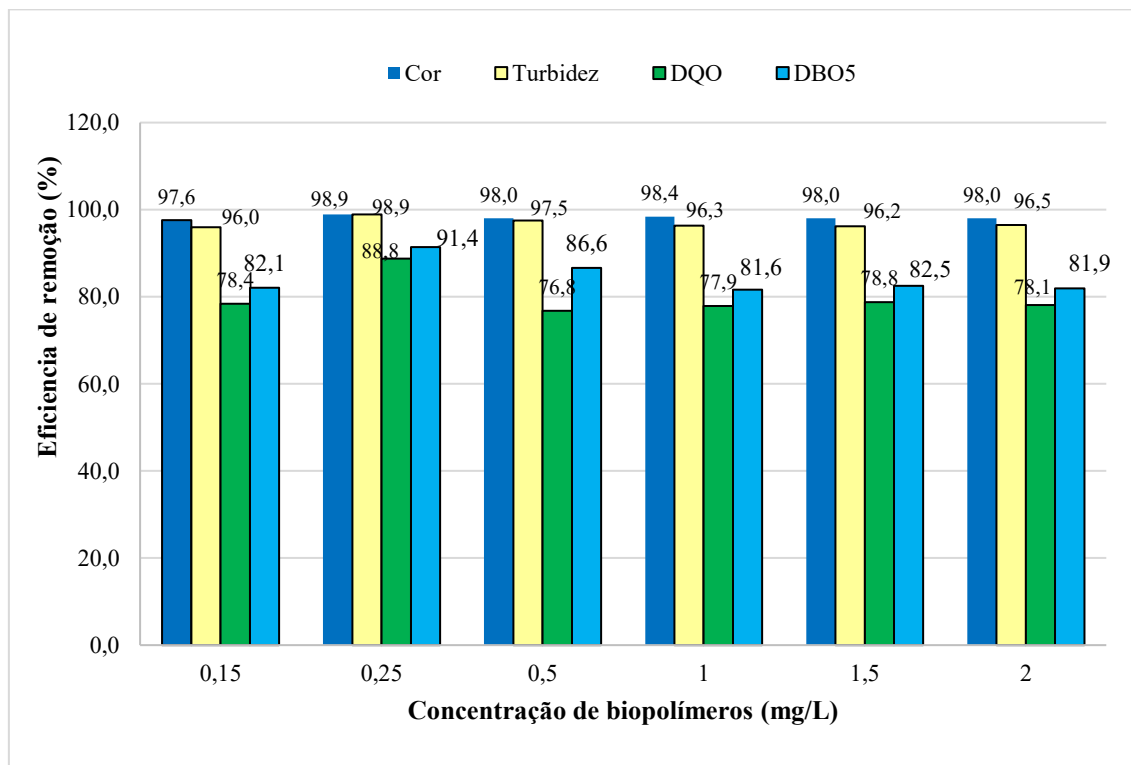
A turbidez encontrada com a dosagem de 110 mg/L de sulfato de alumínio, em pH 6,5, apresentou resultado de 44 NTU, já atendendo à Resolução CONAMA nº 430/2011. O unico valor de turbidez que logo após a aplicação do biopolímero, ocorreu uma eficiência adicional de 22,7%, reduzindo a turbidez para 34 NTU.

Observa-se que a concentração de biopolímero que apresentou o melhor desempenho global, entre as concentrações avaliadas, foi de 0,25 mg/L. Nessa condição, registrou-se uma redução significativa de 75%, alcançando um valor de 565 mg O₂/L (cf. Figura 107).

Além disso, a DBO₅ resultante (146 mg O₂/L) aproximou-se de forma mais consistente do limite regulatório de 120 mg O₂/L, apresentando eficiência de 78% quando comparada às demais concentrações testadas.

Figura 107

Eficiência de remoção de cor, turbidez, DQO e DBO₅ em pH = 6,5, sulfato de alumínio = 110 mg/L e diferentes concentrações de biopolímero



Dessa forma, os resultados indicam que a dosagem ótima do biopolímero de amido de milho, nas condições operacionais avaliadas, foi de 0,25 mg/L, a qual proporcionou o melhor equilíbrio entre eficiência de remoção dos parâmetros físico-químicos e atendimento parcial aos limites normativos.

3.3. Síntese conclusiva

Os resultados obtidos nesta pesquisa demonstraram que o efluente tratado no reator UASB, embora apresente remoção parcial da carga orgânica, ainda possui concentrações elevadas de cor, turbidez, DQO e DBO₅, superiores aos limites estabelecidos pela Resolução CONAMA nº 430/2011, evidenciando a necessidade inequívoca de etapas adicionais de pós-tratamento para adequação ambiental do efluente.

Assim, a aplicação do processo de precipitação química usando apenas o sulfato de alumínio mostrou-se fortemente dependente do pH do meio, sendo a faixa compreendida entre 6,0 e 7,0 a mais favorável ao desempenho do coagulante. Nessas condições (pH=6; pH=7), observou-se uma elevada eficiência na remoção de cor, com um máximo de 89,5%, para um valor residual de 3.467 mg PtCo/L, superior ao limite de 75 mg PtCo/L estabelecido pela Resolução CONAMA nº 430/2011.

Em relação à turbidez, a eficiência foi de 98%, correspondendo a 62,3 NTU, valor que se encontra dentro do limite de 75 NTU estabelecido pela Resolução CONAMA nº 430. Associada a esses resultados estará a predominância da formação do $Al(OH)_3(s)$, responsável pelos mecanismos de varredura, adsorção e agregação de partículas coloidais. Em contrapartida, em pH fortemente ácidos ou alcalinos, a eficiência do processo foi significativamente reduzida, em função da maior solubilidade das espécies de alumínio e da menor estabilidade dos flocos formados.

A utilização, enquanto coagulante, apenas do biopolímero de amido de milho evidenciou uma eficiência muito baixa, pelo que nas condições estudadas não é alternativa ao sulfato de alumínio. Verificou-se até um aumento da concentração de DBO_5 , o que indicia aporte de matéria orgânica pelo próprio biopolímero.

Nos ensaios combinados, verificou-se que a associação do sulfato de alumínio (coagulante) com o biopolímero (floculante) melhorou a eficiência de remoção das impurezas do processo de coagulação/floculação/sedimentação, desde que respeitada uma dosagem adequada do biopolímero. A dosagem de 0,25 mg/L de biopolímero, em pH 6,5 e associada a 110 mg/L de sulfato de alumínio, apresentou o melhor desempenho global, promovendo reduções expressivas de cor (98,9%), com valor residual de 363 mgPtCo/L, e elevada eficiência na remoção de DBO_5 (91,4%), resultando em valor residual de 146 mg O_2/L , ainda superior ao limite regulatório.

A turbidez, tanto na melhor dosagem individual de sulfato de alumínio quanto na associação deste com o biopolímero, apresentou eficiência melhorada mantendo-se dentro dos limites estabelecidos pela legislação ambiental (98%-99%). Por outro lado, constatou-se que concentrações superiores de biopolímero ocasionaram alguma perda de eficiência de remoção, atribuída à reestabilização das partículas e ao aumento da matéria orgânica dissolvida no meio.

Dessa forma, conclui-se que o controle rigoroso do pH e a otimização das dosagens de coagulante e biopolímero são fatores determinantes para o desempenho do processo de coagulação/floculação/sedimentação aplicado ao efluente proveniente do reator UASB. Embora os resultados indiquem avanços significativos na eficiência de remoção dos parâmetros físico-químicos, o atendimento integral aos padrões de lançamento de efluentes tenderá a requerer a combinação do processo estudado com outras tecnologias de tratamento, como processos biológicos complementares ou etapas avançadas de polimento, visando à remoção da fração orgânica residual.

4. FILTRO DE BIOCHAR NO PÓS-TRATAMENTO DE VINHAÇA EM REATOR UASB

O presente estudo teve como objetivo avaliar a eficiência do uso de biochar de eucalipto (*Eucalyptus* sp.) como pós-tratamento da vinhaça tratada em reator UASB, bem como compará-lo com filtros de areia e de carvão ativado. A vinhaça, um subproduto da produção de etanol a partir do milho, apresenta alto teor de matéria orgânica e nutrientes, o que a torna um desafio significativo para o tratamento de efluentes.

A utilização de reatores anaeróbios, como UASB, tem-se mostrado eficiente na remoção de carga orgânica, mas o tratamento adicional é frequentemente necessário para atender aos padrões de qualidade exigidos para a disposição final.

Este capítulo também apresenta e discute os ensaios do processo físico-químico abordados no capítulo anterior, com ênfase na utilização do sulfato de alumínio e do biopolímero, bem como na ação combinada desses agentes. São analisados os efeitos desses tratamentos nos filtros de biochar, areia e carvão ativado sobre parâmetros essenciais de qualidade do efluente, tais como pH, cor, turbidez, demanda química de oxigênio (DQO) e demanda bioquímica de oxigênio em cinco dias (DBO₅). A avaliação desses parâmetros permite compreender a eficiência dos processos aplicados e sua contribuição para a melhoria do desempenho do sistema de tratamento.

O biochar, um material carbonáceo obtido pela pirólise de biomassa de eucalipto, emergiu como uma alternativa promissora para o tratamento de efluentes, devido à sua capacidade de adsorver poluentes. Este estudo buscou investigar a eficácia do biochar em comparação com métodos convencionais de filtração, como carvão ativado e areia, através de uma série de experimentos controlados.

4.1. Materiais e métodos

Os filtros foram montados em escala piloto, utilizando como meio filtrante o biochar, a carvão ativado e a areia. Estes ensaios de tratabilidade foram realizados no LAFQAR. A escolha dos materiais usados visou maximizar a eficiência dos filtros, promovendo a remoção de impurezas e carga orgânica.

4.1.1. Características do efluente do reator UASB

A tabela 22 mostra as características físicas/químicas do efluente tratado no reator UASB.

Tabela 22

Valores dos parâmetros do efluente utilizado nos ensaios

Parâmetro	Valor
pH	6,75
Cor (mg PtCo/L)	33.018
Turbidez (NTU)	3.117
DQO (mg O ₂ /L)	5.064
DBO ₅ (mg O ₂ /L)	1.704

4.1.2. Instalação experimental

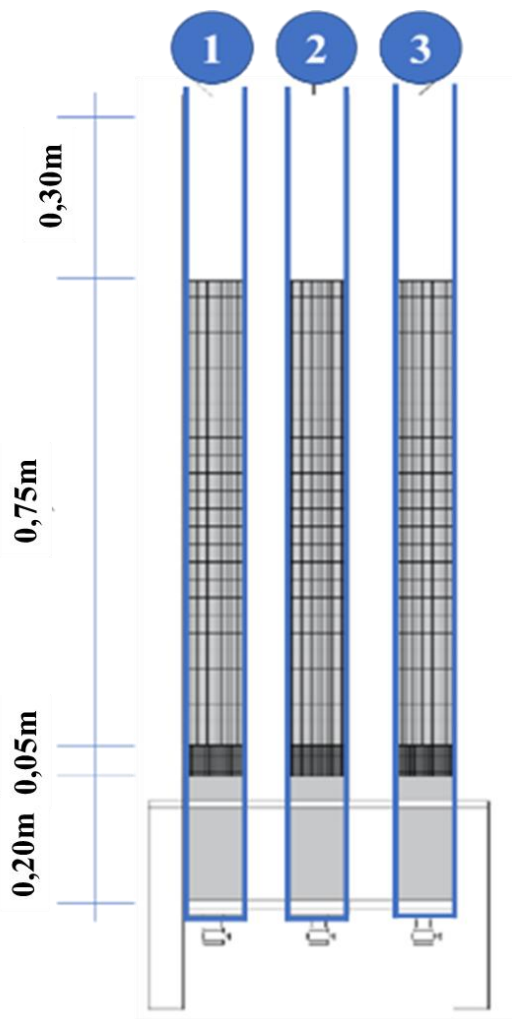
A construção dos três filtros foi realizada com o emprego de tubos de PVC com 50 mm de diâmetro interno e 1,30 m de altura. Cada filtro foi constituído por três camadas distintas, organizadas de baixo para cima. A camada inferior correspondeu à camada de drenagem, com espessura de 20 cm, constituída por seixo rolado nº 2, com granulometria entre 19 e 25 mm, composto por grãos arredondados de quartzito, extraídos do leito de rios, e com superfície lisa (Sanchez, 2008). Essa configuração favorece a adequada circulação do afluente no interior do sistema, contribuindo para a eficiência do processo de drenagem. Além disso, a escolha dessa faixa granulométrica auxilia na prevenção do entupimento das camadas superiores, garantindo maior estabilidade operacional.

Sobre esta camada foi disposta uma camada suporte, com 5 cm de espessura, composta por seixo rolado nº 1, com dimensão granulométrica entre 9,5 e 19 mm, cuja função foi promover a sustentação do meio filtrante e evitar o carreamento de partículas finas para a base do filtro. A camada superior correspondeu à camada de filtração, com 75 cm de altura, sendo preenchida, respectivamente, com biochar, carvão ativado e areia, cada material alocado em um filtro distinto.

Os meios filtrantes utilizados apresentaram uma granulometria média de 2 mm. A disposição e a configuração das camadas encontram-se ilustradas na figura 108. Na extremidade inferior foi instalado um sistema de drenagem para a coleta de amostras (Tonetti *et al.*, 2012).

Figura 108

Filtro de biochar de eucalipto (1), filtro de carvão ativado (2) e filtro de areia (3)



O biochar utilizado foi produzido a partir de resíduos da queima de eucalipto industrial e ativado com ácido fosfórico (H_3PO_4), P.A. A impregnação foi realizada em um Becker de 1000 mL em uma relação de 3:1, ácido fosfórico e biochar por um período de 24 horas. Após esse período, o material foi lavado em água destilada, filtrado e seco em estufa a 100 °C por 24 horas. Por fim, o material passou por uma peneira de 2 mm.

4.1.2.1 Análise do ponto de carga zero (PCZ) do biochar

A metodologia baseou-se no estudo de Rodrigues et al. (2019), o biochar utilizado na pesquisa foi devidamente tratado, preparou-se uma solução de 1 litro de nitrato de sódio ($NaNO_3$) em uma concentração de 0,1M e retirou-se um volume de 70 ml para cada ponto na faixa de pH a qual se encontra de 1 até 13.

Realizou-se o ajuste de pH com o auxílio de ácido clorídrico (HCl;0,01M e 0,1M) e hidróxido de sódio (NaOH;0,01M e 0,1M). A leitura foi realizada por meio de um peagâmetro.

Ao atingir os pontos de pH desejados, retirou-se 60 ml de cada para realizar o teste de pcz. Adicionou-se uma massa de 0,5g do biochar para cada solução, para então serem agitados à uma temperatura de 25 °C com rotação constante durante 24 horas. Com isso, fez-se novamente a leitura do pH no a fim de verificar os dados para então concluir sobre o pH médio do carvão.

4.1.3. Procedimento experimental

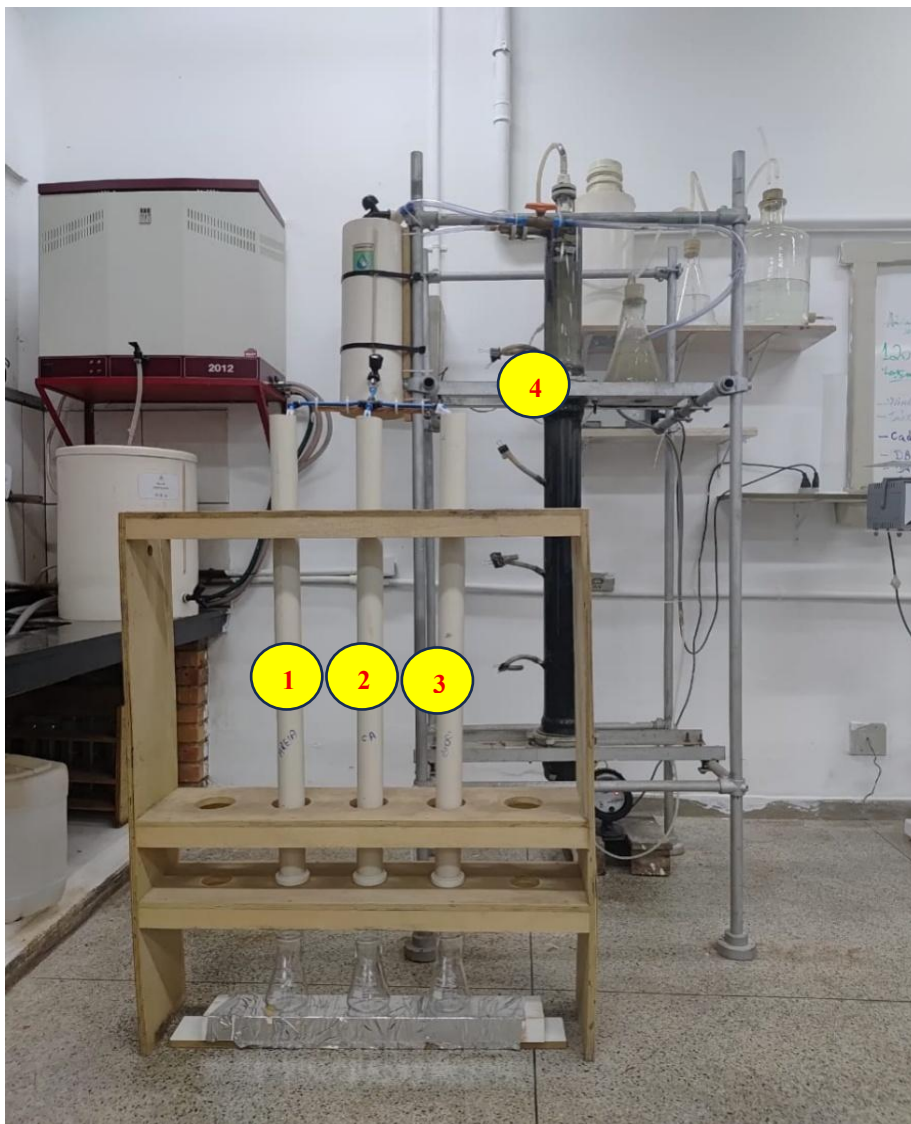
A taxa de aplicação superficial para todos os filtros foi de 76 L/dia.m², inferior ao limite de 100 L/dia.m² estipulado pela Norma Brasileira ABNT: NBR 13.969 (ABNT, 1997) para aplicação direta de efluentes provenientes de um tanque séptico

A escolha de uma taxa de aplicação inferior ao limite normativo visou aumentar o tempo de contato entre o efluente e o meio filtrante, favorecendo os mecanismos físicos, químicos e biológicos de remoção, bem como reduzir o risco de colmatação prematura dos filtros (Santos e Athayde Júnior, 2019).

Além disso, por se tratar de um sistema em escala piloto (cf. Figura 109), a adoção de uma carga hidráulica mais baixa permitiu maior estabilidade operacional e maior confiabilidade na avaliação do desempenho do sistema de pós-tratamento, fornecendo subsídios técnicos para a extrapolação dos resultados para sistemas em escala plena.

Figura 109

Filtro de biochar de eucalipto (1), filtro de carvão ativado (2), filtro de areia (3) e reator UASB (4).



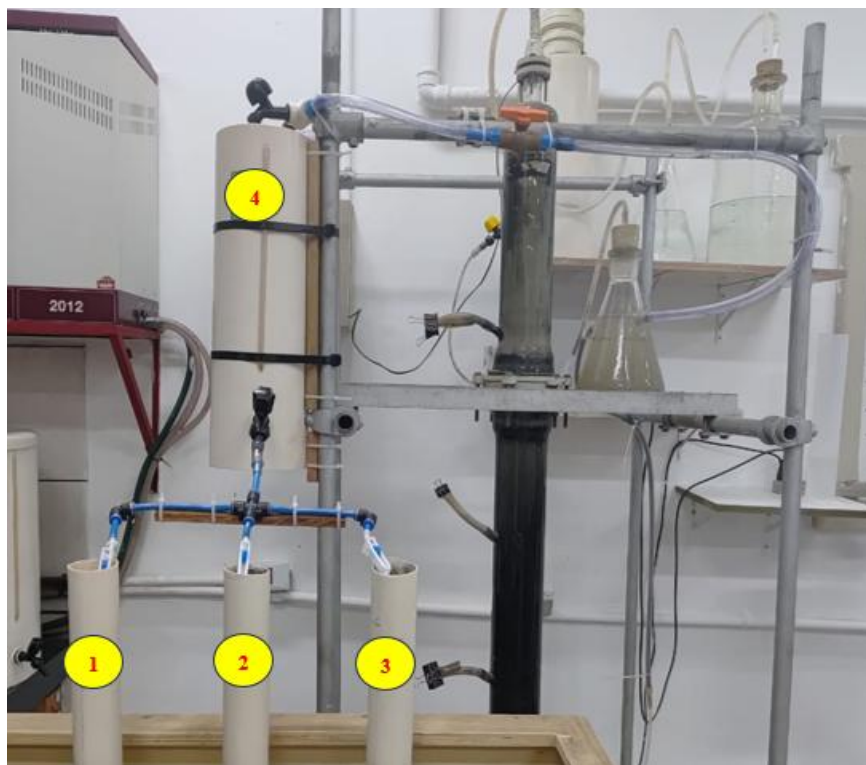
Legenda:

1. Filtro de Biochar de eucalipto
2. Filtro de carvão ativado
3. Filtro de areia
4. Reator UASB

O sistema de alimentação dos filtros foi composto por um reservatório que recebia o efluente do reator UASB e por um registro de controle hidráulico acoplado a um conjunto de microtorneiras, responsáveis pela distribuição do efluente proveniente do reator UASB aos três filtros: filtro de biochar de eucalipto (1), filtro de carvão ativado (2) e filtro de areia (3) (cf. Figura 110).

Figura 110

Reservatório e sistema de alimentação dos filtros.



Legenda:

1. Filtro de Biochar de eucalipto;
2. Filtro de carvão ativado;
3. Filtro de areia;
4. Reservatório de 15L

O reservatório teve a função de armazenar temporariamente e equalizar o efluente, minimizando variações instantâneas de vazão e de características físico-químicas do efluente assegurando condições hidráulicas mais estáveis durante a alimentação dos filtros. Essa equalização é fundamental para evitar sobrecargas hidráulicas pontuais e garantir a reprodutibilidade dos ensaios em escala piloto.

O registro de controle, em conjunto com as microtorneiras, permitiu o ajuste fino e individualizado da vazão aplicada a cada filtro, possibilitando a manutenção da taxa de aplicação superficial previamente definida. Esse arranjo hidráulico assegurou a distribuição homogênea do efluente, o controle operacional do sistema e a comparação adequada do desempenho dos diferentes meios filtrantes, uma vez que todos os filtros foram submetidos às mesmas condições de alimentação hidráulica (Alves et al., 2024)

Além disso, o uso de microtorneiras possibilitou maior precisão no controle das vazões reduzidas características de sistemas em escala piloto, contribuindo para a estabilidade operacional, a repetibilidade dos resultados e a confiabilidade da avaliação do desempenho dos filtros no pós-tratamento do efluente do reator UASB.

O biochar utilizado foi produzido a partir de resíduos da queima de eucalipto industrial e ativado com ácido fosfórico (H_3PO_4) P.A. A impregnação foi realizada em um Becker de 1000 mL em uma relação de 3:1, ácido fosfórico e biochar por um período de 24 horas. Após esse período, o material foi lavado em água destilada, filtrado e seco em estufa a 100 °C por 24 horas. Por fim, o material passou por uma peneira de 2 mm, a fim de aumentar a sua porosidade e área superficial.

4.2. Resultados e discussão

Os dados obtidos a partir da análise de PCZ do biochar indicam variações no pH final em função do pH inicial da solução, conforme apresentado na tabela 23.

Tabela 23

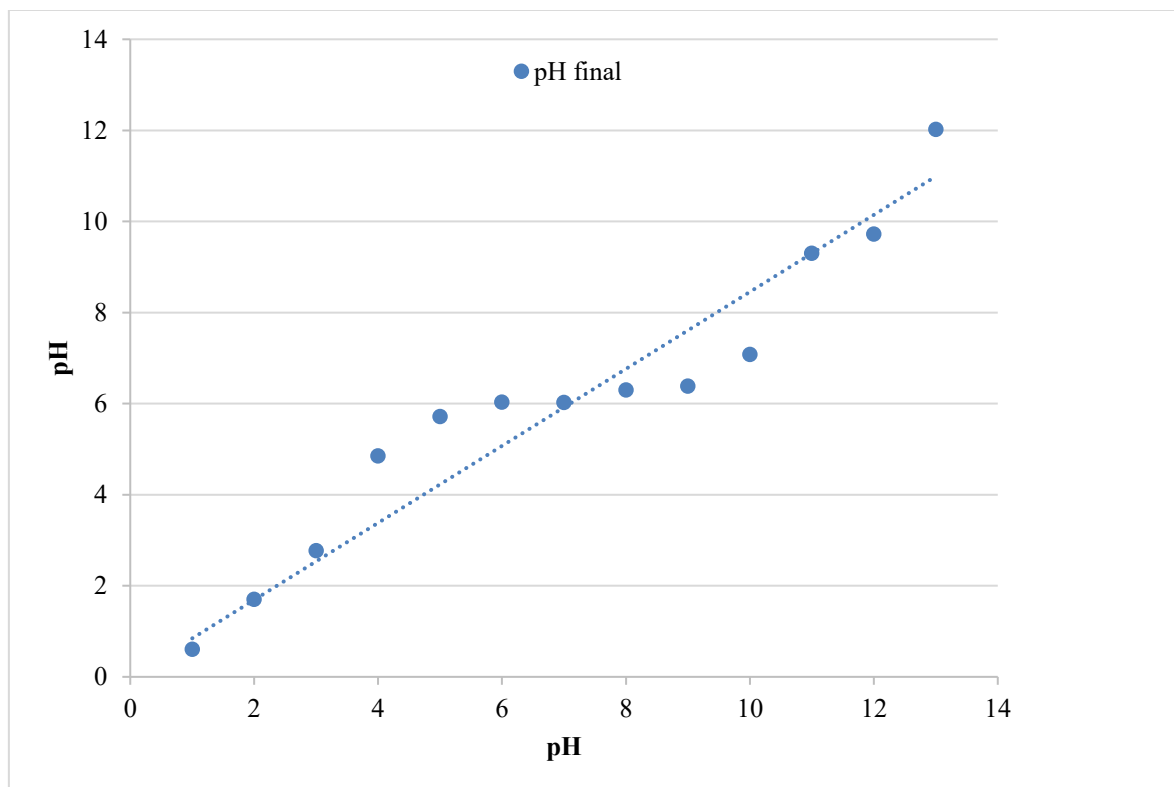
Valores de pH inicial e final da análise de PCZ

pH Inicial	pH Final
1	0,6
2	1,7
3	2,77
4	4,85
5	5,71
6	6,03
7	6,02
8	6,3
9	6,38
10	7,08
11	9,3
12	9,72
13	12,02

Observa-se que para pH inicial ácido (1 a 5), o pH final permanece sempre inferior ao pH inicial, demonstrando que o biochar apresenta capacidade tamponante que reduz o pH da solução. À medida que o pH inicial aumenta, o pH final aproxima-se do pH inicial, atingindo um valor estável próximo de 6,0 entre os pH iniciais 6 e 7 (cf. Figura 111). Esta faixa sugere o ponto de carga zero (PCZ) do biochar, onde a carga superficial do material é neutra, isto é, não há predominância de cargas positivas ou negativas na superfície do biochar.

Figura 111

Curva pcz de acordo com dados de pH



Essa característica é importante para a eficiência do biochar na remoção de contaminantes, pois a carga superficial influencia a adsorção de espécies presentes no esgoto. Em pH próximo a 6,0 – 6,5, o biochar pode favorecer a adsorção de íons catiônicos, como metais pesados e nutrientes, por meio de interações eletrostáticas atrativas.

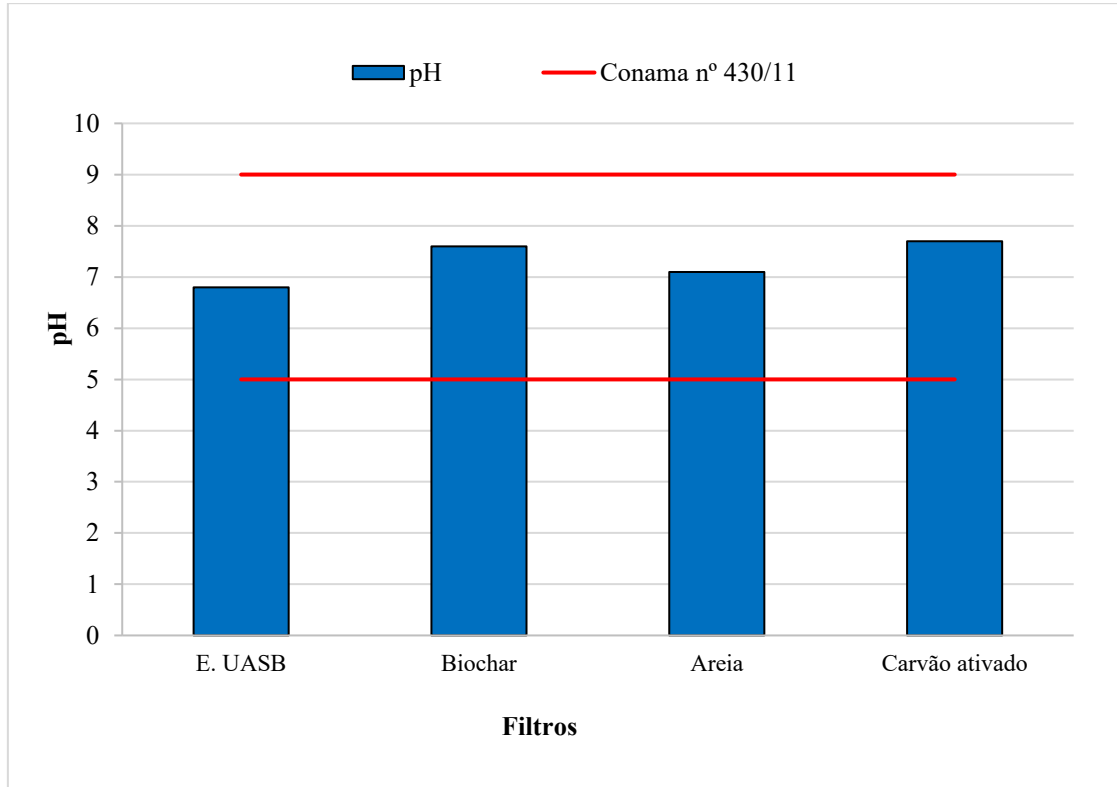
A partir do pH inicial 8, o pH final ultrapassa ligeiramente o valor do PCZ, aumentando gradativamente até atingir 12,02 para pH inicial 13. Esse comportamento indica que, em meios alcalinos, o biochar pode apresentar superfície com carga negativa predominante, favorecendo a adsorção de espécies catiônicas.

4.2.1 Filtração do efluente tratado no reator UASB

A Resolução CONAMA nº 430/2011 estabelece, para o lançamento de efluentes tratados, pH mínimo de 5,0 (e máximo de 9,0). Observa-se na figura 112, que tanto o efluente tratado do reator UASB quanto o efluente tratado dos filtros apresentaram pH superior a 5,0 e inferior a 9,0, atendendo ao limite mínimo exigido pela legislação.

Figura 112

pH do afluente do reator UASB e dos efluentes pós-filtração



Após o tratamento nos filtros de biochar, carvão ativado e areia, Esses resultados indicam que os sistemas de filtração não promoveram acidificação do efluente, mantendo o pH dentro de uma faixa próxima à neutralidade, o que é desejável do ponto de vista ambiental baseado na legislação e operacional.

De modo geral, observa-se uma leve elevação do pH após a filtração nos filtros de biochar e carvão ativado, o que pode estar associado às características químicas desses materiais (Martins, 2018). O pH do efluente filtrado com biochar apresentou um leve aumento, porém este aumento não foi significativo. No entanto, alguns estudos observaram um aumento no pH do efluente quando o biochar é usado como substrato, atribuído à natureza alcalina e ao alto teor de cinzas do meio (Visiy et al., 2022).

O aumento, também ligeiro, do efluente pós-filtro de carvão ativado pode ser atribuído à interação dos ânions do efluente e a superfície do carvão ativado por meio de troca iônica, onde o carvão ativado adsorve ânions após a protonação da superfície (Fito et al., 2023).

O pH dos efluentes filtrados na areia apresentou uma tendência semelhante ao valor do pH registrado antes do tratamento (Andreoli, 2020; Utari & Herdiansyah, 2020).

Assim, todos os sistemas avaliados atenderam plenamente aos requisitos da CONAMA nº 430/2011 para pH, demonstrando que o pós-tratamento do efluente do reator UASB por meio de filtros não comprometeu a qualidade do efluente quanto a esse parâmetro, além de evidenciar a estabilidade do processo de tratamento e a adequação dos meios filtrantes utilizados.

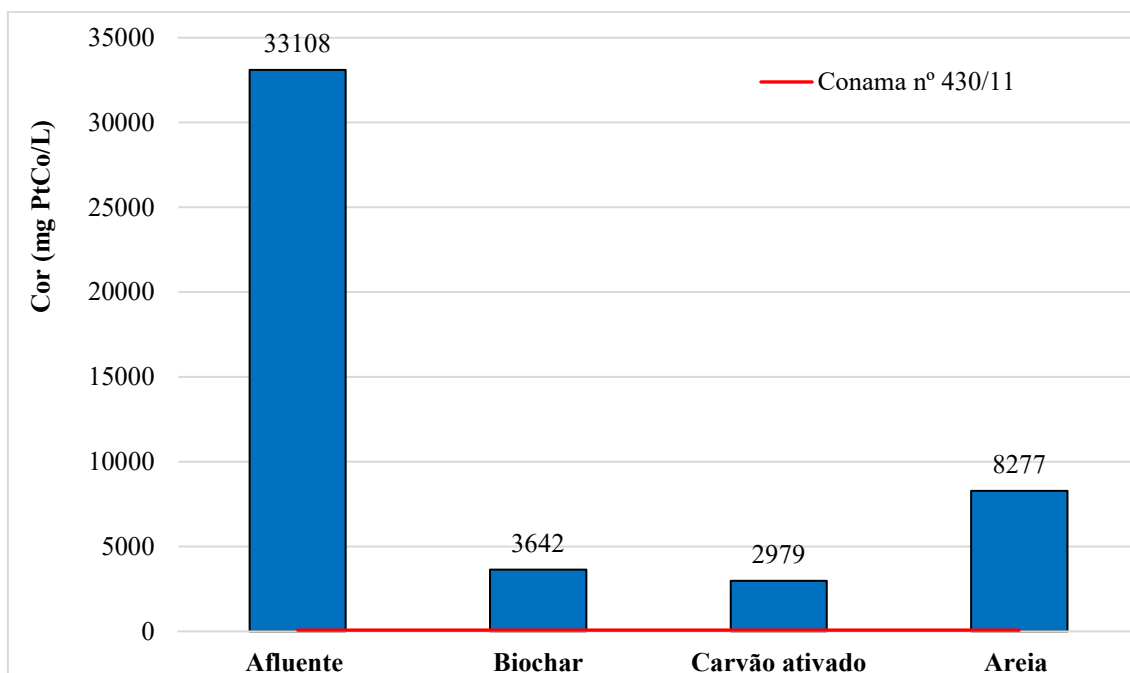
Para o parâmetro cor, o efluente tratado no reator UASB apresentou um valor de 33.018 mg PtCo/L, acima do limite de 75 mg PtCo/L estabelecido pela Resolução CONAMA nº 430/2011, evidenciando a necessidade de tratamento. Como resultado da passagem desse efluente pelos meios filtrantes, constatou-se uma significativa redução do parâmetro analisado, com eficiência de remoção de 91% para o carvão ativado, 89% para o biochar e 75% para o de areia

Os valores de cor observados foram provavelmente influenciados pela vazão relativamente baixa de 0,149 L/dia, o que aumenta o tempo de contato entre o efluente e o meio filtrante, aumentando a eficiência de remoção. Filtros lentos são eficazes na remoção de cor da água e efluente por meio de processos físicos, adsorção e ação biológica da camada superficial do meio filtrante, conhecida como “bicamada” ou *schmutzdecke* (Richter; Azevedo Netto, 1991).

Além disso, a granulometria e a composição do meio filtrante desempenham papel fundamental na retenção de compostos orgânicos coloridos. Apesar da eficiência observada, nenhum dos tratamentos alcançou o limite legal de 75 mgPtCo/L, indicando a necessidade de otimização operacional ou da associação com etapas adicionais de tratamento, como adsorventes complementares ou processos químicos, para garantir a conformidade ambiental (cf. Figura 113).

Figura 113

Cor no efluente do reator UASB e nos efluentes pós-filtração

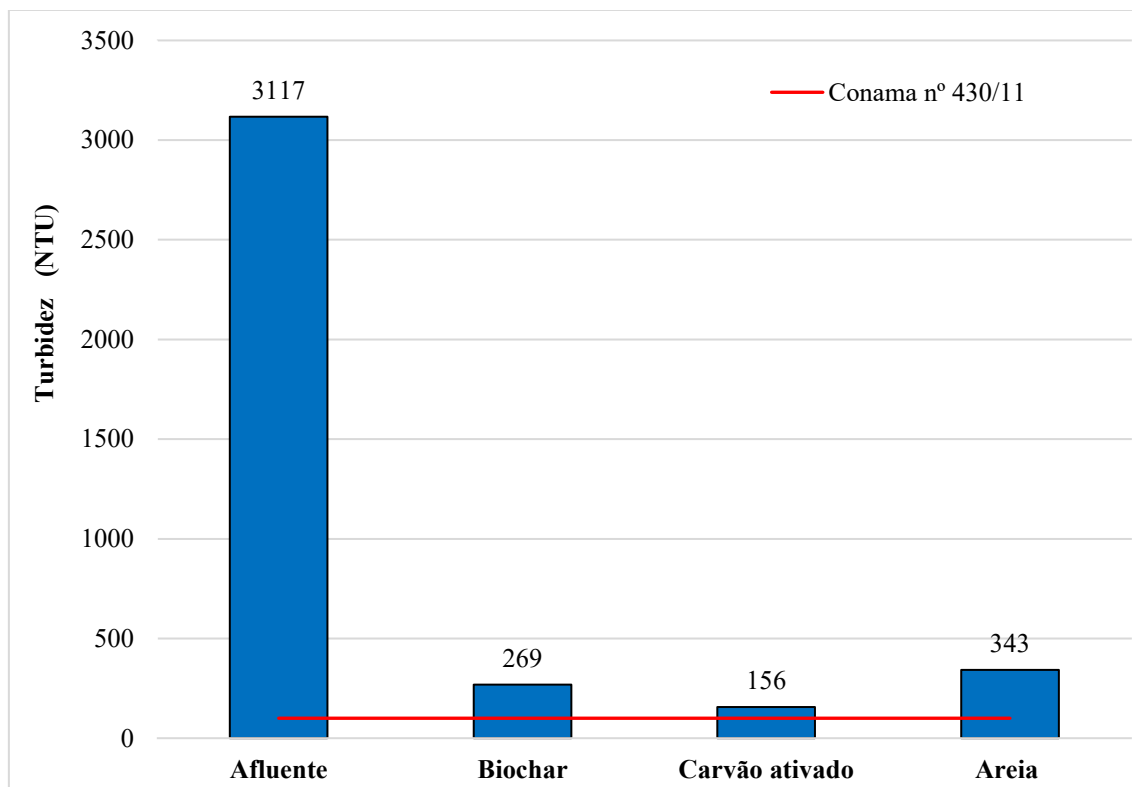


No decurso desta experiência de filtração do efluente proveniente do reator UASB pelos 3 filtros, se constatou a existência de libertação de odores em todos eles.

Com relação ao parâmetro turbidez, o desempenho dos filtros lentos apresentou-se eficiente com 91% para o filtro de Biochar, 95% para o de carvão ativado e 89% para o de areia. Apesar da alta eficiência relativa dos materiais adsorventes, os valores permaneceram superiores ao máximo de 100 NTU permitido pela Resolução Conama nº430/2011 (cf. Figura 114). Os resultados indicam que o tratamento aplicado não foi suficiente para atender à legislação, sendo recomendada a otimização das condições operacionais ou a combinação de diferentes processos de tratamento.

Figura 114

Cor no efluente do reator UASB e nos efluentes pós-filtração

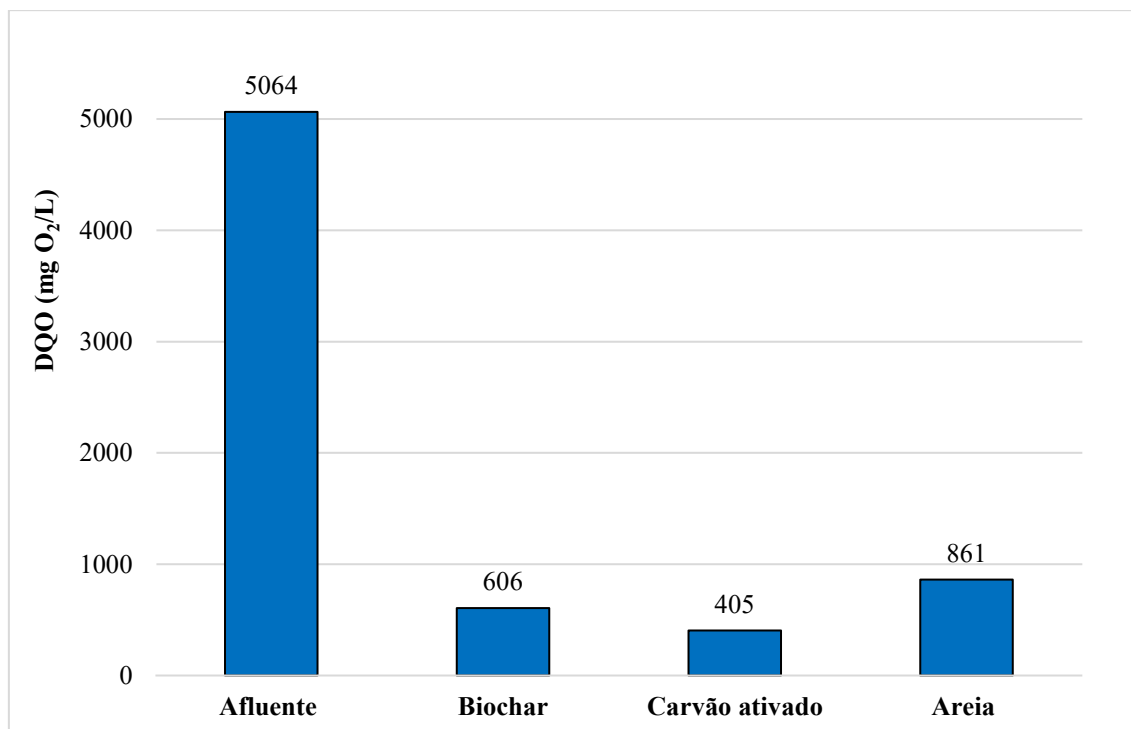


De seguida ir-se-á analisar o efeito dos diferentes filtros no parâmetro DQO.

As eficiências de remoção obtidas foram de 88%, 92% e 83%, para filtro de biochar, filtro de carvão ativado e filtro de areia, respectivamente (cf. Figura 115). O carvão ativado é um material poroso com propriedades de adsorção que o torna eficaz na remoção de componentes orgânicos e substâncias químicas presentes em soluções líquidas. A eficiência do filtro com biochar de eucalipto (88%) ficou próximo ao observado por Huggins *et al.*, (2016), que obtiveram remoção máxima de 94% utilizando colunas preenchidas com biochar de derivados de madeira.

Figura 115

DQO no efluente do reator UASB e nos efluentes pós-filtração



O filtro lento de areia atuou por mecanismos de retenção física e processos bioquímicos, promovendo a remoção de partículas em suspensão, matéria orgânica e microrganismos presentes no efluente. A formação de um biofilme ativo no meio filtrante terá favorecido a degradação biológica da matéria orgânica, resultando em elevada eficiência na remoção da DQO, algo mais visível quando, adiante, se analisar o parâmetro DBO₅. Linhares et al. (2017) conseguiu remover 77% de DQO por meio da filtração lenta como pós-tratamento de reator UASB com esgoto doméstico.

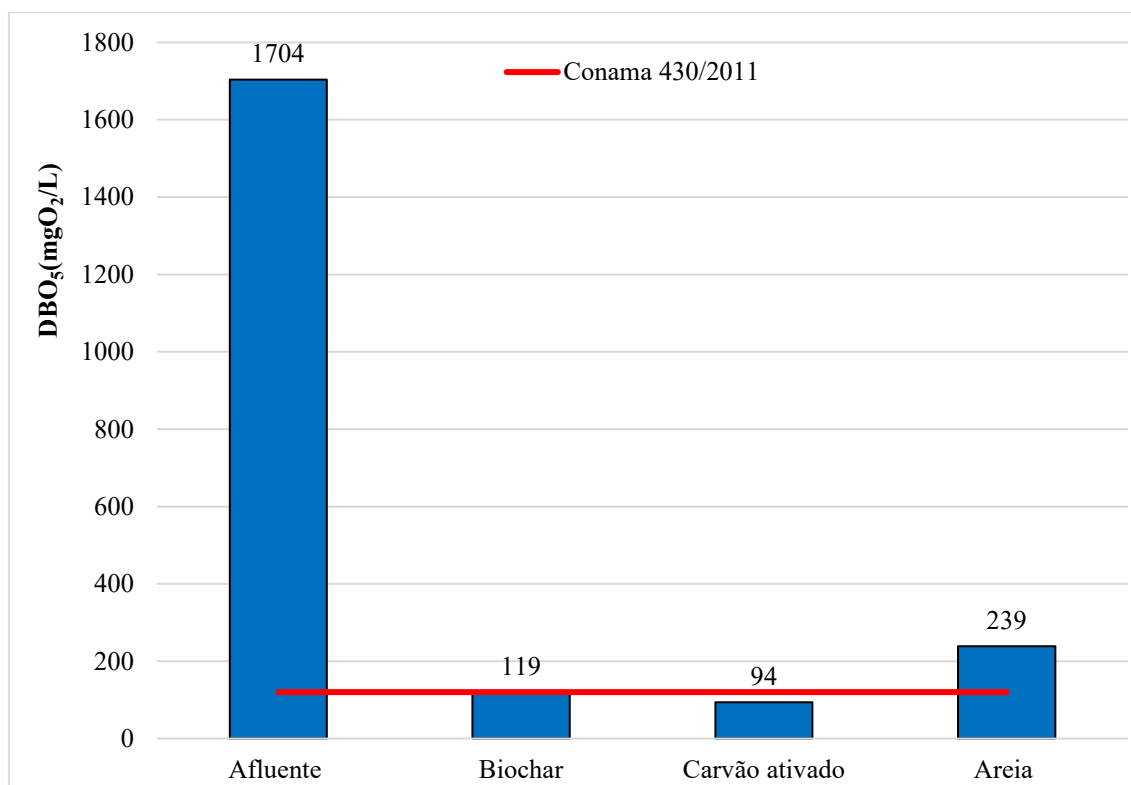
Após o tratamento de águas cinzas com sulfato de alumínio, o filtro de carvão ativado demonstrou uma eficiência de 95% na remoção de DQO, superando o valor de 73% observado por Gasques (2023). O filtro de carvão ativado inicialmente remove a matéria orgânica natural por adsorção. Porém, devido ao crescimento de biofilme em sua superfície porosa, o carvão ativado pode remover matéria orgânica natural por adsorção e degradação biológica combinados (Westphalen, 2016).

Com relação à DBO₅, foi observado um elevado valor no afluente bruto (1704 mg O₂/L) demonstrando a necessidade de tratamento prévio antes do lançamento em corpos hídricos, uma vez que excede significativamente o limite estabelecido pela CONAMA nº 430/11.

O carvão ativado apresentou o melhor desempenho entre os materiais testados, com valor final de 94 mg O₂/L (eficiência de 94,5%), abaixo do limite permitido. Esse comportamento já era esperado, devido à sua alta porosidade e reconhecida eficiência em processos de adsorção, sendo amplamente utilizado em tratamentos de efluentes (cf. Figura 116).

Figura 116

DBO₅ no efluente do reator UASB e nos efluentes pós-filtração



O uso de biochar também mostrou-se também eficiente, reduzindo o valor do parâmetro para 119 mg O₂/L (eficiência de 93%), ficando dentro do padrão legal. Esse resultado indica boa capacidade de remoção, possivelmente associada à elevada área superficial e à presença de grupos funcionais que favorecem a adsorção de contaminantes (Barbosa et al. 2025).

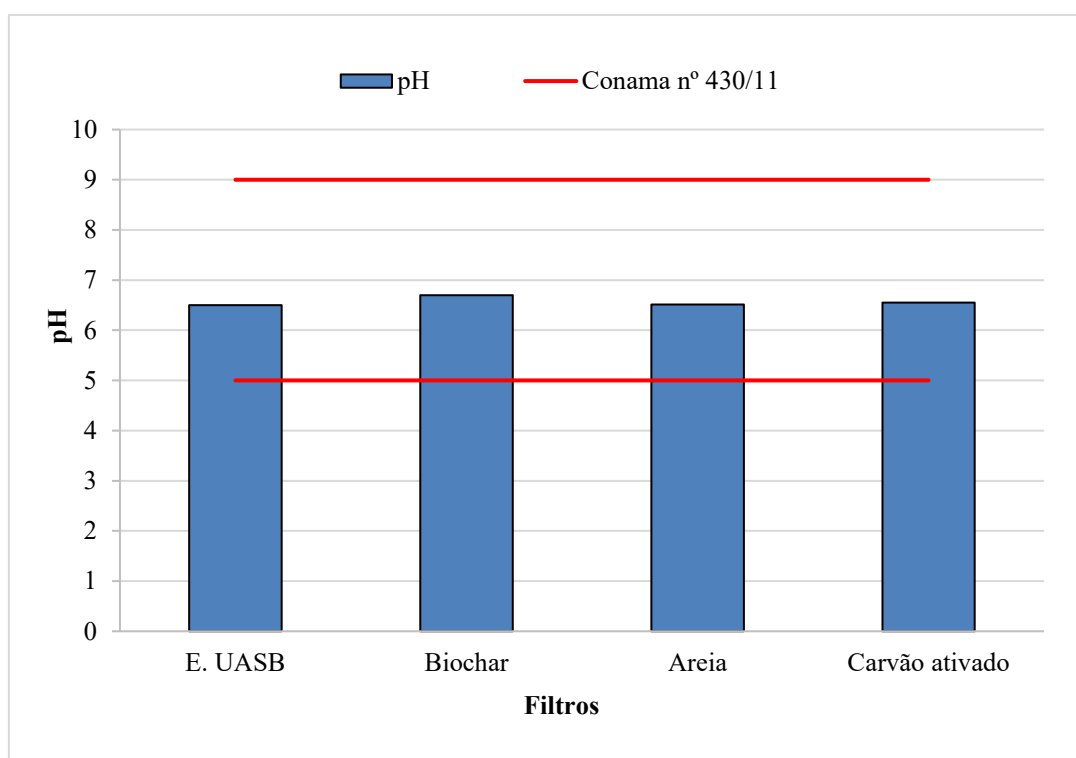
Por outro lado, o tratamento com areia não foi suficiente para atender à legislação, apresentando valor de 239 mg O₂/L, acima do limite de 120 mg O₂/L. Esse resultado sugere que a areia atua principalmente como meio filtrante físico, e que o biofilme que possa ter sido formado sobre os grãos de areia, não foi suficiente resultando numa menor capacidade de remoção do parâmetro analisado quando comparada aos materiais adsorventes.

4.2.2 Efluente tratado no reator UASB sujeito a tratamento físico-químico e filtração.

Na figura 117 apresenta o valor de pH de 6,5 no efluente do reator UASB que foi previamente tratado com sulfato de alumínio e biopolímero e nos afluentes do filtro, compostos por biochar (6,7), areia (6,51) e carvão ativado (6,6), encontram-se próximos da faixa neutra, ligeiramente ácida a neutra. Estes valores estão acima do limite mínimo estabelecido pela Resolução CONAMA nº 430/11, que estabelece pH entre 5 e 9 para o lançamento de efluentes no meio ambiente.

Figura 117

pH do afluente do reator UASB e dos efluentes pós-filtração, com tratamento com sulfato de alumínio e biopolímero



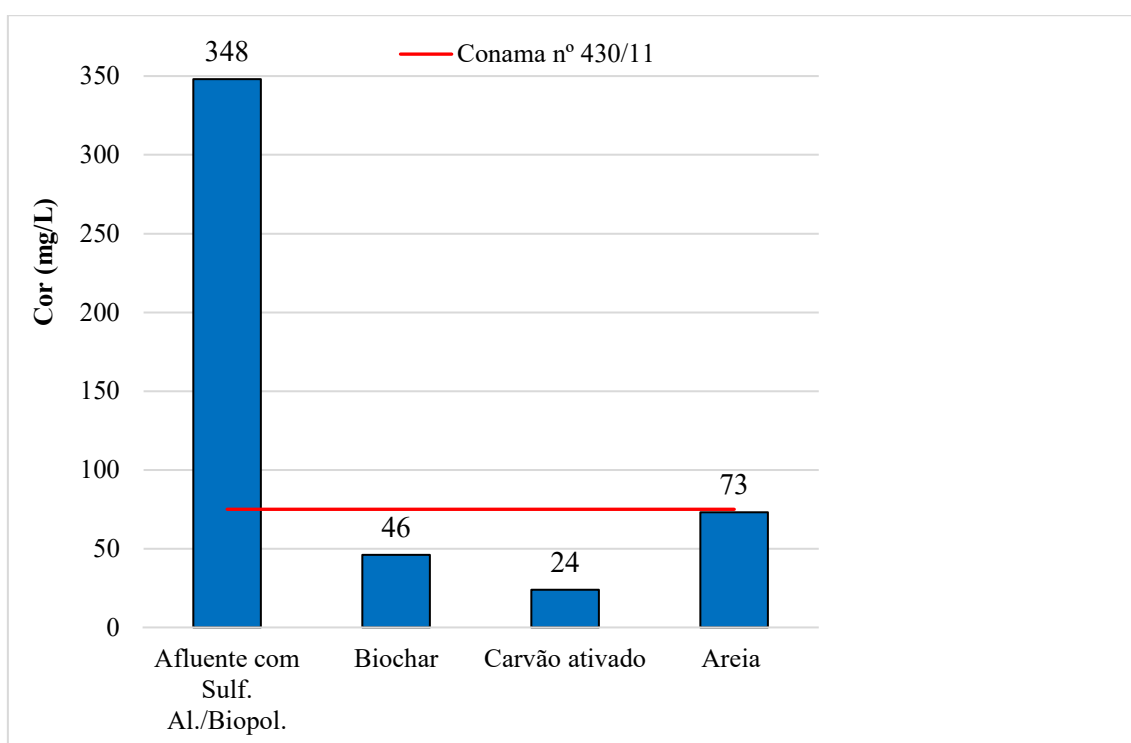
Os valores de pH dos afluentes dos filtros mostram pouca variação em relação ao efluente do UASB, sugerindo que o sistema de filtração, composto por biochar, areia e carvão ativado, não provocou alterações significativas no pH do efluente tratado.

O efluente tratado no reator UASB apresentou cor de 33.018 mg PtCo/L. Após ser submetido a novo tratamento com sulfato de alumínio (110 mg/L) e biopolímero (0,25 mg/L), em pH 6,5, obteve-se valor de cor de 348 mg PtCo/L, correspondente a uma eficiência de remoção de 98,94%. O mesmo passou pelo processo de filtração, e a eficiência de remoção foi de 99,86% para o filtro de biochar, 99,92% para o carvão ativado e 99,76% para a areia.

Ao se comparar o afluente do reator UASB com sulfato de alumínio e biopolímero (348 mg PtCo/L), com os afluentes dos três filtros, o meio filtrante de carvão ativado foi o que apresentou a melhor eficiência de remoção (86,78%), atribuída à elevada área superficial e à estrutura porosa interna do material (Lütke, 2016). Foi seguido do biochar (93,10%) e areia (79,02%), sendo que todos atenderam ao valor máximo de 75 mg PtCo/L para cor (cf. Figura 118). Outro fator relevante foi a redução significativa de odores observada tanto no biochar quanto no carvão ativado, o que não ocorreu no filtro de areia.

Figura 118

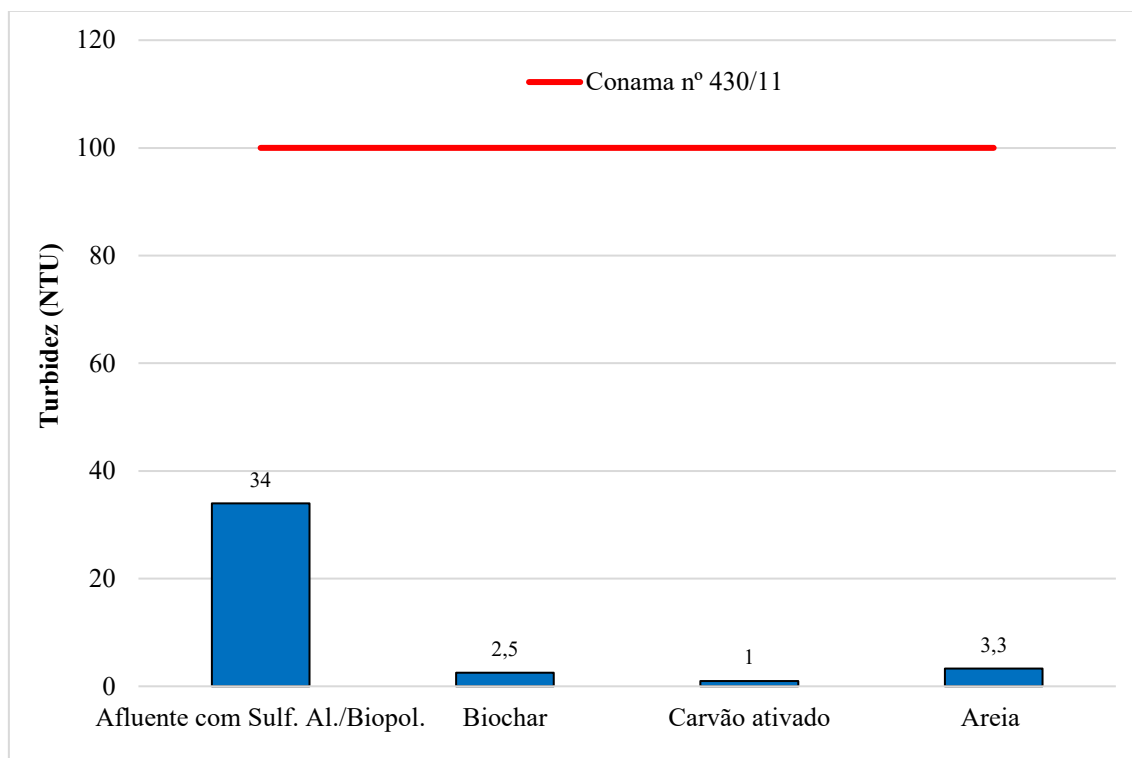
Valores de cor dos afluentes do reator UASB, após tratamento com sulfato de alumínio e biopolímero, e dos efluentes após filtração



A turbidez do efluente tratado no reator UASB foi de 3.117 NTU, este valor foi reduzido para 34 NTU após tratamento com sulfato de alumínio (110 mg/L) e biopolímero (0,25 mg/L), em pH 6,5. A eficiência de remoção deste parâmetro foi de 98,90%, sendo de 99,91% para o filtro de biochar, 99,96% para o carvão ativado e 99,89% para a areia, quando comparados a turbidez do efluente tratado no reator UASB. Efetuando o tratamento do efluente do reator UASB com o sulfato de alumínio e biopolímero, foi obtida uma turbidez inferior (34 NTU) ao determinado na Resolução Conama nº430/2011, que é de 100 NTU. Submetendo essa corrente aquosa ao tratamento nos filtros de biochar, carvão ativado e areia houve uma remoção em percentual de 92,64%, 97,05% e 90,29%, respectivamente (cf. Figura 119).

Figura 119

Valores de turbidez dos afluentes do reator UASB, após tratamento com sulfato de alumínio e biopolímero, e dos efluentes após filtração em cada um dos filtros



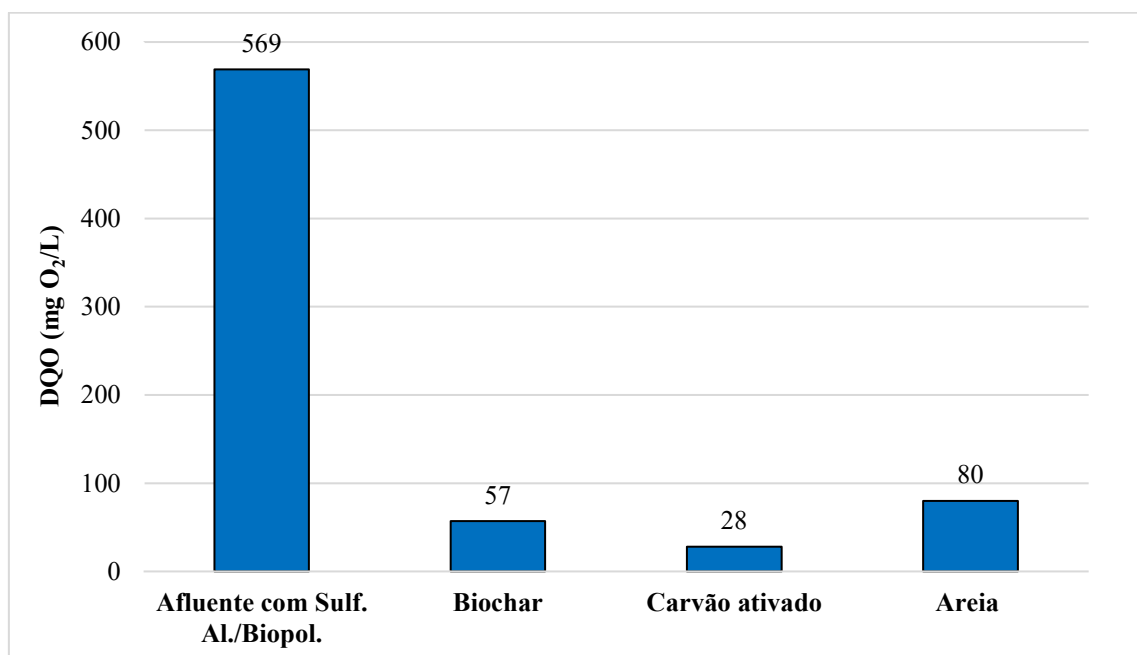
O efluente tratado no reator UASB apresentou DQO de 5.064 mg O₂/L. Após a aplicação de sulfato de alumínio (110 mg/L) e biopolímero (0,25 mg/L), em pH 6,5, obteve-se um valor de 569 mg O₂/L, o que corresponde a uma eficiência de remoção de 88,76%. Em seguida, o mesmo foi submetido a três tipos de filtração.

Comparando-se com o afluente do reator UASB, as eficiências de remoção dos filtros de biochar, carvão ativado e areia foram de 98,87%, 99,44% e 99,42% respectivamente.

Quando a comparação é feita com o afluente do reator UASB com sulfato de alumínio e biopolímero as eficiências observadas foram de 95%, 90% e 86%, respectivamente (cf. Figura 120).

Figura 120

Valores de DQO dos afluentes do reator UASB, após tratamento com sulfato de alumínio e biopolímero, e dos efluentes após filtração em cada um dos filtros

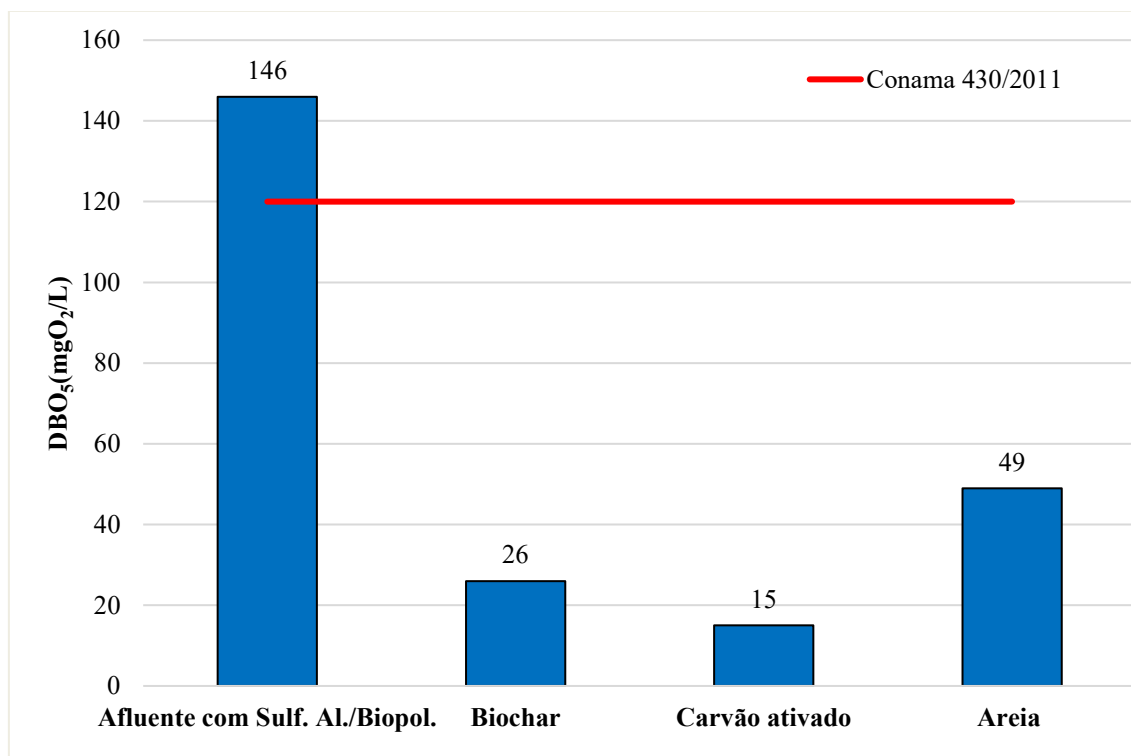


O tratamento do afluente do reator UASB com sulfato de alumínio e biopolímero reduziu a concentração de DBO₅ de 146 mg O₂/L, valor ainda ligeiramente acima do limite da Resolução CONAMA nº 430/2011 (120 mg O₂/L) (cf. Figura 121).

A etapa de filtração foi eficaz para todos os meios avaliados, com destaque para o carvão ativado (15 mg O₂/L) e o biochar (26 mg O₂/L), que apresentaram as maiores eficiências de remoção. O filtro lento de areia também atendeu à legislação, alcançando 49 mg O₂/L. Os resultados confirmam a importância da associação entre tratamento químico e filtração para a adequação do efluente aos padrões ambientais.

Figura 121

Valores de DBO₅ dos afluentes do reator UASB, após tratamento com sulfato de alumínio e biopolímero, e dos efluentes após filtração em cada um dos filtros.



4.3 Síntese conclusiva

A análise comparativa dos sistemas de pós-tratamento avaliados evidencia que a associação entre o tratamento físico-químico com sulfato de alumínio e biopolímero e a filtração lenta, especialmente com carvão ativado e biochar, proporcionou os melhores resultados globais em termos de eficiência de remoção e atendimento à legislação ambiental, resultando em reduções adicionais apreciáveis da concentração de matéria orgânica (DQO; DBO₅), bem como da cor e turbidez.

O carvão ativado apresentou o desempenho mais consistente e elevado entre os meios filtrantes, destacando-se pela maior eficiência na remoção de matéria orgânica e parâmetros estéticos. Após o tratamento químico, alcançou 99,9% de remoção de cor, 99,96% de turbidez, 99,4% de DQO e 99,1% de DBO₅, resultando em concentrações finais amplamente inferiores aos limites estabelecidos pela Resolução CONAMA nº 430/2011. Esses resultados indicam uma elevada capacidade adsorptiva do material, eventualmente aliada à formação de biofilme ativo, promovendo mecanismos combinados de adsorção e degradação biológica.

O biocarvão de eucalipto apresentou resultados expressivos, configurando-se como uma alternativa à utilização do carvão ativado. Após o tratamento químico, alcançou 99,9% de remoção de cor e 99,9% de turbidez. Em relação à DQO, obteve 98,9% de remoção, enquanto, para a DBO₅, registrou 98,5%, resultando em valores finais dentro dos padrões legais estabelecidos.

O desempenho do biochar evidencia seu elevado potencial como meio filtrante adsorvente, associado à sua área superficial e à presença de grupos funcionais ativos, tendo obtido resultados melhores do que os do filtro de areia, sendo, por isso, uma alternativa a considerar, reforçada por ser um material produzido a partir de um resíduo resultante de uma atividade florestal local.

O filtro lento de areia, embora tenha apresentado menores eficiências quando aplicado isoladamente, mostrou desempenho satisfatório quando associado ao tratamento químico, atingindo 99,8% de remoção de cor, 99,9% de turbidez, 99,4% de DQO e valores finais de DBO₅ inferiores ao limite legal. Esses resultados reforçam o papel da areia como meio filtrante físico-biológico eficaz, sobretudo quando integrada a etapas anteriores de coagulação e floculação.

Em relação ao pH, todos os sistemas mantiveram valores estáveis, próximos à neutralidade, independentemente do meio filtrante ou da aplicação do tratamento químico, atendendo integralmente aos limites da legislação vigente e evidenciando a estabilidade operacional dos processos avaliados.

5. CONCLUSÃO GERAL

A vinhaça de milho proveniente de usinas produtoras de etanol a partir de grãos de milho é uma água residual de cor acastanhada, da qual se destaca a elevada carga orgânica (DQO de 30.000 a 120.000 mg O₂/L e DBO₅ de 14.000 a 60.000 mg O₂/L), um baixo valor de pH (corrente ácida, pH ~ 4), libertando um forte odor, tendo também valores apreciáveis de concentrações em azoto, fósforo e potássio. É também caracterizada por ter valores elevados de cor e turbidez. A respectiva descarga excessiva em meios hídricos ou no solo resulta na degradação dos ecossistemas, contaminando os solos e degradando a qualidade das águas superficiais e subterrâneas, e prejudicando, por exemplo, a utilização dessas águas para a produção de águas potável ou utilização para fins agrícolas. O Estado do Mato Grosso concentra algumas das usinas que produzem etanol a partir do milho, pelo que a descarga não controlada da vinhaça tenderá a degradar o meio ambiente neste Estado.

O estudo de soluções técnicas para mitigar este problema resultou na opção por um sistema anaeróbio de tratamento de águas residuais, cuja aplicação é tendencialmente escolhida quando o efluente possui uma elevada carga orgânica, como é o caso da vinhaça de milho. O reator escolhido foi o UASB, que operou com um tempo de detenção hidráulico de 8 horas, um caudal volumétrico de 1,25 L/h e uma carga orgânica volumétrica compreendida entre 7,5 e 180 kg O₂/(m³.d).

Os resultados obtidos demonstraram uma elevada eficiência na remoção de carga orgânica, com a eficiência de remoção de DQO variando de 35% a 91% e a de DBO₅ de 36% a 94%, na primeira fase experimental, com uma duração de 250 dias, e após aclimação da biomassa à água residual e a um aumento gradual da carga orgânica, que ocorreu durante 6 períodos temporais, sendo que no último a vinhaça não tinha qualquer diluição. Essa fase decorreu a uma temperatura do afluente compreendida entre 23 °C e 25,8 °C, com um pH corrigido para 6,5, sendo que o valor da temperatura à saída esteve compreendido entre 23,8 °C e 26,9 °C e um pH compreendido entre 6,62 e 7,07, cumprindo os valores paramétricos da resolução CONAMA no 430/2011. As concentrações de entrada, de DQO e DBO₅, variaram entre 2.500 e 60.000 mg O₂/L, 1.218 e 35.637 mg O₂/L, respetivamente, e à saída, considerando o último período em que o reator estava a ser alimentado com a vinhaça sem qualquer diluição, 4.645 mg O₂/L, 2.165 mg O₂/L, respetivamente.

Porém, e destes dois parâmetros, o DBO_5 possui um valor paramétrico máximo de 120 mg O_2/L , pelo que se conclui que não se atingiu este objetivo de qualidade de água tratada, apesar da grande remoção de matéria orgânica.

Quando se analisa a evolução da cor, observa-se que foi aquele dos parâmetros monitorizados, o que sofreu a menor redução, com uma eficiência máxima de 16,4%, no período em que a alimentação do sistema era com vinhaça bruta. Uma possível explicação para a menor influência do processo biológico na remoção da cor reside no facto dos compostos que para ela mais contribuem serem de maior difícil biodegradação, e, como tal, permanecerem, na sua maioria, na água residual. Nesse último período, o valor de entrada era de 39.637 mgPtCo/L e à saída foi obtido um valor de 33.015 mgPtCo/L, que também não cumpre o valor da resolução CONAMA, que é de 75 mgPtCo/L.

Quando se analisa a evolução da turbidez, observa-se que sofreu a redução maior do que a cor mas menor do que os parâmetros que medem a carga orgânica, com uma eficiência de remoção média cerca de 66,0%, no período em que a alimentação do sistema era com vinhaça bruta. Na fase final do último período, da primeira fase experimental, o valor de entrada era de 10.389 NTU e à saída foi obtido um valor de 2.909 NTU, superior ao valor limite de descarga (100 NTU). Foi constatado também que a biomassa existente no reator UASB, nos períodos finais da 1ª fase experimental, seria constituída por um consórcio microbiano adaptado à vinhaça de milho, pois cerca de 2 anos depois da realização da 1ª fase experimental, tendo mantido o reator a operar em condições mínimas, voltou a realizar-se uma 2ª fase experimental, com uma duração de 90 dias, em condições operacionais semelhantes, incluindo o aumento gradativo, a eficiência de remoção foi, desde o início elevada, indiciando uma boa resiliência do sistema. Todos os parâmetros monitorizados resultaram em valores alinhados com os da 1ª fase. Esta ideia fica reforçada quando se observa as concentrações de biomassa existentes no reator.

Para além de se observar um decréscimo de concentrações de biomassa em função da altura do reator, no caso medidas em STV, constatou-se que na 1ª fase experimental, com o tempo as concentrações tenderam a crescer essencialmente nas primeiras portas de amostragem até tender para alguma estabilização. Estabilização que se observa logo na segunda fase experimental, ao longo de todos os dias, acompanhada por eficiências de remoção da matéria orgânica superiores a cerca de 85%, com tendência para crescer com o tempo, enquanto no início da 1ª fase essas mesmas eficiências rondavam os 35%.

Conforme esperado, num processo anaeróbio, foi possível observar a produção de biogás, cuja quantidade foi diretamente proporcional à remoção de matéria orgânica biodegradável (DBO_5). Utilizando um modelo simples para estimar o volume de biogás que seria produzido a partir da quantidade de DBO_5 removido, constatou-se que, embora com um comportamento semelhante, os valores foram inferiores aos observados, significando que o modelo teria que ser revisto para procurar reproduzir melhor os dados reais.

O efluente tratado no reator UASB, quando a corrente de entrada era vinhaça bruta (a partir dos 100 dias, na 1ª fase, e dos 76 dias na segunda fase), teve um pH compreendido entre 6,6 e 7,2, um DQO entre 4.410 mg O_2/L e 5.795 mg O_2/L , um DBO_5 entre 1627 mg O_2/L e 2.198 mg O_2/L , uma cor entre 32.821 mg PtCo/L e 33.889 mg PtCo/L e uma turbidez entre 2.909 NTU e 4.986 NTU. A título de exemplo, uma das amostras do efluente tratado tinha as seguintes características: pH de 6,75, temperatura de 25,06 °C, cor de 33.018 mg PtCo/L, turbidez de 3.117 NTU, DQO de 5.064 mg O_2/L e DBO_5 de 1.704 mg O_2/L , sendo que os valores dos parâmetros cor, turbidez e DBO_5 eram superiores aos limites da Resolução CONAMA 430/2011. Ou seja, apesar de reduzir em mais de 90% a carga orgânica presente na vinhaça, o efluente final não reúne as condições de descarga, pelo que há necessidade de pós-tratamentos.

Um dos tratamentos adicionais escolhido foi a precipitação química (coagulação/floculação/sedimentação). Para adjuvante da coagulação/floculante foi utilizado amido de milho, um biopolímero produzido no laboratório a partir de milho que se perde (resíduo) na zona de descarga da usina. Desta forma, evitou-se a utilização de outros produtos químicos sintéticos para o mesmo fim. Foram efetuados vários ensaios Jar-Test, à temperatura ambiente, variando o pH entre 2 e 11, a concentração de coagulante (sulfato de alumínio ou amido de milho) entre 50 e 120 mg/l e, posteriormente, uma combinação entre sulfato de alumínio (coagulante) e amido de milho (floculante), este último numa gama inferior de concentrações (0,25 a 2,0 mg/L).

A etapa de correção de pH/coagulação decorreu a uma agitação intensa de 100 rpm, durante cerca de 1 min, após a qual se reduziu para 45 rpm por 10 min para promover a agregação dos eventuais coágulos e depois 15 min para a sedimentação. Os melhores resultados foram obtidos para um pH de 6,5, uma concentração de sulfato de alumínio de 110 mg/L e uma concentração de amido de milho de 0,25 mg/L, resultando numa

remoção significativa: cor de 98,9% (valor residual de 348 mg PtCo/L) e turbidez de 98,9% (valor residual de 34 NTU). A DQO foi reduzida para 569 mg O₂/L e a DBO₅ para 146 mg O₂/L. Embora este último valor permanecesse acima do limite legal, a DBO₅ aproximou-se do padrão máximo de 120 mg O₂/L, demonstrando que a combinação de coagulante inorgânico e biopolímero potencializa a eficiência de remoção de sólidos em suspensão e de matéria coloidal e conseqüentemente, matéria orgânica associada. Consta-se que a turbidez passou a cumprir o valor de descarga e o DBO₅ ficou muito próximo de o cumprir, estando a cor um pouco mais distante do 75 mg PtCo/L mas substancialmente mais baixo do que o efluente proveniente do reator UASB. Importa referir que os ensaios usando apenas o amido de milho não foram eficazes como aqueles em que se usou apenas o sulfato de alumínio. Este último é caracterizado por possuir capacidades desestabilizantes nas soluções aquosas, potenciando a formação de sólidos em suspensão que podem ser removidos por sedimentação, ao contrário do biopolímero de milho.

Foram efetuados outros ensaios adicionais de tratabilidade do efluente proveniente do reator UASB, utilizando a operação de filtração, com diferentes meios filtrantes: biochar, carvão ativado e areia, todos de granulometria próxima a 2 mm. O biochar utilizado também foi produzido em laboratório a partir de resíduos de madeira de eucalipto, procurando manter a estratégia de aproveitamento de resíduos resultantes de atividades locais. Para além da filtração, efetuaram-se ensaios adicionais combinando a coagulação/floculação/sedimentação, nas condições definidas em estudos acima, com a filtração através dos 3 meios filtrantes (em separado). A filtração em meios adsorventes/filtrantes – carvão ativado, biochar de eucalipto e areia –, decorreu com velocidades superficiais próximas ou inferiores a 76 L/(dia.m²), à temperatura ambiente, tendo apresentado resultados complementares e expressivos:

Cor: após pré-tratamento químico, a remoção atingiu 99,9% com carvão ativado (24 mg PtCo/L), 99,9% com biochar (46 mg PtCo/L) e 99,8% com areia (73 mg PtCo/L), atendendo ao limite máximo de 75 mg PtCo/L estabelecido pela resolução CONAMA. Esses resultados destacam a alta capacidade adsorvente do carvão ativado e do biochar, capazes de reter mais moléculas responsáveis pela coloração do efluente. Sem a etapa de precipitação química, a filtração direta resultou numa eficiência de remoção de 91% com carvão ativado (2.979 mg PtCo/L), 92% com biochar (3.642 mg PtCo/L) e 90,3% com areia (8.277 mg PtCo/L), não atendendo ao limite estabelecido pela resolução CONAMA.

Turbidez: após o pré-tratamento químico, os filtros reduziram a turbidez em 99,96% com carvão ativado (1 NTU), 99,9% com biochar (2,5 NTU) e 99,9% com a areia (3,3 NTU). Sem o pré-tratamento químico, as eficiências de remoção foram de 95% com carvão ativado (156 NTU), 91% com biochar (269 NTU) e 89% com a areia (343 NTU).

DQO: os melhores resultados foram obtidos com a utilização prévia do tratamento químico e depois a passagem pelos filtros, resultando em remoções de 99,4% com carvão ativado (28 mg O₂/L), 98,9% com biochar (57 mg O₂/L) e 99,4% com areia (80 mg O₂/L). O carvão ativado se destacou devido à sua elevada porosidade e área superficial disponível para os processos de adsorção.

DBO₅: os melhores resultados foram obtidos com a utilização prévia do tratamento químico e depois a passagem pelos filtros, com 15 mg O₂/L (carvão ativado), 26 mg O₂/L (biochar) e 49 mg O₂/L (areia), todos dentro do limite legal de 120 mg O₂/L.

O pH do efluente proveniente do reator UASB, após a filtração permaneceu entre 6,5 e 7,5 dentro da faixa aceitável da CONAMA 430/2011. Quando acrescentada a precipitação química, os valores ficaram entre 6,5 e 7, indicando que os processos de coagulação, floculação e filtração não provocaram uma acidificação ou alcalinização indesejada.

A associação de tratamento químico com sulfato de alumínio (coagulante) e biopolímero (floculante) e a sedimentação, seguida de filtração em carvão ativado ou biochar, mostrou-se ser a estratégia mais eficiente para remover cor, turbidez e carga orgânica, de forma a garantir a conformidade com os padrões ambientais.

A utilização de biopolímero de amido de milho e biochar representam alternativas ao uso de insumos sintéticos, contribuindo para processos industriais simultaneamente mais verdes e compatíveis com a legislação ambiental.

Conclui-se que foi possível, à escala piloto, efetuar o tratamento da vinhaça pura através da integração de processos biológicos, físicos e químicos, obtendo-se, para os parâmetros monitorizados, um efluente em conformidade com as normas ambientais de descarga.

6. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ABNT NBR 17.076:2024 - Projeto de sistema de tratamento de esgoto de menor porte - Requisitos.

ABNT. ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. NBR 10004-2:2024 – Resíduos sólidos — Classificação — Parte 2: Sistema geral de classificação de resíduos (SGCR). Rio de Janeiro: ABNT, 2024.

ABNT. Associação Brasileira de Normas Técnicas. NBR 12209:2011 — Projeto de estações de tratamento de esgoto sanitário — Condições recomendadas. Rio de Janeiro, 2011.

ABNT. Associação Brasileira de Normas Técnicas. NBR 12216:1992 — Projeto de estações de tratamento de água para abastecimento público — Procedimento. Rio de Janeiro, 1992.

ABNT. Associação Brasileira de Normas Técnicas. NBR 13969: Tanques sépticos — Unidades de tratamento complementar e disposição final dos efluentes líquidos — Projeto, construção e operação. Rio de Janeiro, 1997.

Abreu lima, G. J. M. A. (2007). Uso de Polímero natural do Quiabo como Auxiliar de Flocculação e Filtração em Tratamento de Água e Esgoto. Dissertação. Universidade do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro.

Afsaneh Mazaheri, Mohamad Reza Doosti, Synthetic vinasse treatment by combined UASB-ABR-AS system, Journal of Environmental Chemical Engineering, Volume 11, Issue 5, 2023,

Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis. Rio de Janeiro, 2023. <https://www.gov.br/anp/pt-br/assuntos/producao-e-fornecimento-debiocombustiveis/autorizacao-para-producao-de-biocombustiveis>. [Acesso: 01 dez. 2024].

Alfaro-Soto, M., Basso, J. B. & Klang, C. H. (2017). Impacto da fertirrigação da cana-de-açúcar por vinhaça nas propriedades físicas, químicas e hidráulicas do solo. In: Carmem Silvia Fontanetti, C.S. & Bueno, O. C. (orgs). Cana-de-açúcar e seus impactos: uma visão acadêmica. 1. Ed. Bauru: Canal 6.

Almeida J. N. S.; Rizzatto M. L. BIOGÁS de vinhaça: uma revisão. *Scientific Electronic Archives*, v. 13, n. 4, p. 90–98, 2020. Disponível em: <https://scientificelectronicarchives.org/index.php/SEA/article/download/1556/1615/469>. Acesso em: 17 out. 2025.

Alves, Marília Patricio; Xavier, Cinthia Sany França; Lopes, Wilton Silva; Vieira, Fernando Fernandes; Sousa, José Tavares. Estudo comparativo entre a eficiência de diferentes materiais como meio filtrante na filtração lenta. *Revista DAE | São Paulo | v. 72, n 247 / pp 01-12 | 2024.*

Alokika, et al. (2020). Cellulosic and hemicellulosic fractions of sugarcane bagasse: Potential, challenges and future perspective. *International Journal of Biological Macromolecules*. V. 169, pp. 564-582.

Amaral, A. C.; Steinmetz, R.L.R. & Kunz, A. (2019). O processo de biodigestão. In: Kunz, A.; Steinmetz, R.L.R.; Amaral, A.C. *Fundamentos da digestão anaeróbia, purificação do biogás, uso e tratamento do digestato*. Concórdia: Sbera: Embrapa Suínos e Aves.

Andrade, C. A. & Puga, A. P. (2023). Biocarvão: uso agrícola e ambiental. In: Bettiol, W.; Silva, C. A.; Cerri, C. E. P.; Martin Neto, L. & Andrade, C. A. *Entendendo a matéria orgânica do solo em ambientes tropical e subtropical*. Brasília, DF: Embrapa.

ANDRADE, Marcio Antonio Nogueira. Procedimentos para simulação física de reatores anaeróbios de escoamento ascendente e manta de lodo (UASB), visando o estudo de seu comportamento hidrodinâmico. 1995. Dissertação (Mestrado) — Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 1995.

Andrade, M. C. (1987). Espaço, polarização e desenvolvimento: Uma introdução à economia regional. 5. Ed. São Paulo: Atlas.

Andrade, M. C. (2005). A terra e o homem no Nordeste: contribuição ao estudo da questão agrária no Nordeste. 7. Ed. São Paulo: Cortez.

Andrade, M. C. (2007). Formação territorial e econômica do Brasil. Recife: Fundação Joaquim Nabuco, Massangana.

Andrade, M. C. O. (1994). Modernização e pobreza: a expansão da agroindústria canavieira e seu impacto ecológico e social. São Paulo: Editora UNESP.

ANDREOLI, FERNANDO CÉSAR. Filtros lentos de areia em escala domiciliar como alternativa de tratamento de águas subterrâneas com risco microbiológico em comunidades isoladas. tese apresentada ao Programa de Pós Graduação em Engenharia Hidráulica e Saneamento da Escola de Engenharia de São Carlos da Universidade de São Paulo. 2020.

Andrietta, S. R. *Uma nova perspectiva para produção de etanol no Brasil – Uso do milho*. http://www.stab.org.br/palestras_fena2019/andrietta.pdf. [Acesso: 01 dez. 2024].

ANFAVEA — Associação Nacional dos Fabricantes de Veículos Automotores. *Anuário da Indústria Automobilística Brasileira 2023*. São Paulo: Anfavea, 2023. Disponível em: <https://anfavea.com.br/site/wp-content/uploads/2023/04/ANUARIO-ANFAVEA-2023.pdf>. Acesso em: 22 out. 2025.

Antero, R. V. P., Silva, D. B. DA, & Vale, A. T. DO. (2019). Balanço energético da produção de etanol a partir da cana-de-açúcar e aspectos da produção brasileira atual. *Journal of Biotechnology and Biodiversity*, 7(3), 399-412.

Ao, T.-J.; Wu, J.; Li, K.; Chandra, R.; Zhao, X.-Q.; Tang, Y.-Q.; Liu, C.-G.; Bai, F.-W. *Cellulosic ethanol stillage for methane production by integrating single-chamber anaerobic digestion and microbial electrolysis cell system*. *Science of The Total Environment*, 2024. DOI: 10.1016/j.scitotenv.2024.175814.

APHA (American Public Health Association). (2012). *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater*. Washington, DC: APHA.

Araújo, A. B. (2019) Repositório Institucional UFC. Repositório Institucional UFC. Disponível em: https://repositorio.ufc.br/bitstream/riufc/49704/5/2019_dis_abaraujo.pdf. [Acesso: 04 dez. 2024].

Araújo, A. V. C. et al. (2019). Biopolietileno: Efeito da reciclagem primária nas propriedades mecânicas. In: *Anais Simpósio sobre Sistema Sustentáveis*, p. 960-966.

ARAÚJO, Frederico Augusto Dantas de. *Clarificação do caldo da cana-de-açúcar: avaliação da eficiência de processos convencionais e alternativos*. 2011. 180 f. Tese (Doutorado em Engenharia Química) – Universidade Federal de Pernambuco, Recife, 2011. Disponível em:

<https://attena.ufpe.br/bitstream/123456789/28385/1/TESE%20Frederico%20Augusto%20Dantas%20de%20Ara%C3%BAjo.pdf>. Acesso em: 22 out. 2025.

Araújo, G. J. F. de; Oliveira, S. V. W. B. de. *Vinhaça: conceito, desafios e oportunidades – uma revisão bibliográfica*. Revista Agro da Fatec Jales, v. 10, n. 1, p. 1–15, 2021. Disponível em: https://fatecjales.edu.br/revista-agro/images/artigos/1a_edicao/volume10-1/vinhaca-conceito-desafios-e-oportunidades-uma-revisao-bibliografica.pdf. Acesso em: 13 ago. 2025.

Araújo, J. M.; Silva, T. C. M.; Almeida, G. F. (2021). Estudo e aplicação de biopolímeros como coagulantes e auxiliares de floculação em sistemas de tratamento de água e efluentes. Research, Society and Development, v. 10, n. 4, e42110414436.

Associação dos Produtores de Soja e Milho de Mato Grosso – Aprosoja MT. (2025, Junho 13). *Crescimento do etanol de milho em Mato Grosso é tema de destaque no Apro360*. Aprosoja. <https://aprosoja.com.br/comunicacao/release/crescimento-do-etanol-de-milho-em-mato-grosso-e-tema-de-destaque-no-apro360>

Atukunda, A.; Ibrahim, M.; Fujii, M & Nasr, M. (2022). Dual. biogas/biochar production from anaerobic co-digestion of petrochemical and domestic wastewater: a techno-economic and sustainable approach. Biomass Conversion and Biorefinery. 14, pp. 8793–8803.

Awe O. W.; Zhao, Y.; Nzihou, A.; Minh D. P.; Lyczko, N. (2017). A review of biogas utilisation, purification and upgrading technologies. Waste Biomass Valoriz 8:267–283. <https://doi.org/10.1007/s12649-016-9826-4>.

Azevedo, R. G. N. G. (2018). Análise econômica da produção de etanol pela integração do milho nas usinas flex e full no estado do Mato Grosso. Monografia. Universidade Federal do Paraná, Curitiba.

Bai, F. W.; Anderson, W. A. & Moo-Young, M. (2008). Ethanol fermentation Technologies from sugar and starch feedstocks. Biotechnology Advances. 26 (1), pp. 89-105.

BALBINOTI, Jonas Raul. Coagulantes naturais no tratamento de efluentes industriais: uso da *Moringa oleifera* e associação com coagulantes químicos. 2025. Trabalho acadêmico – Universidade Federal do Paraná, Curitiba, 2025.

Baldovi, A.A. (2019). Influência do tempo de detenção hidráulica na remoção de nitrogênio e fósforo em sistema de alagados construídos cultivados com *Eichhornia crassipes*. Dissertação de mestrado. Universidade Federal do ABC, Santo André.

BANCO NACIONAL DE DESENVOLVIMENTO ECONÔMICO E SOCIAL (BNDES); CENTRO DE GESTÃO E ESTUDOS ESTRATÉGICOS (CGEE). *Bioetanol de cana-de-açúcar: energia para o desenvolvimento sustentável*. Rio de Janeiro: BNDES, 2008. Disponível em:

https://web.bndes.gov.br/bib/jspui/bitstream/1408/2496/1/RB%2041%20A%20produ%C3%A7%C3%A3o%20de%20etanol_P.pdf. Acesso em: 23 out. 2025.

Baptista, C. B. (2013). Imobilização de enzimas na parede celular de *Saccharomyces cerevisiae* para produção de etanol a partir de amido. Dissertação de Mestrado. Universidade de Brasília, Brasília.

Barbosa, Eline Dias; Melo, Raví Emanuel; Silva, Vanilson Pedro; Costa, Diogo Paes; Souza Júnior, José Henrique; Alves, Maria Fernanda de Albuquerque Tenório; Lopes, Márcio Henrique Leal; Martins Filho, Argemiro Pereira; Medeiros, Érika Valente; Duda, Gustavo Pereira; Corrêa, Marcelo Metri, Silva, Maria Camila de Barros; Lima, José Romualdo de Sousa; Hammecker, Claude. *Revista Brasileira de Geografia Física* v.18, n.01 (2025) 456-470.

Barbosa, M. Y. U. (2017). Reator anaeróbico alimentado com vinhaça de cana-de-açúcar: avaliação dos efeitos causados pela interrupção na alimentação e estratégias para mitigação. 2017. Dissertação (Mestrado em Hidráulica e Saneamento) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2017.

Barros, R. P. de; Viégas, P. R. A.; Silva, T. L. da; Souza, R. M. de; Barbosa, L.; Viégas, R. A.; Barretto, M. C. de V. & Melo, A. S. (2010). Alterações em atributos químicos de solo cultivado com cana-de-açúcar e adição de vinhaça. *Pesquisa Agropecuária Tropical*. 40(3), pp. 341–346.

Barros, V. G.; Duda, R. M.; Oliveira, R. A. (2016). Biomethane production from vinasse in upflow anaerobic sludge blanket reactors inoculated with granular sludge. *Brazilian Journal of Microbiology*. 47 (3). p. 628-639.

Basso, L.C.; Basso, T. O. & Rocha, S. N. (2011). Ethanol Production in Brazil: The Industrial Process and Its Impact on Yeast Fermentation. In: Bernades, M. A. S. (ed.) Biofuel Production - Recent Developments and Prospects. InTech.

Bátori V, Ferreira JA, Taherzadeh MJ, Lennartsson PR. Ethanol and Protein from Ethanol Plant By-Products Using Edible Fungi *Neurospora intermedia* and *Aspergillus oryzae*. *Biomed Res Int*. 2015;2015:176371. doi: 10.1155/2015/176371. Epub 2015 Nov 23. PMID: 26682213; PMCID: PMC4670849.

Battaglia, M. et al. (2020). The broad impacts of corn stover and wheat straw removal for biofuel production on crop productivity, soil health and greenhouse gas emissions: A review. *GCB-Bioenergy*. 13(1), pp. 45-57.

Bautista Quispe, J. I.; Campos, L.C.; Mašek, O. & Bogush, A. (2022). Use of biochar-based column filtration systems for greywater treatment: A systematic literature review. *Journal of Water Process Engineering*. 48: 102908.

Belluco, A. E. S. & Alcarde, A. R. (2008). Cana e milho: métodos distintos convergem ao etanol. *Revista Visão Agrícola*. 5 (8), pp. 50-52.

Bertelli, L. G. (2005). A verdadeira história do Proálcool. Disponível em: <https://www2.senado.leg.br/bdsf/item/id/313629>. [Acesso: 01 dez. 2024].

Bilal, M. & Iqbal, H. M. N. (2019). Naturally-derived biopolymers: Potencial platforms for enzyme immobilization. *International Journal of Biological Macromolecules*, p. 462-482.

Blauer, R. (2020). Sugar: World Markets and Trade USDA. Disponível em: <https://apps.fas.usda.gov/psdonline/circulars/sugar.pdf>. [Acesso: 21 out. 2024].

Bortoletto, A. M. & Alcarde, A. R. (2015). Dominante nos EUA, etanol de milho é opção, no Brasil, para safra excedente. *Revista Visão Agrícola*. 13, pp. 135-137.

Bothast, R. J. & Schlicher, M. A. (2005). Biotechnological processes for conversion of corn into ethanol. *Brazilian Journal of Microbiology*. 47(1), pp. 64-76.

Bott et al. (2018). Amylase with maltogenic properties. US 2018/0112203 A1. United States patent application publication. Disponível em: <https://patentimages.storage.googleapis.com/dc/7b/c8/b4842fb0fa4466/US20180112203A1.pdf>.

Brasil. (2017). Lei nº 13.576, de 26 de dezembro de 2017. Dispõe sobre a Política Nacional de Biocombustíveis (RenovaBio) e dá outras providências., Brasília, DF: Diário Oficial da União.

Brasil. Resolução CONAMA n.º 357, de 17 de março de 2005. Dispõe sobre a classificação dos corpos de água e diretrizes ambientais para o seu enquadramento, bem como estabelece as condições e padrões de lançamento de efluentes, e dá outras providências. Publicada no DOU nº 053, 2005. 27 p.

Brasil. Resolução CONAMA Nº 430, de 13 de maio de 2011. Dispõe sobre condições, parâmetros, padrões e diretrizes para gestão do lançamento de efluentes em corpos de água receptores, alterando parcialmente e complementando a Resolução no 357, de 17 de março de 2005, do Conselho Nacional do Meio Ambiente-CONAMA. Publicação no DOU Nº 92, 20005. 9 p.

BRESSANI-RIBEIRO, T.; ALMEIDA, P. G. S.; VOLCKE, E. I. P.; CHERNICHARO, C. A. L. Trickling filters following anaerobic sewage treatment: state of the art and perspectives. *Environmental Science: Water Research and Technology*, v. 4, n. 11, p. 1721–1738, 2018. DOI: 10.1039/C8EW00330K.

Brito, A.G.; Melo, L.F. (1997). A simplified analysis of reaction and mass transfer in UASB and EGSB reactors. *Environmental Technology*. 18, pp. 35-43.

Brito, F. L.& Rolim M. M. (2005). Comportamento do efluente e do solo fertirrigado com vinhaça. *Agropecuária Técnica*. 26(1), pp. 60-67.

Brito, F. L., Rolim, M. M., Silva, J. A. A. & Pedrosa, E. M. R. (2007). Qualidade do percolado de solos que receberam vinhaça em diferentes doses e tempo de incubação. *Revista Brasileira De Engenharia Agrícola E Ambiental*. 11(3), pp. 318–323.

Broda, M., Yelle, D.J. & Serwańska, K. (2022). Bioethanol Production from Lignocellulosic Biomass-Challenges and Solutions. *Molecules*. 27 (24), pp.1-27.

Bueno BE, Garcia Rea VS, Saia FT, Gregoracci GB, Dacanal G, van Lier JB and Zaiat M (2024) Treatment of sugarcane vinasse in AnMBR and UASB: process performance and microbial community comparison. *Front. Bioeng. Biotechnol.* 12:1489807. doi: 10.3389/fbioe.2024.1489807

BULLER, L. S.; ROMERO, C. W. D. S.; LAMPARELLI, R. A. C.; FERREIRA, S. F.; BORTELETO, A. P.; MUSSATTO, S. I.; FORSTER-CARNEIRO, T. A spatially explicit assessment of sugarcane vinasse as a sustainable by-product. *Science of the Total Environment*, v. 765, art. 142717, 2021. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.scitotenv.2020.142717>. Acesso em: 17 out. 2025.

Burke, P. E. D. A. (2001). Options for recovering beneficial products from dairy manure. Olympia: Dairy Waste Anaerobic Digestion Handbook.

Bushell, G.; Yan, Y.D.; Woodfield, D.; Raper, J.; Amal, R. (2002) On techniques for the measurement of the mass fractal dimension of aggregates. *Advances in Colloid and Interface Science*. 95 (1), pp. 1-50.

BUSSAB, W. O.; MORETTIN, P. A. Estatística Básica. 8. ed. São Paulo: Saraiva, 2017.

Buswell A. M. & Mueller H. F. (1952). Mechanism of methane fermentation. *Industrial and Engineering Chemistry*. 44(3), pp. 550-552.

Cabrera-Díaz, A.; Pereda-Reyes, I.; Oliva-Merencio, D.; Lebrero, R. & Zaiat, M. (2017). Anaerobic digestion of sugarcane vinasse through a methanogenic UASB reactor followed by a packed bed reactor. *Applied Biochemistry and Biotechnology*, 183, p. 1127-1145. doi: 10.1007/s12010-017-2488-2

Calegari, R. P. (2017). Produção de biogás a partir de vinhaça concentrada. 2017. Dissertação de Mestrado. Escola Superior de Agricultura Luiz de Queiroz, Universidade de São Paulo, Piracicaba.

Caltarrosso, F. (2008). Análise de tensões em equipamentos de moagem da cana-de-açúcar usando o método de elementos finitos. Dissertação de mestrado. Universidade de São Paulo, São Carlos.

CAMARA, Claudionor Neves; GUIMARÃES, Camila Carla. FERMENTAÇÃO ALCÓOLICA: um estudo de caso sobre as ações adotadas para a otimização deste processo. *Ciência & Tecnologia: FATEC-JB*, v. 16, n. 1, e16102, 2024. Disponível em: <https://publicacoes.fatecjaboticabal.edu.br/citec/article/view/333/259/2163>. Acesso em: 22 out. 2025.

CAMARGO, Kelly Cristina Costa. *Estudo sobre a viabilidade de produção do etanol a partir de melaço de cana-de-açúcar*. 2012. 150 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Universidade Federal de Mato Grosso do Sul, Campo Grande, 2012. Disponível em: <https://repositorio.ufms.br/handle/123456789/1504>. Acesso em: 22 out. 2025.

Camporezi, J. D. & Dias, S. R. (2021). Produção de etanol de milho via sacarificação e fermentação simultânea. Monografia. Instituto Federal do Espírito Santo, Venda Nova do Imigrante.

Campos, C. M. M. (1998). Reatores anaeróbios de última geração. Lavras: UFLA.

Campos, H. B. (1990). Sistemas de tratamento anaeróbio: fundamentos e aplicações. São Paulo: Edusp.

Campos, J. R. (1981). Emprego do amido de batata como auxiliar de floculação de águas para abastecimento. Tese de Doutorado. Universidade de São Paulo, São Carlos.

CAMPOS, José Roberto (coord.). Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo. 1999. Publicação resultante da Rede de Pesquisas do Programa em Saneamento Básico (PROSAB), Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo

CANEZIM, Rafaela Andressa. Eficiência da ação do coagulante sulfato de alumínio e cloreto férrico no tratamento de efluente têxtil. 2021. Trabalho de Conclusão de Curso (Engenharia Ambiental) – Universidade Tecnológica Federal do Paraná, Câmpus Londrina, Londrina, 2021.

Canha, M. A. (2009). Rendimento de fermentação na indústria sucroalcooleira. Monografia. Universidade Estadual de Maringá, Umuarama.

Cardona C. A. & Sánchez, O.J. (2008). Trends in biotechnological production of fuel ethanol from different feedstocks, *Bioresource Technology*. 99 (13), pp. 5270-5295.

CARDONA, Carlos A.; SÁNCHEZ, Óscar J. Fuel ethanol production: process design trends and integration opportunities. *Bioresource Technology*, v. 98, n. 12, p. 2415–2457, set. 2007. DOI: 10.1016/j.biortech.2007.01.002. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0960852407000156>. Acesso em: 22 out. 2025.

CARIOTTO, M. C. Estudo da Utilização da Goma Xantana como Auxiliar no Processo de Floculação em Tratamento de Água para Abastecimento. Dissertação (Bacharelado em Engenharia Ambiental) – Universidade Tecnológica Federal do Paraná. Campo Mourão, 2013.

Carlos Daniel Davi de Souza, Allan Bruno Dantas Gonçalves, Antonia Gisele Bezerra Simeão, Vynicius Alves Calábria, Lucimara Alves Bandeira da Silva, Flávio César Brito Nunes, Maria Gorethe de Sousa Lima Brito Rev. Gest. Soc. Ambient. | Miami v.19.n.6 p.1-18. 2025.

Carpanez, T. G., Moreira, V. R., Assistência, I. R. & Amaral, M. C. S. (2022). Sugarcane vinasse as organo-mineral fertilizers feedstock: Opportunities and environmental risks. Science of The Total Environment. 832, pp.154998.

Carpio, R. R., Giordano, R. C. & Secchi, A. R. (2018). Modelagem, simulação e otimização de uma biorrefinaria integrada para a produção de etanol de Primeira e Segunda Geração. XXII Congresso Brasileiro de Engenharia Química, Blucher Chemical Engineering Proceedings, 1 (5), pp.4071-4074.

Carvalho, R. V. de et al. (2008). Otimização das condições de cultivo para a produção de amilases pelo termofílico *Bacillus* sp. e hidrólise de amidos pela ação da enzima. Food Science and Technology. 28(2), pp. 380-386.

Castro, A. L. M. et al. (2015). Influência da temperatura na resistência ao etanol da levedura *Saccharomyces cerevisiae* Y904. Congresso Brasileiro de Engenharia Química em Iniciação Científica. 1 (3), pp. 1173-1178.

Cavalcanti, L. O (2019) Combustível que mudou nossa história. Canaonline. Disponível em: <https://www.canaonline.com.br/conteudo/o-combustivel-que-mudou-nossa-historia.html>. [Acesso: 10 nov. 2024].

Cavaleiro, A. J., Alves, M. M.(2020). Digestão anaeróbia, Rev. Ciência Elem., 8(01) p.009. Cana-de-açúcar: bioenergia, açúcar e álcool: tecnologias e perspectivas. Viçosa: UFV.

CENTRO NACIONAL DE PESQUISAS ENERGÉTICAS E MATERIAIS – CNPEM. *Fermentação: contínua ou em batelada?* Campinas, SP: CNPEM, 5 set. 2017. Disponível em: <https://cnpem.br/en/fermentacao-continua-ou-em-batelada/>. Acesso em: 24 out. 2025.

CETESB; Agência Nacional de Águas e Saneamento Básico (ANA). Guia Nacional de Coleta e Preservação de Amostras: água, sedimento, comunidades aquáticas e efluentes líquidos, 2.^a ed., São Paulo: CETESB; Brasília: ANA, 2023.

CHALLA, R. K.; ZHANG, Y. B.; JOHNSTON, D. B.; SINGH, V.; ENGESÆTH, N. J.; TUMBLESÓN, M. E.; RAUSCH, K. D. Evaporator fouling tendencies of thin stillage and concentrates from the dry-grind process. *Heat Transfer Engineering*, v. 38, n. 7–8, p. 743–752, 2017

CHEMMÉS, C. S.; SILVA, F. C.; SOUZA, L. S.; AZEVEDO JUNIOR, R. A.; CAMPOS, L. M. A. Estudo de métodos físico-químicos no pré-tratamento de resíduos lignocelulósicos para produção de etanol de segunda geração. In: SEPA – SEMINÁRIO ESTUDANTIL DE PRODUÇÃO ACADÊMICA, 12., 2013, Salvador. Anais [...]. Salvador: UNIFACS, 2013. Disponível em: <http://www.revistas.unifacs.br/index.php/sepa>. Acesso em: 15 out. 2024.

Chemmes, C. S.; Silva, F. C.; Souza, L. S.; Junior, R. A. A. & Campos, L. M. A. (2013a). Estudo de centro de memória do Instituto Biológico. Instituto Biológico, Centro de Comunicação e Transferência do Conhecimento, Museu/Centro de Memória.

Chen, J. et al. (2024). Review of Anaerobic Digestion Models for Organic Solid Waste Treatment with a Focus on C, N, and P Dynamics. *Waste Management*, 172, 103821.

Chen, L.; Zhao, Y.; Hu, X. (2021). Modification of biochar for enhanced removal of nitrate and phosphate from wastewater. *Environmental Science & Technology*, 55(2), p. 1145-1153.

Chen, Y., Cheng, J. J., & Creamer, K. S. (2008). Inhibition of anaerobic digestion process: A review. *Bioresource Technology*, 99(10), 4044-4064.

Chernicharo, C. A. L. (1997). Reatores Anaeróbios. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental-UFMG, Belo Horizonte, Brasil.

Chernicharo, C. A. L. (2006). Post-Treatment Options for the Anaerobic Treatment of Domestic Wastewater. *Reviews in Environmental Science and Bio/Technology*. 5, pp. 73-92.

Chernicharo, C. A. L. Reatores Anaeróbios. 2. ed. rev. ampl. Belo Horizonte: Projeto de Pesquisa em Saneamento Básico – PROSAB, Financiadora de Estudos e Projetos – FINEP, Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental – ABES, 2007. 380 p. (Série: Princípios do Tratamento Biológico de Águas Residuárias, v. 5).

Chernicharo, C. A. L. et al. (1999). reatores anaeróbios de manta de lodo. in: campos, j. r. (coord.). tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada. prosab (programa de pesquisa em saneamento básico). Rio de Janeiro, ABES.

CHERNICHARO, Carlos Augusto de Lemos; VAN LIER, Jules B.; NOYOLA, Adalberto; BRESSANI RIBEIRO, Thiago. *Anaerobic sewage treatment in Latin America*. London: World Scientific, 2015

CHIEPPE JÚNIOR. J. B. Tecnologia e fabricação do álcool. Inhumas: IFG; Santa Maria: Universidade Federal de Santa Maria, 2012. 73 p. Disponível em: <http://redeetec.mec.gov.br/images/stories/pdf/eixo_prd_industr/tec_acucar_alcool/161012_tec_fabric_alc.pdf>. Acesso em: 19 dez. 2022.

Chitolina, G. M., Harder, M. N. C. (2020) Avaliação da viabilidade do uso de vinhaça como adubo. *Bioenergia em Revista: Diálogos*, v. 10, n. 2, 2020. Disponível em: <http://fatecpiracicaba.edu.br/revista/index.php/bioenergiaemrevista/article/view/383>. Acesso em: 13 ago. 2025.

Chong, S.; & Chong, J. (2008). Methane: a natural gas. *Microbiology Today*. pp. 124-127.

Christofolletti, C. A. et al. (2017). Contaminação do solo por vinhaça: uma revisão dos impactos causados pela fertirrigação. *Revista Monografias Ambientais Reunião Anual de Iniciação Científica*, 13(1), p. 299-311.

Christofolletti, C.A., Escher, J.P.; Correia, J.E. Marinho, J.F.U. & Fontanetti, C.S. (2013). Sugarcane vinasse: environmental implications of its use. *Waste Manag.* 33, p. 2752-2761.

Collares, D. (2014). Etanol 2G depende do aprimoramento de enzimas. EMBRAPA, Brasília, 2014.

Colussi, J. & Schmitkey, G. (2021). Brazil: Corn Production in Three Crops per Year. *Farmdoc daily*. (11):58, pp.1-4.

COMPANHIA NACIONAL DE ABASTECIMENTO (CONAB). *Diagnóstico da produção de etanol em Mato Grosso: binômio cana-de-açúcar/milho*. In: Compêndio de estudos Conab. v. 1. Brasília: Conab, 2018. ISSN 2448-3710. Disponível em: <http://www.conab.gov.br>

Companhia Nacional de Abastecimento. *Instruções para amostragem de grãos*. Boletim Técnico da Série Armazenagem, v. 1, n. 1, Brasília: Conab, mar. 2015. 32 p. ISSN 2359-5612.

CONAB. National Company about Sugarcane Supply. 2019 Crop Surveys. Available at: www.conab.gov.br/Conab - Produção total de etanol deve ficar em 31,6 bilhões de litros. [Acesso: 06 dez. 2020].

Cooperativa de Produtores de Cana-de-Açúcar, Açúcar e Álcool do Estado de São Paulo. (COPERSUCAR) (2024). Disponível em: <https://www.copersucar.com.br/>. [Acesso: 06 maio 2024].

Corazza, R.I. (2006). impactos ambientais da vinhaça: controvérsias científicas e lock-in na fertirrigação?. in: 44º congresso da sociedade brasileira de economia, administração e sociologia rural. fortaleza, ceará, brazil.

CORREA, W. C.; AVELLAR, B. R. de O.; AISSE, M. M.. Avaliação do desempenho de sistema reator UASB e filtro biológico percolador de baixa taxa no tratamento de esgoto sanitário em escala plena. Revista DAE, São Paulo, v. 72, n. 247, p. 1–15, 2024. Disponível em: https://www.revistadae.com.br/artigos/artigo_edicao_247_n_2268.pdf. Acesso em: 13 ago. 2025.

Cortez, L.; Magalhaes, P. & Happi, J. (1992). Principais Subprodutos da Agroindústria Canavieira e Sua Valorização. Revista Brasileira de Energia Elétrica. 2(2), pp.111-146.

Costa, I. C.; Barata, F. G.; Silva, A. L. M.; Resende, L. R.; Gouvêa, M. A.; Rodrigues, J. P.; Oliveira, J. V.A; Gabriel, A. F. & Silva, A. A. (2018). Coprodutos da indústria de etanol de milho na alimentação de ruminantes. Revista Pubvet. 12 (11), 214, p.1-7.

Cripwell, R. A. et al. (2020). Consolidated bioprocessing of raw starch to ethanol by *Saccharomyces cerevisiae*: achievements and challenges. Biotechnology Advances. 42:107579.

Cruz, C. da S. L., de Freitas, G. M., de Sousa, C. D. D., de Freitas, L. N., da Silva, M. R. A., da Silva, J. P., Gonçalves, A. B. D., da Silva, L. A. B., Nunes, F. C. B., & Brito, M. G. de S. L. (2024). Análise das condições operacionais de um reator UASB tratando efluentes líquidos de frigorífico industrial. *CONTRIBUCIONES A LAS CIENCIAS SOCIALES*, 17(1), 1838–1858. <https://doi.org/10.55905/revconv.17n.1-106>.

Cruz, L. F. L.S.; Duarte, C. G.; Malheiros, T.F. & Pires. E.C. (2013). Análise da viabilidade técnica, econômica e ambiental das atuais formas de aproveitamento da vinhaça: fertirrigação, concentração e biodigestão. *Revista Brasileira de Ciências Ambientais*. 29, pp.1-17.

Cunha, A. F., Sousa, I. M. P., Carvalho, V. L. de S., Santos, C. M. dos, Galvão, R. R., Parente, L. P. R., Less, D. F. da S., & Henrique, I. N. (2024). Estudo da eficiência físico-química em estações compactas de tratamento de efluentes em condomínios residenciais na cidade de Santarém, PA. *OBSERVATÓRIO DE LA ECONOMÍA LATINOAMERICANA*, 22(10), e7071.

Cunha, J. T. et al. (2020). Consolidated bioprocessing of corn cob-derived hemicellulose: engineered industrial *Saccharomyces cerevisiae* as efficient whole cell biocatalysts. *Biotechnology for Biofuels*. 13(138), pp.1-15.

D'Agostini, S.; Rebouças, M. M.; Batista Filho, A. & Vitiello, N. (2020) A cana-de-açúcar permeando pelo http://www.biologico.agricultura.sp.gov.br/uploads/docs/pag/v5_1/dagostini.html. [Acesso: 06 maio 2024].

D'arce, M. A. B. R.; Spoto, M. H. F. & Castellucci, A. C. L. (2015). Processamento e industrialização do milho para alimentação humana. *Visão Agrícola*. 13, pp. 138-140.

da Cruz, L.A., Lacerda, A.S., Fleck, I.M. y Fleck, L. 2025. Codigestão anaeróbia de efluentes agroindustriais: avaliação e modelagem de desempenho. *Revista AIDIS de ingeniería y ciencias ambientales: Investigación, desarrollo y práctica*. 18, 2 (ago. 2025), 206–221. DOI:<https://doi.org/10.22201/iingen.0718378xe.2025.18.2.89091>.

Da Cruz, M. G.; Guerreiro, E. & Raiher, A. P. A. (2012). Evolução da Produção de Etanol no Brasil, no Período de 1975 a 2009. *Revista Econômica do Nordeste*, 43 (4), pp. 141-160.

DA LUZ, Felipe Bonini; GONZAGA, Leandro Carolino; CHERUBIN, Maurício Roberto; CASTIONI, Guilherme Adalberto Ferreira; CARVALHO, João Luis Nunes. *Soil health impact of long-term sugarcane vinasse recycling*. Biofuels, Bioproducts and Biorefining, In press, 2024. DOI: 10.1002/bbb.2688.

da S.F.; Ramos, N.P.; Morandi, M.A.B.; Bonomi, A.; Capitani, D.H.D.; Chagas, M.F.; Cavalett, O. & Gouvêia, V.L.R. (2014). A produção de etanol pela integração do milho-safrinha às usinas de cana-de-açúcar: avaliação ambiental, econômica e sugestões de política. Revista do BNDES. 41, pp.147-208.

Da silva, Josiel José; DA SILVA, Bianca Ferreira; STRADIOTTO, Nelson Ramos; PETROVIĆ, Mira; GROS, Meritxell; GAGO-FERRERO, Pablo. Identification of organic contaminants in vinasse and in soil and groundwater from fertigated sugarcane crop areas using target and suspect screening strategies. Science of the Total Environment, v. 761, 2021. DOI: 10.1016/j.scitotenv.2020.143237.

Dala-paula, Bruno Martins; Clerici, Maria Teresa PEDROSA SILVA (ORGS.). Bioquímica e tecnologia de alimentos: produtos de origem vegetal. 1. ed. Alfenas, MG: Universidade Federal de Alfenas, 2022.

Dalla Paula, G. R. (2023). Simulação em Python do Processo de Evaporação do Caldo de Cana-de-açúcar na Indústria Sucroalcooleira. Trabalho de Conclusão de Curso. Universidade Federal de Viçosa, Viçosa, MG.

Danilova, K.; Oliynichuk, S.; Verbytskyi, S. *Bioutilization of the distillery stillage of different grain species from bioethanol production*. Ecological Questions, 2023. Disponível em: DOI: 10.12775/EQ.2023.050

Dave, R.; Kelsall, D. R. & Lyons, T. P. (2003). Practical management of yeast: conversion of sugars to ethanol. In: Jacques, K. A.; Lyons, K. A.; Kelsall, D. R. The Alcohol Textbook. A reference for the beverage, fuel and industrial alcohol industries. 4 Ed. Nottingham University Press, UK.

De Carvalho, J.C.; de Souza Vandenberghe, L.P.; Sydney, E.B.; Karp, S.G.; Magalhães, A.I., Jr.; Martinez-Burgos, W.J.; Medeiros, A.B.P.; Thomaz-Soccol, V.; Vieira, S.; Letti, L.A.J.; et al. Biomethane Production from Sugarcane Vinasse in a Circular Economy: Developments and Innovations. Fermentation 2023, 9, 349.

De Wilde, V., et al. (2012). The influence of temperature on the anaerobic digestion of municipal solid waste in a two-stage reactor system. *Chemical Engineering Journal*, 209, 219-225.

Deliberali, E. A. (2010). O Perfil do Desenvolvimento Socioeconômico dos Municípios Paranaenses que possuem Agroindústria Canavieira: Estudo de Caso. Dissertação de Mestrado. Universidade Estadual do Oeste do Paraná, Toledo. dez. 2024.

Determan, F. et al. (2019). "Avaliação do amido de milho como auxiliar de coagulação e floculação no tratamento de água". *Revista Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental*, v. 24, n. 4, p. 741-750.

Di Bernardo, L., Di Bernardo, A. & Centurione F, P. L. (2002). Ensaio de Tratabilidade de Água e Resíduos gerados em Estações de Tratamento de Água. RIMA. São Carlos, SP. Dissertação de Mestrado. Universidade Estadual Paulista, Bauru.

Di Bernardo, L.; Dantas, P. V.; Voltan, P. E. (2017). Métodos e Técnicas de Tratamento de Água e Esgotos. 2. ed. São Carlos: Editora L. Di Bernardo.

Di Bernardo, L.; Dantas; A.D.B. Métodos e técnicas de tratamento de água. RIMA, 2 ed., v. 2, São Carlos, SP, 2005.

DIAS, J.; LOPES, W. S.; QUEIROZ, M. B.; OLIVEIRA, M. J. D.; BENTO, E. R. Comportamento do pH e da alcalinidade no processo de digestão anaeróbia de efluentes oleosos. In: 1º ENTEQUI – Encontro de Tecnologia Química, 2008. Disponível em: <https://www.abq.org.br/entequi/2008/trabalhos/4-2740.htm>. Acesso em: 13 ago. 2025.

Dias, S.; Carneiro, P. A.; Boloy, R. A.; César, M. A. S. & Oliveira, U. R. (2024) Advancements in vinasse application: An integrated analysis of patents, literature and research profile, *Cleaner Engineering and Technology*. 22: 100795. Dissertação de Mestrado). Universidade de São Carlos, São Carlos.

Döll, M. M. R.; Foresti, E. (2010). Efeito do Bicarbonato de Sódio no Tratamento de Vinhaça em AnSBBR Operado a 55 e 35 °C. *Engenharia Sanitária e Ambiental*. 15 (3), pp. 275-282.

Donke, A. C. G. et al. (2016). Usina Flex: comparação dos desempenhos ambiental e energético do etanol de cana-de-açúcar, milho e sorgo. In: Congresso Brasileiro em Gestão de Ciclo de Vida, Fortaleza. Disponível em: <https://www.alice.cnptia.embrapa.br/handle/doc/1064075>. [Acesso: 01 dez. 2024].

Duarte, J. de O.; Mattoso, M. J. & Garcia, J. C. (2021). Milho: Importância Socioeconômica. Disponível em: <https://www.embrapa.br/agencia-deinformacao-tecnologica/cultivos/milho/pre-producao/socioeconomia/importanciasocioeconomica>. [Acesso: 01 dez. 2024].

EMPRESA DE PESQUISA ENERGÉTICA – EPE. *Análise de Conjuntura dos Biocombustíveis: ano base 2024*. Rio de Janeiro: EPE, Agosto 2025. Disponível em: https://www.epe.gov.br/sites-pt/publicacoes-dados-abertos/publicacoes/PublicacoesArquivos/publicacao-904/NT-EPE-DPG-SDB-2025-06_An%C3%A1lise%20de%20Conjuntura_Ano%20base%202024.pdf

ESCOLA DE GOVERNO EM SAÚDE PÚBLICA DE PERNAMBUCO. *Apostila da disciplina Estudos Epidemiológicos e Bioestatística*. Recife: ESPPE, 2023. Disponível em:

https://esppe.saude.pe.gov.br/pluginfile.php/82888/mod_glossary/attachment/117/Apostila%20da%20-%20Disciplina%20Estudos%20Epidemiol%C3%B3gicos%20e%20Bioestat%C3%ADstica_vers%C3%A3o%20finalcom%20ISBN.pdf. Acesso em: 10 set. 2025.

España-Gamboa, E. I.; Mijanos-Cortés, J. O.; Zárate, G. H., Maldonado, J. A. D. & Alzate-Gaviria, L. M.. (2012). Methane production by treating vinasses from hydrous ethanol using a modified UASB reactor. *Biotechnology for Biofuels*. 5(82), pp. 1-9.

España-Gamboa E., Mijangos-Cortes J., Barahona-Perez L., Dominguez-Maldonado J., Hernández-Zarate G., Alzate-Gaviria L. Vinasses: characterization and treatments. *Waste Management & Research: The Journal for a Sustainable Circular Economy*. 2017;29(12):1235-1250. doi:[10.1177/0734242X10387313](https://doi.org/10.1177/0734242X10387313)

Fagundes, Thalita Salgado. **Uso de polímero natural a base de amido como auxiliar de floculação no pós-tratamento de efluentes UASB com flotação por ar dissolvido**. 2010. Trabalho de Conclusão de Curso (Graduação) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2010.

Fang, H. P.; Chui, H. K. & Li, Y. Y. (1994). Microbial structure and activity of UASB granules treating different wastewaters. *Water science thecnology*, 30(12), pp.87-96.

Farmer, R.W.; Dussert, B.W.; Kovacic, S.L. (1996). Improved granular activated carbon for the stabilization of wastewater pH. *Am. Chem. Soc. Div. Fuel Chem.* 41, pp.456–458.

Favain, A. N. Caracterização físico-química de vinhaça de etanol de milho e revisão bibliográfica do seu potencial uso como substrato na produção de poli(3-hidroxibutirato) por *Bacillus megaterium*. 2022. Trabalho de Conclusão de Curso (Bacharel em Engenharia de Bioprocessos e Biotecnologia) - Universidade Tecnológica Federal do Paraná, Toledo, 2022.

Federação das Indústrias do Estado de Mato Grosso – FIEMT. (2025, Maio 5). *Safra 2024/25: Mato Grosso registra maior crescimento na produção de etanol do país e atinge volume recorde de 6,70 bilhões de litros*. FIEMT. <https://fiemt.ind.br/noticias/5226/safra-202425-mato-grosso-registra-maior-crescimento-na-producao-de-etanol-do-pais-e-atinge-volume-recorde-de-670-bilhoes-de-litros>

Fernandes, M.M.H. Aplicação de vinhaça localizada na linha da cana-de-açúcar cultivada em solo argiloso e arenoso, 2023. 79 f. Tese (Doutorado em Agronomia (Produção Vegetal)) - Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias, Universidade Estadual Paulista “Júlio de Mesquita Filho, Jaboticabal, 2023.

Ferrari, E. O., Felipetto, Z. M. R., Lima Siqueira, P. H. L., Pery, P. F. A. S. (2025). Determinantes da localização da agroindústria produtora de etanol de milho em Mato Grosso. *REVISTA BRASILEIRA DE ESTUDOS REGIONAIS E URBANOS*, 19(2), pp. 150-173.

Ferraz, D. (2013). Tecnologia USP/EESC: digestão anaeróbia transforma vinhaça em hidrogênio.

Ferreira Filho, Sidney Seckler. Tratamento de água: concepção, projeto e operação de estações de tratamento. 1. ed. Rio de Janeiro: GEN LTC, 2017. 472 p.

Ferreira, R. L. S. et al. (2021). Enriquecimento do mosto de milho com nutrientes nitrogenados e fosfatados para melhoria da fermentação alcoólica. *Brazilian Journal of Development*. [S. l.], 7(3), pp. 26131–26142.

Ferreira, Sérgio. *A engenharia do bagaço de cana*. 2025. Disponível em: <https://renovaconsultoria.com.br/index.php/2025/08/20/a-engenharia-do-bagaco-de-cana/>. Acesso em: 22 out. 2025.

Fialho, M. L.; Carneiro, A. P. C.; Reis, K. P.; Campos, O. N. & Franco, M. V. (2019) O impacto da vinhaça produzida pela cana-de-açúcar na produção de etanol – poluição ambiental. *Interciência*. 17, pp.1-14.

Fito, J., Abewaa, M., Mengistu, A. *et al.* Adsorption of methylene blue from textile industrial wastewater using activated carbon developed from *Rumex abyssinicus* plant. *Sci Rep* **13**, 5427 (2023)

Fit0, J.; Tibebu, S.; Nkambule, T. T. I. *Optimization of Cr (VI) removal from aqueous solution with activated carbon derived from Eichhornia crassipes under response surface methodology*. *BMC Chemistry*, v. 17, n. 1, art. 4, fev. 2023. DOI: 10.1186/s13065-023-00913-6.

Fonseca, M. J. O. (2021). Embrapa Agroindústria de Alimentos. Secagem e Armazenamento. Disponível em: <https://www.embrapa.br/agencia-deinformacao-tecnologica/cultivos/milho/producao/colheita-e-pos-colheita/secagem-earmazenamento>. [Acesso: 01 dez. 2024].

Foresti, E. (1994). Fundamentos do processo de digestão anaeróbio. In: MUXI, M. (Ed.). *Tratamento anaeróbio*. Montevideo: Universidad de La República, p. 97-110,

Fortney, N. W.; et al. Diverse profile of fermentation by-products from thin stillage: implications for valorisation. *Fermentation / Frontiers (PMC)*, 2021. Disponível em: <https://www.ncbi.nlm.nih.gov/pmc/articles/PMC8320890/>. Acesso em: 17 out. 2025.

Freire, W. J.; Cortez, L. A. B. (2000). *Vinhaça de cana-de-açúcar*. Guaíba: Agropecuária. *Gestão da produção em foco – Volume 3*. Organização Editora Poisson. Belo Horizonte, MG: Poisson, 2018. 284 p. Formato: PDF. ISBN 978-85-93729-41-6. DOI: 10.5935/978-85-93729-41-6.2018B001.

Freitas, G. M. de. Estudo da influência da variação da carga orgânica volumétrica no percentual de gás metano em reator UASB tratando efluente de frigorífico industrial. Monografia (Graduação em Engenharia Civil) - Universidade Federal do Cariri. 2023.

Fueling Sustainability (FS) (2022). História. Disponível em: <https://www.fs.agr.br/sobre-afs/historia/>. [Acesso: 10 nov.. 2024].

Fuess, Lucas Tadeu. Potencial contaminante e energético da vinhaça: riscos de contaminação ao solo e recursos hídricos e recuperação de energia a partir da digestão anaeróbia. 2013. Dissertação (Mestrado em Geociências e Meio Ambiente) – Instituto de Geociências e Ciências Exatas, Câmpus de Rio Claro, Universidade Estadual Paulista Júlio de Mesquita Filho, Rio Claro, 2013.

Fuess, L. T.; Kiyuna, L. S. M.; Ferraz, A. D. N.; Persinoti, G. F.; Squina, F. M.; Garcia, M. L.; Zaiat, M. Thermophilic two-phase anaerobic digestion using an innovative fixed-bed reactor applied to sugarcane vinasse. *Applied Energy*, v. 189, p. 480-491, 2017. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2016.07.090>

Fuess, L.T., Garcia, M.L. & Zaiat, M. (2018). Seasonal characterization of sugarcane vinasse: Assessing environmental impacts from fertirrigation and the bioenergy recovery potential through biodigestion, *Science of the Total Environment*. 634, pp. 29-40.

Furlan, F. F. (2012). Desenvolvimento de ambiente integrado para simulação e otimização estática da produção de etanol a partir de bagaço de cana-de-açúcar por rota bioquímica. Dissertação de Mestrado. Universidade Federal de São Carlos (UFSCar), São Carlos, SP.

Gamboa, E. I. E.; Cortés, M. J. O.; Zárata, H. G.; Maldonado, J. A. D.; Gaviria, A. L. M. (2012) Produção de metano tratando vinhaças de etanol hidratado usando um reator UASB modificado. *Biocombustíveis biotecnológicos*; 5(1) p.82.

Gao, R. et al. (2023). Influence of Salinity and Ionic Strength on Microbial Communities in Anaerobic Digestion. *Bioresource Technology*, 391, 129108.

Gao, R. et al. (2024). Statistical Modeling and Optimization of Volatile Fatty Acids Production by Anaerobic Digestion of Municipal Wastewater Sludge. *Environmental Science and Pollution Research*, 31(15), 34091.

GASQUES, Caetano Machado. *Avaliação da eficiência no tratamento de água cinza em biorreatores: uma abordagem comparativa entre carvão ativado granular e biobob*. 2023. Trabalho de Conclusão de Curso (Graduação em Engenharia Ambiental e Sanitária) – Universidade Tecnológica Federal do Paraná, Londrina, 2023.

Glória, N. A. & Filho, J.O. (2014). Uso de vinhaça e impactos nas propriedades do solo e lençol freático. *Revista Brasileira de Engenharia Agrícola e Ambiental*. p. 97-103

Godinho, J., Arantes, E. & Kreutz, C. (2019). Tratamento de Esgoto Sanitário de uma Universidade por Reator UASB: estudo dinâmico e hidrodinâmico de Reator de manta de lodo e fluxo ascendente (UASB) submetido à sobrecarga hidráulica. Novas Edições Acadêmicas.

Godoy, A. (2019). Processo de reaproveitamento de biomassa de levedo na integração de fermentações alcoólicas de cana e substratos amiláceos. Depositante: Fermentec Tecnologias em Açúcar e Álcool Ltda. BR nº102017016415A2. Disponível em: <https://patentimages.storage.googleapis.com/55/b7/8f/54249d6cdceb56/BR102017016415A2.pdf>. [Acesso: 03 out. 2024].

GOLDEMBERG, J.; LUCON, O. Energia e meio ambiente no Brasil. *Estudos Avançados*, São Paulo, v. 21, n. 59, p. 7–20, 2007.

Gomes, M., & Walter, A. (2023). Impactos de mudanças tecnológicas e organizacionais nas condições de trabalho no setor canavieiro brasileiro: uma análise de 2000 a 2019. *Revista de Economia e Sociologia Rural*, 61(2), e257923. <https://doi.org/10.1590/1806-9479.2021.257923pt>

Gonçalves, A. Z. L. (2006). Produção de alfa-amilase e glucoamilase termoestável pelo fungo termofílico *Thermomyces lanuginosus* TO-03 por fermentação submersa e em estado sólido e caracterização das enzimas. Dissertação de Mestrado. Instituto de Biociências de Rio Claro, Universidade Estadual Paulista, Rio Claro.

Granato, E. F. (2003). Geração de energia através da biodigestão anaeróbia de vinhaça.

Grangeia, C.; Santos, L. Lázaro, L. L. B. (2022). The Brazilian biofuel policy (RenovaBio) and its uncertainties: An assessment of technical, socioeconomic and institutional aspects. *Energy Conversion and Management*. 13:100156.

Granzotto, F., Bracher, E.H., Mayer, F. D., Hoffmann, R., Silveira, D. D. Atualidades no processo de digestão anaeróbia de resíduo orgânico. *AUGM DOMUS*, (10), e007, artigos, 2023 ISSN 1852-2181 | <https://doi.org/10.24215/18522181e007> <https://revistas.unlp.edu.ar/domus>

Grippa, M. J. C. (2012). Planta Flex no Mato Grosso. Monografia. Universidade Federal do Paraná, Curitiba.

Gwenzi, W.; Chaukura, N.; Noubactep, C. & Mukome, F. N. D. (2017) Biochar-based water treatment systems as a potential low-cost and sustainable technology for clean water provision. *J Environ Manage.* 197, pp.732–749.

Hamerski, F. (2012). Partida de um sistema anaeróbio em escala piloto constando de um tanque de contato seguido de um reator UASB tratando efluente de laticínio. Dissertação de Mestrado. Santa Maria, RS.

Hoarau, J.; Caro, Y.; Grondin, I; Petit, T. Sugarcane vinasse processing: Toward a status shift from waste to valuable resource. A review. *Journal of Water Process Engineering.* v. 24, p. 11-25, 2018.

Hoelkman, S. K., Broch, A. E. & Liu, X. (2018). Implicações ambientais da maior produção e uso de etanol nos EUA: uma revisão da literatura. Parte I – Impactos na qualidade da água, do solo e do ar. *Avaliações de Energia Renovável e Sustentável.* 81, pp. 3140–3158.

Hoover, R. (2001). Composition, molecular structure, and physicochemical properties of tuber and root starches: a review. *Carbohydrate Polymers.* [s. l.], 45(3), pp. 253-267.

<http://blog.ruralpecuaria.com.br/2013/07/tecnologiaspeesc-digestao-anaerobia.html>.

[Acesso: 20

Hua-Jiang Huang, Shri Ramaswamy, U.W. Tschirner, B.V. Ramarao, A review of separation technologies in current and future biorefineries, *Separation and Purification Technology*, Volume 62, Issue 1, 2008, Pages 1-21, ISSN 1383-5866, <https://doi.org/10.1016/j.seppur.2007.12.011>.

Huggins, Tyler M.; Haeger, Alexander; Biffinger, Justin C.; Ren, Zhiyong Jason. Granular biochar compared with activated carbon for wastewater treatment and resource recovery. *Water Research*, Volume 94, 2016, Pages 225-232.

Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística (IBGE). (2024). Produção de cana de açúcar. <https://www.ibge.gov.br/explica/producao-agropecuaria/cana-de-acucar/br>. [Acesso: 24 nov. 2024].

Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística (IBGE). (2021). Produção Agrícola Municipal (PAM). Disponível em: <https://sidra.ibge.gov.br/pesquisa/pam/tabelas>. [Acesso: 02 jul. 2024].

Instituto Mato-grossense de Economia Agropecuária (IMEA) (2022). 12ª Estimativa da Safra de etanol. <https://imea.com.br/imea-site/relatorios-mercado-detalle?c=3&s=809881640863047681>. [Acesso: 01 dez. 2024].

Intaramas, K. et al. (2019). Sequential catalytic-mixed-milling and thermohydrolysis of cassava starch improved ethanol fermentation. *Food and Bioproducts Processing*. 114, pp. 72-84.

Jackson, D. S. & Shandera JR., D. L. (1995). Corn Wet Milling: Separation Chemistry and Technology. *Journal of Advances in Food and Nutrition Research*; 38, pp. 271- 300.

Janke, L., Leite, A. F., Batista, K., Silva, B., Nikolausz, M., Nelles, M., Forte, V. M. (2016). Enhancing biogas production from vinasse in sugarcane biorefineries: Effects of urea and trace elements supplementation on process performance and stability, *Bioresource Technology*, Volume 217, Pages 10-20.

Jordão, E. P.; Pessôa, C. A. (2011). *Tratamento de esgotos domésticos*. 6. ed. Rio de Janeiro: Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental (ABES).

Júnior, L. R. N. & Abreu, F. O. M. S. (2018). Produtos Naturais Utilizados como Coagulantes e Floculantes para Tratamento de Águas: Uma Revisão sobre Benefícios e Potencialidades. *Revista Virtual de Química*. Niterói, 10. 27 p.

Kadam, R. et al. (2022). Occurrence, Fate, and Implications of Heavy Metals during Anaerobic Digestion: A Review. *Energies*, 15(22), 8618.

Kelsall, D. & Lyons, P. (2003). Grain dry milling and cooking procedures: extracting sugars in preparation for fermentation. In: K.A. Jacques; Lyons, T.P. & Kelsall, D. R. *The Alcohol Textbook. A reference for the beverage, fuel and industrial alcohol industries*. 4 Ed. Nottingham University Press, UK.

KOPPERSCHMIDT, A. B.; NUNES, D. P.; BIANCARDI, G. A. D. O.; ALVES, L. S.; FOLLADOR, P. H. R.. Lei de Boyle-Mariotte. *Magnetism – Relatórios Experimentais*, 2022. Disponível em: http://magnetism.com.br/RelatoriosExperimentais/2022_01/Exp_Arthur_BoyleMariotte_Corrigido.pdf. Acesso em: 13 ago. 2025.

Laime, E.; Fernandes P.; Oliveira D. C. S. & Freire, E. D. A. (2011). Possibilidades tecnológicas para a destinação da vinhaça: uma revisão Possibilidades tecnológicas para o descarte de vinhaça: uma revisão. *Revista Trópicas - Ciências Agrária Biológicas*, 5(3), p. 16-29.

Lehmann, J. & Joseph, S. (2015). *Biochar for Environmental Management: Science, Technology and Implementation*. Routledge,

Li, X. et al. (2023). An Overview of Anaerobic Digestion of Agricultural By-Products and Food Waste for Biomethane Production. *Energies*, 16(19), 6851.

Li, X. et al. (2023). Effects of Trace Elements on Digester Performance and Microbial Community Response in Anaerobic Systems. *Renewable Energy*, 210, 1421-1435.

Li, Z.; Duan, X. & Wu, J. (2016). Improving the thermostability and enhancing the Ca (2+) binding of the maltohexaose-forming α -amylase from *Bacillus stearothermophilus*. *Journal Biotechnology*. 222, pp. 65-72.

Libânio, Marcelo. *Fundamentos de qualidade e tratamento de água*. Campinas, SP: Editora Átomo, 2005.

Lima VO, Barros VG, Duda RM, Oliveira RA. Anaerobic digestion of vinasse and water treatment plant sludge increases methane production and stability of UASB reactors. *J Environ Manage*. 2023 Feb 1;327:116451. doi: 10.1016/j.jenvman.2022.116451. Epub 2022 Dec 5. PMID: 36481069.

Lima, H. H. S.; Bezerra, A. F.; Rodrigue, E. G. S.; Jaguaribe, E. F. & Sena, R. F. (2013) Tratamento físico químico da vinhaça com uso de carvão ativado do bagaço da cana de açúcar. Encontro Nacional de Educação, Ciência e Tecnologia/UEPB. João Pessoa – PB.

Lima, H. H. S.; Bezerra, A. F.; Rodrigue, E. G. S.; Jaguaribe, E. F.; Sena, R. F. (2012) Tratamento físico químico da vinhaça com uso de carvão ativado do bagaço da cana de açúcar. Encontro Nacional de Educação, Ciência e Tecnologia/UEPB. João Pessoa – PB.

Lima, H. H. S.; Romão, J. C. A. & Silva, S. G. F. (2024). *Tratamento físico – químico da vinhaça por coagulação e adsorção em carvão ativado do bagaço da cana de açúcar*. 1 Ed. Iguatu, CE : Quipá Editora, 2024.

Lima, H. Q. (2024). O que é um reator UASB e como e como revolucionou o tratamento de efluentes? Disponível em:

<https://biogaseenergia.com.br/o-que-e-um-reator-uasb-e-como-revolucionou-o-tratamento-de-efluentes>. [Acesso: 13 fev. 2025].

Lima, J.P.P.; Aguiar, A. Evaluating the Performance of Sewage Treatment Plants Containing Up-Flow Anaerobic Sludge Blanket Reactors Followed or Not by Post-Treatments. *Environments* 2025, 12, 146. <https://doi.org/10.3390/environments12050146>

Lima, M. M., Silva, L. D., & Sampaio, C. H. (2016). Treatment of sugarcane vinasse in UASB reactors: Influence of operational conditions. *Brazilian Journal of Microbiology*, 47(3), 571-580. <https://doi.org/10.1016/j.bjm.2016.04.021>.

Lima, U. A.; Basso, L. C. & Amorim, H. V. (2001). *Produção de etanol. Biotecnologia Industrial: Processos Fermentativos e Enzimáticos*. 3 Vol. São Paulo: Edgard Blucher.

LINHARES, B. D.; MORAIS, J. C. de; LEITE, W. R. M.; SANTOS, M. L. F. dos; KATO, M. T. Filtros granulares (seixo, areia e carvão ativado) para pós-tratamento de efluente anaeróbico. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL – CBESA, 30., 2017, *Anais* Cidade: São Paulo, ABES/AESABESP, p. 1-14.

Lisboa, B. A. V. (2014) Engenhos, açúcares e negócios na capitania de Pernambuco (c.1655–c.1750). *Clio –Revista de Pesquisa Histórica*. 32.1, pp.1-19.

LNF–LatinoAmericana.(2013).Levedurasselecionadas.Disponível em:
https://lnf.com.br/downloads/leveduras_selecionadas.pdf. c

Lo Monaco, P. A. V. et al. (2009). Desempenho de filtros constituídos por fibras de coco no tratamento de águas residuárias de suinocultura. *Revista Engenharia na Agricultura*. 17(6), pp.473-480.

Lopes, C. H.; Gabriel, A. V. M. D. & Borges, M. T. M. R. (2011). *Produção de etanol a partir da cana-de-açúcar: tecnologia de produção de etanol*. Ufscar, São Carlos.

Lopes, L. F.; Santos, M. do S.M. & Batistote, M. A. (2022). Produtividade de milho no brasil e avaliação do tratamento granulométrico para a produção de etanol. *DESAFIOS - Revista Interdisciplinar da Universidade Federal do Tocantins*. 9 (2), pp. 107–116.

Lopes, L. S.; Rosa, A. P.; Marco, J. S.; Possetti, G. R. C.; Mesquita, T. C. R. (2020). *Energy*

Lopes, M. L. et al. (2016). Ethanol production in Brazil: a bridge between science and industry.

Lopes, P. H. S. et al. (2021). Hidrólise do amido de milho: liberação de açúcares fermentescíveis para fabricação de etanol. In: Freitas, D. R. J. Microbiologia: clínica, ambiental e alimentos 2, Ponta Grossa: Editora Atena.

Lorencini, P. (2013). Otimização do pré-tratamento ácido de bagaço na cana para utilização como substrato na produção biológica de hidrogênio. Dissertação de mestrado. USP, Ribeirão Preto.

Lorenzi, B. R. & Andrade, T. H. N. (2019). O etanol de segunda geração no Brasil – Políticas e redes sociotécnicas. Revista Brasileira de Ciências Sociais. 34(100), pp.1-19.

Luchiari, I. C. (2019). Imobilização de amilase comercial em pó de sabugo de milho visando à hidrólise de amido. Monografia. Universidade Estadual Paulista, Araraquara.

Lütke, Sabrina Frantz. PRODUÇÃO DE CARVÃO ATIVADO A PARTIR DO BAGAÇO DA CASCA DE ACÁCIA-NEGRA (*Acacia mearnsii* De Wild.) E SUA APLICAÇÃO COMO ADSORVENTE. TRABALHO DE CONCLUSÃO DE CURSO. UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE – FURG. ESCOLA DE QUÍMICA E ALIMENTOS - EQACURSO DE QUÍMICA BACHARELADO. Rio Grande. 2016

Luz, P.H.C. Novas tecnologias no uso da vinhaça e alguns aspectos legais (2005). Disponível em: [www.ipni.netppiwebpbrazil.nsf926048f0196c9d4285256983005c64de6d4452a7dc2e1483032570d8003f1509\\$FILEAnais%20Pedro%20Henrique%20de%20C%20Luz.pdf](http://www.ipni.netppiwebpbrazil.nsf926048f0196c9d4285256983005c64de6d4452a7dc2e1483032570d8003f1509$FILEAnais%20Pedro%20Henrique%20de%20C%20Luz.pdf). [Acesso: 12 dez. 2024].

Lyra, M. R. C. C., Rolim, M. M., & Silva, J. A. A. (2003). Toposseqüência de solos fertigados com vinhaça: contribuição para a qualidade das águas do lençol freático. Revista Brasileira De Engenharia Agrícola E Ambiental, 7(3), pp. 525–532.

Machado, C. M. M.; Abreu, F. R. (2006). Produção de álcool combustível a partir de carboidratos.

Madaleno, L. L., Sales, J. A., Teixeira, J. R., Paula, N. F. (2021) Tratamento da vinhaça com carvão ativado e reúso na produção de etanol. Ciência & Tecnologia, [S. l.], v. 13, n. 1, p. 201–212.

MADEIRA, GUSTAVO. UTILIZAÇÃO DE COAGULANTES NATURAIS À BASE

DE PLANTAS NO PROCESSO DE POTABILIZAÇÃO DE ÁGUA PARA O ABASTECIMENTO HUMANO: UMA REVISÃO BIBLIOGRÁFICA. 2021. 52 páginas. Monografia (Graduação em Engenharia Ambiental e Sanitária) – Departamento de Ciência e Tecnologia Ambiental Centro Federal de Educação Tecnológica de Minas Gerais, Belo Horizonte, 2021.

MALISZEWSKI, J. *Produção e aproveitamento de coprodutos do etanol de milho: WDGs e DDGS*. 2021. Disponível em: <https://repositorio.ufu.br/bitstream/123456789/37913/1/EtanoldeMilhoProcesso.pdf>.

Acesso em: 24 out. 2025.

Marchesan, L.; Carissimi, E.; Graepin, C.; Bracher, G. H. (2021). "Influência do pH inicial no tratamento de água por eletrocoagulação-flotação". *Brazilian Journal of Development*, v. 7, n. 12, p. 113333-113344.

Marcondes, A. A. & Lima, L. R. (2002). *Álcool carburante: uma estratégia brasileira*. Curitiba: UFPR.

Markestrat. (2021) Etanol de milho e as projeções de produção para o biocombustível. Disponível em: <https://somensilhoes.com/etanol-de-milho-projecoes-producao/#comments>. [Acesso: 01 dez. 2024].

Martinez-Amezcu, C. et al. (2007). Nutritional characteristics of corn distillers dried grains with solubles as affected by the amounts of grains versus solubles and different processing techniques. *Poultry Science*. 86(12), pp. 2624–2630.

Martinhago, F. M. ; Steffen, W. F. ; Santos, E. C. ; Zanfonato, K. ; Quines, L. K. M. ; Schmidt, M. ; Gai, C. S. ; Schmidell, W. & Aragão, G. M. F. (2012). Utilização de vinhaça para a produção de poli(3-hidroxibutirato) por *Cupriavidus necator*. Vassouras, Rio de Janeiro.

Martins, Caroline Cândida. Biochar, composto orgânico e potássio nas características químicas e lixiviação de nutrientes em Espodossolo e no cultivo de mucuna preta e moringa – Campos dos Goytacazes, e, 2018. Tese (Doutorado em Produção Vegetal) – Universidade Estadual do Norte Fluminense.

Masson, I. S. (2013). Produção de bioetanol a partir da fermentação de caldo de sorgo sacarino e cana-de-açúcar. Dissertação de Mestrado. Universidade Estadual Paulista, Jaboticabal.

Matos, Antonio T.; Cabanellas, Cláudia F. G.; Cecon, Paulo R.; Brasil, Mozart S.; Mudado, Cláudio S. Efeito da concentração de coagulantes e do pH da solução na turbidez da água, em recirculação, utilizada no processamento dos frutos do cafeeiro. *Saneamento e Controle Ambiental • Eng. Agríc.* 27 (2) • Ago 2007

MCALOON, A.; TAYLOR, F.; YEE, W.; IBSEN, K.; WOOLEY, R. *Determining the cost of producing ethanol from corn starch and lignocellulosic feedstocks*. Technical Report NREL/TP-580-28893. Golden, CO: National Renewable Energy Laboratory, 2000. Disponível em: <https://www.nrel.gov/docs/fy01osti/28893.pdf>. Acesso em: 23 out. 2025.

Medeiros, S. S. (2019). Fermentação alcoólica empregando altas concentrações de açúcares. Trabalho de Conclusão de Curso. Universidade Federal de Uberlândia, Uberlândia.

Melo Júnior, A. S. (2003). Dinâmica da remoção de nutrientes em alagados construídos com *Typha sp.* Dissertação de Mestrado. UNICAMP, Campinas.

Melo, H., F. (2006). Resposta ao Estresse Ácido em Leveduras da Fermentação Alcoólica Industrial. Tese de Doutorado. Universidade Federal de Pernambuco, Recife.

Mendonça, D. (2024). Carro a álcool no brasil: sua origem, motivo e história. Disponível em: <https://autoentusiastas.com.br/2024/08/carro-a-alcool-no-brasil-sua-origem-motivo-e-historia/#!>. [Acesso: 20

MENZEL, Theresa; NEUBAUER, Peter; JUNNE, Stefan. Role of microbial hydrolysis in anaerobic digestion. *Energies*, v. 13, n. 21, p. 5555, 23 out. 2020. DOI: 10.3390/en13215555.

Merladete, A. – Agrolink. (2022). Primeira usina de etanol de milho na Bahia. Disponível em: <https://www.editorastilo.com.br/agro-industria/primeira-usina-de-etanol-de-milho-na-bahia/>. [Acesso: 29 nov. 2024].

Metcalf, L. & Eddy, H. P. (2016). Tratamento de efluentes e recuperação de recursos. Tradução: Ivanildo Hespanhol, José Carlos Mierzwa. Bookman, 5ª Ed.

Metcalf; Eddy. (2014). *Wastewater Engineering: Treatment and Resource Recovery*. 5. ed. New York: McGraw-Hill Education.

Milane, L.V. (2015). Secagem e armazenamento na qualidade de grãos de milho e na produção de etanol. Dissertação de Mestrado. Universidade Federal do Mato Grosso do Sul, Chapadão do Sul.

Mohan, D.; Sarswat, A.; Ok, Y.S. & Pittman Jr., C.U. (2014). Organic and inorganic contaminants removal from water with biochar, a renewable, low-cost and sustainable adsorbent: A critical review. *Bioresour. Technol.* 160, pp. 191–202.

Monteiro, J. M. G.; Lilian B. E. V.; Heitor L. da C. C. Projeto SENSOR: políticas públicas relacionadas à expansão da cana de açúcar para a produção de biocombustíveis / Joyce Maria Guimarães Monteiro, Lilian Bechara ElabrasVeiga e Heitor Luiz da Costa Coutinho. — Dados eletrônicos. — Rio de Janeiro : Embrapa Solos, 2010. 28 p. (Documentos / Embrapa Solos, ISSN 15172627 ; 124).

MONTGOMERY, Douglas C.; RUNGER, George C. **Estatística aplicada e probabilidade para engenheiros**. Rio de Janeiro: LTC, c2009. xvi, 493 p.

Moraes, B. S. (2015). Impactos ambientais oriundos do descarte incorreto da vinhaça. Atena Editora.

Moraes, B. S.; Zaiat, M.; Bonomi, A. Anaerobic digestion of vinasse from sugarcane ethanol production in Brazil: Challenges and perspectives. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, v. 44, p. 888–903, 2015.

Moraes, B. S.; Zaiat, M.; Bonomi, A. (2015). Anaerobic digestion of vinasse from sugarcane ethanol production in Brazil: Challenges and perspectives. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*. 44, pp. 888–903.

Morais, C. F. A. (2022). O mapa dos engenhos: um estudo histórico geográfico dos engenhos do recôncavo baiano no século XVIII. Trabalho de Conclusão de Curso. UNB, Brasília.

MOREIRA, Y. W. N., Lima, M. R. P., Oliveira Junior, J. L., Silva, P. B. A., Alemida, A. B. B. Partida de reator UASB em escala real no tratamento de esgoto doméstico em região de clima quente. *Revista DAE*, São Paulo, n. 226, p. 1–15, 2019. Disponível em: http://revistadae.com.br/artigos/artigo_edicao_226_n_1900.pdf.

Morel, F. M. M., & Herring, J. G. (1993). *Principles and Applications of Aquatic Chemistry*. New York: Wiley.

MORETTIN, Luiz Gonzaga. Estatística básica: probabilidade e inferência. 4. ed. São Paulo: Pearson, 2010.

Morgan-Sagastume, J.M.; Jiménez, B. & Noyola, A. (1997). Tracer studies in a laboratory and pilot scale UASB reactor. *Environmental Technology*. 18 (8), pp. 817-825.

Moruzzi, R.B.; Oliveira, A.L.; Conceição, F.T.; Gregory, J. & Campos, L.C. (2017) Fractal dimension of large aggregates under different flocculation conditions. *Science of the Total Environment*. 609, pp. 807-814.

Moruzzi, R.B.; Silva, P.G.; Sharifi, S.; Campos, L.C. & Gregory, J. (2019). Strength assessment of alhumic and Al-Kaolin aggregates by intrusive and non-intrusive methods. *Separation and Purification Technology*. 217, pp. 265-273.

MOSIER, N. S. *How fuel ethanol is made from corn*. In: M. W. KLEIN, ed. *Biofuels: Greenhouse Gas Mitigation and Global Warming*. Elsevier, 2020. p. 363–380.

Nasser, M. S. (2014) Characterization of floc size and effective floc density of industrial paper making suspensions. *Separation and Purification Technology*. 122, pp. 495-505.

Nastari, P.M. (2018). Etanol de milho tem futuro no Brasil. *AgroAnalysis*. 38, pp.26-27.

NATIONAL RENEWABLE ENERGY LABORATORY (NREL). *Corn ethanol industry process data – final report*. Golden, CO: NREL, 2009. 88 p. (Relatório Técnico NREL/TP-510-45152). Disponível em: <https://docs.nrel.gov/docs/fy09osti/45152.pdf>. Acesso em: 17 out. 2025.

Neves, M. F.; Milan, P.; Valerio, F. R.; Marques, V. N.; Teixeira, G. O.; Outros autores. (2021, Maio). *Etanol de milho no Brasil: cenário atual e perspectivas para a cadeia no Brasil*. Sociedade Nacional de Agricultura – SNA. https://www.sna.agr.br/wp-content/uploads/2021/05/Etanol-de-Milho-no-Brasil-Fava-Neves-et-al-2021_compressed.pdf

NOVA CANA (a). Etanol de segunda geração: potencial de aumento de produção sem expansão de área cultivada. Disponível em: <https://www.novacana.com/noticias/etanol-segunda-geracao-potencial-aumento-producao-2024>. Acesso em: 22 set. 2025.

NovaCana (b). (2024). Matérias-primas do etanol de 2ª geração. Disponível em:

<https://www.novacana.com/noticias/materias-primas>. [Acesso: 15 nov. 2024].

NovaCana (c). (2024). Produção de etanol de 2ª geração por hidrólise. Disponível em: <https://www.novacana.com/noticias/materias-primas>. [Acesso: 15 nov. 2024].

Novo, L. P. (2016). Novas perspectivas para uma biorrefinaria de cana-de-açúcar no Brasil. Tese de Doutorado. Universidade de São Paulo, São Carlos.

Oehlschläger, Katharina; Schepp, Emily; Stiefelmaier, Judith; Holtmann, Dirk; Ulber, Roland. “Simultaneous fermentation and enzymatic biocatalysis — a useful process option?” *Biotechnology for Biofuels and Bioproducts*, vol. 17, Article number 67, 25 May 2024. DOI: 10.1186/s13068-024-02519-z

Oliveira A. R.; Barbosa, T. A.; Mendonça, L. C. Adsorption of pollutants in wastewater using biochar: a systematic review. *Research, Society and Development*, [S. l.], v. 12, n. 4, p. e23712441228, 2023. DOI: 10.33448/rsd-v12i4.41228. Disponível em: <https://rsdjournal.org/rsd/article/view/41228>. Acesso em: 8 set. 2025.

OLIVEIRA, E. R.; MENDES, E. P. P. O setor sucroenergético e as transformações espaciais no Brasil. *Revista Territorialidades*, Anápolis: Universidade Estadual de Goiás, v. 4, n. 1, p. 74-93, jan./jun. 2023. Disponível em: <https://www.revista.ueg.br/index.php/territorial/article/view/3523/2231>. Acesso em: 20 out. 2025.

Oliveira, L.S.B.L. (2022). Produção integrada de etanol de cana-de-açúcar e milho em Usinas flex: simulação e análises tecno-econômica e ambiental. Dissertação de Mestrado. Universidade Federal São Carlos, São Carlos.

Oliveira, M. F. (2018). Tratamento de água por membranas. São Paulo: Editora Técnica.

OLIVEIRA, N. de; RAMOS, K. da S.; SILVA, F. C. da. Avaliação da sustentabilidade de alternativas da utilização da vinhaça. *Bioenergia em Revista: Diálogos*, v. 15, n. 1, p. 51–69, jan./jun. 2025. Disponível em: <https://www.alice.cnptia.embrapa.br/alice/bitstream/doc/1177816/1/AP-Avaliacao-sustentabilidade-2025.pdf>. Acesso em: 15 out. 2025.

Oliveira, P. V. P.; Damiani, G. V. (2024) Tratamento da vinhaça de cana de açúcar com *Bacillus subtilis* durante 72 horas. *Brazilian Journal of Development* ISSN: 2525-8761 1020Brazilian Journal of Development, Curitiba, v.10, n.1, p.1012-1020.

Oosterkamp, M.J., Méndez-García, C., Kim, CH. et al. Lignocellulose-derived thin stillage composition and efficient biological treatment with a high-rate hybrid anaerobic bioreactor system. *Biotechnol Biofuels* 9, 120 (2016). <https://doi.org/10.1186/s13068-016-0532-z>

Organização das Nações Unidas (ONU). (2015). *Objetivos de Desenvolvimento Sustentável: um guia para os ODS*. Nova Iorque: ONU, 2015. Disponível em: <https://www.un.org/sustainabledevelopment/pt/objetivos-de-desenvolvimento-sustentavel/> [Acesso: 10 fev. 2024]. out. 2024]. out. 2024].

Pacheco, T. F. (2011). *Produção de Etanol: Primeira ou Segunda Geração?* Disponível em: <https://www.infoteca.cnptia.embrapa.br/bitstream/doc/886571/1/CITE04.pdf>. [Acesso: 18 jul. 2024].

Parapouli, M.; Vasileiadis, A.; Afendra, A.-S.; Hatziloukas, E. *Saccharomyces cerevisiae and its industrial applications*. *AIMS Microbiology*, 2020, 6(1), 1-31. DOI: 10.3934/microbiol.2020001

Parin Izadi, Parnian Izadi, Ahmed Eldyasti, Influence of microbial population dynamics on accelerated development of anammox micro-granular consortium, *Journal of Water Process Engineering*, Volume 36, 2020.

Park, J. H.; Lamb, D.; Paneque, M. & De La Rosa, J. M. (2017). Application of biochar for the removal of organic pollutants: mechanisms and challenges. *Chemosphere*. 171, p. 474-491,

Parsaeae, M.; Kiani, D. K. M. & Karimi, K. (2019). A review of biogas production from sugarcane vinasse. *Biomass and Bioenergy*. 122, pp. 117–125.

PAVANELLI, G.; DI BERNARDO, L. Eficiência de diferentes tipos de coagulantes na coagulação, floculação e sedimentação de água com cor ou turbidez elevada. 2001. Dissertação (Mestrado em Engenharia) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos.

Pellegrini, L. F. (2009). *Análise e otimização termo-econômica-ambiental aplicada à produção combinada de açúcar, álcool e eletricidade*. Tese de Doutorado. Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, São Paulo.

PENMETSA, Suresh Raju; GAUTAM, Pavan Kumar; ALLAM, Bharat Kumar; MANIKA, N.; BANERJEE, Sushmita. *Recent advancements in the anaerobic treatment of molasses wastewater in the context of process parameters and valorization aspect. Water Practice & Technology*, v. 20, n. 2, p. 340–361, 2025. DOI: [10.2166/wpt.2025.009](https://doi.org/10.2166/wpt.2025.009).

Péra, T. G., & Caixeta Filho, J. V. (2018). Post-harvest losses during the transportation of grains from farms to aggregation points. *International Journal of Logistics Economics and Globalisation*, 7(3), 209-247.

Pereira, A.; Hoffmann, N. K. S. del A. (2024). Tratamento de efluentes agroindustriais: uma revisão sistemática. *Caderno Pedagógico*, 21(9). (doi: <https://doi.org/10.54033/cadpedv21n9-259>)

Pereira, A. L. & Wesz Junior, V. J. (2020). Da Colônia à República: desenvolvimento do setor sucroenergético e a economia brasileira. *Campo-Território: Revista de Geografia Agrária*. 15 (37), pp. 353-382.

PEREIRA, C. S.; SOUSA, J. T.; LEITE, V. D.; MEDEIROS, E. B. *Avaliação da eficiência de reatores anaeróbios na remoção de poluentes em efluentes do processamento de pescado*. *Arquivo Brasileiro de Medicina Veterinária e Zootecnia*, v. 75, n. 2, p. 331–340, 2023. DOI: 10.1590/1678-4162-12558

PEREIRA, E. L.; CAMPOS, C. M. M.; MOTERANI, F. *Avaliação do desempenho físico-químico de um reator UASB construído em escala piloto na remoção de poluentes de efluentes de suinocultura*. *Ambi-Agua, Taubaté*, v. 5, n. 1, p. 79-88, 2010. (doi:10.4136/ambi-agua.121)

PÉREZ, C.; LOPEZ, M.; MARTÍNEZ, M.; GARCÍA, J.; PÉREZ, A. *Absorção de água por grãos de milho com solução aquosa de dióxido de enxofre e ácido láctico*. 2003. Disponível em: <https://locus.ufv.br/bitstreams/40286992-d731-4ce8-84a1-5664e02327b5/download>. Acesso em: 23 out. 2025.

Pinto, C. P. (1999). *Tecnologia da digestão anaeróbia da vinhaça e desenvolvimento sustentável*. Dissertação de Mestrado. Universidade Estadual de Campinas, Campinas.

Rabelo, S. C. (2007). Avaliação de desempenho do pré-tratamento com peróxido de hidrogênio alcalino para a hidrólise enzimática de bagaço de cana-de-açúcar. Dissertação de Mestrado. Universidade Estadual de Campinas, UNICAMP, Campinas.

Rabelo, S. C. (2010). Avaliação e otimização de pré-tratamento e hidrólise enzimática do bagaço de cana de açúcar para a produção de etanol de segunda geração. Tese de Doutorado. Universidade Estadual de Campinas, Campinas.

Raízen. (2014). Etanol de segunda geração: potencial e oportunidades. Disponível em: <https://www.raizen.com.br/blog/etanol-de-segunda-geracao>. [Acesso: 18 jul. 2024].

Rasool, M. et al. (2025). Review of the Effects of Trace Metal Concentrations on the Anaerobic Digestion of Organic Solid Waste. *BioEnergy Research*, 18(3), 1542-1560.

Reis, C. M.; Carosia, M. F.; Sakamoto, I. K.; Varesche, M. B. A. & Silva, E. L. (2015). Evaluation of hydrogen and methane production from sugarcane vinasse in an anaerobic fluidized bed reactor. *International Journal of Hydrogen Energy*. 40 (27), pp.8498- 8509.

Ren, P.; Nan, J.; Zhang, X. & Zheng, K. (2017) Analysis of floc morphology in a continuous-flow flocculation and sedimentation reactor. *Journal of Environmental Sciences*. 52, pp. 268-275.

Rey R., Pacheco, J.J., Tarelho, L. A., Silva, V., Cardoso, J.M., Silveira, J.L. & Tuna, C.E. (2021). Evaluation of cogeneration alternative systems integrating biomass gasification applied to a Brazilian sugar industry *Renewable Energy*. 178, pp. 318-333.

REZENDE, M. C.; MOREIRA, F. R. **Desempenho de reatores UASB no tratamento de vinasse: avaliação de remoção de DQO e DBO₅**. *Revista Engenharia Sanitária e Ambiental*, v. 24, n. 3, p. 495–506, 2019.

RIBAS, M. M. F. **Tratamento de vinhaça em reator anaeróbio operado em batelada seqüencial contendo biomassa imobilizada sob condições termofílicas e mesofílicas**. 2006. 175 f. Tese (Doutorado) – Departamento de Hidráulica e Saneamento, Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos.

RIBEIRO, Alexandre Rodrigues. Produção de hidrogênio e metano por meio da codigestão de subprodutos do processamento do setor sucroalcooleiro em reator anaeróbio de leito fluidificado. 2024. Tese (Doutorado) – Universidade de São Paulo, São Carlos, 2024.

Ribeiro, C. R. (2016). Remoção de Contaminantes de Águas Residuais Utilizando Biochar. Universidade Tecnológica Federal do Paraná.

Ribeiro, L. M. L. (2023). Etanol de milho: processo produtivo e contexto atual do mesmo no Brasil. Trabalho de Conclusão de Curso. Universidade Federal de Uberlândia, Uberlândia.

Ribeiro, L. M. L. Etanol de milho: estudo do processo de produção por via úmida. Uberlândia: Universidade Federal de Uberlândia, 2023. Disponível em: <https://repositorio.ufu.br/bitstream/123456789/37913/1/EtanoldeMilhoProcesso.pdf>

Ricardo, J.; Silva, A. P. (2020). Processos de filtração em tratamento de água. Rio de Janeiro: Editora Ambiental.

RICE, E. W.; BAIRD, R. B.; EATON, A. D.; CLESCERI, L. S. Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater. 22. ed. Washington, D.C.: American Public Health Association, American Water Works Association, Water Environment Federation, 2012. 1496 p. ISBN 978-0875530130.

RICHTER, CARLOS A; AZEVEDO NETTO, José Martiniano de. **Tratamento de água**. 1. ed. São Paulo: Blucher, 1991.

Richter, Carlos A.; Azevedo Netto, José M. de. Tratamento de água - Tecnologia atualizada. 1. ed. São Paulo: Blucher, 1991.

Ripley, L.e.; Boyle, W.C. & Converse, J.C. (1986). Improved alkalimetric monitoring for anaerobic digestion of high-strength wastes. Journal Water Pollution Control Federation, 58 (5), p.406-411,

Rissardi Júnior, D. J. (2005). A agroindústria canavieira do Paraná pós-desregulamentação: uma abordagem neoschumpeteriana. Dissertação de Mestrado. Universidade Estadual do Oeste do Paraná, Toledo.

ROCHA, J. H. T.; SOUZA, D. M. G.; OLIVEIRA, S. A. Potássio. Curitiba: Universidade Federal do Paraná, Departamento de Solos e Engenharia Agrícola, 2012. Disponível em: <https://docs.ufpr.br/~nutricaoeplantas/potassio121.pdf>. Acesso em: 15 ago. 2025.

ROCHA, M. M. von G. ., PIANHERI, A. ., & PEDRO, M. A. M. . (2022). ESTUDO DA APLICAÇÃO DE BIOPOLÍMEROS AO PROCESSO DE COAGULAÇÃO-FLOCULAÇÃO NO TRATAMENTO DE EFLUENTES DA INDÚSTRIA DE COSMÉTICOS . *Revista Científica Unilago*, 1(1). Recuperado de <https://revistas.unilago.edu.br/index.php/revista-cientifica/article/view/632>

ROCHA, Vinícius Carvalho. *Processamento anaeróbio de vinhaça pré-tratada com biopolímero à base de cálcio*. 2012. 104 f. Dissertação (Mestrado) — Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2012. Disponível em: <http://www.teses.usp.br/teses/disponiveis/18/18138/tde-18-06-2012-100601/>. Acesso em: 15 ago. 2025.

Rodrigues, G.S.S.C. Ross, J.L.S. (2020). A trajetória da cana-de-açúcar no Brasil: perspectivas geográfica, histórica e ambiental. Uberlândia: EDUFU.

Rodrigues, L. S., Silva, I. J., Zocrato, M. C. O., Papa, D. N., Sperling, M. V. & Oliveira, P. R. Avaliação de desempenho de reator UASB no tratamento de águas residuárias de suinocultura. *Revista Brasileira de Engenharia Agrícola e Ambiental*, v. 14, n. 1, p. 94-100, 2010.

Rosa, S. E. S.; Garcia, J. L. F. (2009). O etanol de segunda geração: limites e oportunidades.

Rossetto, A. J. (1987). Utilização agronômica dos subprodutos e resíduos da indústria açucareira e alcooleira. In: Paranhos, S.B. (ed.). *Cana-de-açúcar: cultivo e utilização*. Campinas:Fundação Cargill. 2, p.435-504.

Salazar, K. J. M. (2012). Uso de água e análise exergética na produção integrada de etanol de primeira e segunda geração a partir da cana-de-açúcar. Dissertação de Mestrado. UNICAMP, Campinas.

SALIBA, P. D. Avaliação do desempenho de sistema de tratamento de esgoto sanitário composto de reator UASB seguido de lodo ativado: estudo de caso da ETE Betim Central – MG. 2016. Dissertação (Mestrado em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos) – Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte. Disponível em: https://repositorio.ufmg.br/bitstream/1843/BUBD-AC2G74/1/dissertacao_v5.pdf.

Acesso em: 13 ago. 2025.

Sanches, L. F. Moretti. Contribuição ao estudo dos métodos de ensaio na avaliação das reações álcali – agregados em concretos. 2008. 170 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Civil) – Departamento de Engenharia Civil – Universidade de São Paulo, São Paulo. 2008.

SANTANA, Daniel Amorim de. Uso de agentes coagulantes na eficiência do tratamento de efluente de laticínios. 2020. 47 f. Trabalho de Conclusão de Curso (Graduação em Agroindústria) - Universidade Federal de Sergipe, Nossa Senhora da Glória, SE, 2020.

SANTOS, Caroline. *Transformações tecnológicas do agronegócio sucroalcooleiro na Região Centro-Sul e reconfigurações do mercado de trabalho para profissionais especializados de nível médio e superior: novas relações com o setor de serviços?* 2021. 357 f. Tese (Doutorado em Ciências Sociais) – Universidade Federal Rural do Rio de Janeiro, Seropédica, 2021. Disponível em: <https://rima.ufrj.br/jspui/bitstream/20.500.14407/9502/3/2021%20-%20Caroline%20Santos.pdf>. Acesso em: 22 out. 2025.

Santos, F.A.; Queiróz, J.H. DE; Colodette, J.L.; Fernandes, S.A. & Guimarães, V.M. (2012). Potencial da palha de cana-de-aucar para produção de etanol. *Quimica Nova*. 35 (5), pp.1004–1010.

Santos, Fernando Gaspar dos; SILVA, Amanda Freitas; FONSECA, Raoni Ribeiro Guedes. Características químicas das vinhaças de milho e cana. Universidade do Estado de Goiás, Campos Quirinópolis, Quirinópolis, GO, Brasil.

Santos, L. G. (2019). *Tecnologias de tratamento de efluentes*. Belo Horizonte: Editora Sustentável.

SANTOS, M. dos; VICENTE, M. *Maximizando o etanol de segunda geração a partir de biomassa*. 2024. Disponível em: https://www.researchgate.net/publication/387259256_Maximizando_o_etanol_de_segunda_geracao_a_partir_de_biomassa. Acesso em: 22 out. 2025.

Santos, M. F. (2022). Proposta de produção e utilização de biopolímero para tratamento de água de lavagem de filtro de eta por membranas de ultrafiltração. Dissertação de Mestrado. Universidade Federal do Estado de Mato Grosso, Mato Grosso, MT.

SANTOS, Robson Arruda dos; ATHAYDE JUNIOR, Gilson Barbosa. Utilização de filtro intermitente de areia como pós-tratamento de esgoto doméstico: estudo da taxa de aplicação superficial. *Revista Principia*, 2019.

SÃO MARTINHO S.A. *Relatório Anual e de Sustentabilidade 2018*. Pradópolis, 2018. Disponível em: <https://ri.saomartinho.com.br/Download.aspx?Arquivo=2REB6+wnfysFLssm5cLpSg%3D%3D&linguagem=pt>. Acesso em: 22 out. 2025.

SÃO PAULO (Estado). Fundação de Estudos Agrários Luiz de Queiroz – FEALQ. *História da agricultura: cinco séculos de agricultura no Brasil*. Edição digital. Piracicaba: FEALQ, 2024. Disponível em: <https://fealq.org.br/wp-content/uploads/2024/09/Historia-da-Agricultura-Cinco-Seculos-de-Agricultura-no-Brasil-Digital-c.pdf>. Acesso em: 20 out. 2025.

Saville, B., Griffin, W., & MacLean, H. (2016). *Ethanol production technologies in the US: Status and future developments*. In *Global Bioethanol 2016* (pp. 163-180). Elsevier. DOI: <https://doi.org/10.1016/B978-0-12-803141-4.00007-1>

SCARIOTTO, M. C. Estudo da utilização da goma xantana como auxiliar no processo de floculação em tratamento de água para abastecimento. 2013. 60 f. Trabalho de Conclusão de Curso (Bacharelado em Engenharia Ambiental) – Universidade Tecnológica Federal do Paraná. Campo Mourão, 2013.

Schiochett, Douglas Rodrigo; Felipe, Arlindo Cristiano; Bassani, Leandro. VIABILIDADE DO USO DO ALÚMEN, SINTETIZADO A PARTIR DE ALUMÍNIO RECICLÁVEL, NA ETAPA DE COAGULAÇÃO E FLOCULAÇÃO DA ETA DE CHAPECÓ-SC. TCC Universidade Federal da Fronteira Sul. 2015.

SCIPIONI, Gustavo Callegari. *Otimização do processo de sacarificação do amido de milho para produção de etanol*. 2011. Disponível em: <https://repositorio.ufsm.br/bitstream/handle/1/7954/SCIPIONI%2C%20GUSTAVO%200CALLEGARI.pdf?isAllowed=y&sequence=1>. Acesso em: 23 out. 2025.

SECCHES, T. O. et al. *Brazilian industrial yeasts show high fermentative performance in high solids content for corn ethanol process*. *Bioresource Technology*, v. 9, n. 1, p. 97, 2022. DOI: 10.1186/s40643-022-00580-w.

Sedec – Secretaria de Estado de Desenvolvimento Econômico de Mato Grosso.

(2025, Abril 28). *MT amplia produção de etanol e se mantém como 2º maior do país.*

Sedec-MT. https://www.sedec.mt.gov.br/w/mt-amplia-produ%C3%A7%C3%A3o-de-etanol-e-se-mant%C3%A9m-como-2%C2%BA-maior-do-a%C3%ADs?p_1_back_url=https%3A%2F%2Fwww.sedec.mt.gov.br%2Fservicos%3Fp_p_id%3Dcom_liferay_portal_search_web_portlet_SearchPortlet%26p_p_lifecycle%3D0%26p_p_state%3Dmaximized%26p_p_mode%3Dview%26_com_liferay_portal_search_web_portlet_SearchPortlet_redirect%3Dhttps%253A%252F%252Fwww.sedec.mt.gov.br%252Fservicos%253Fp_p_id%253Dcom_liferay_portal_search_web_portlet_SearchPortlet%2526p_p_lifecycle%253D0%2526p_p_state%253Dnormal%2526p_p_mode%253Dview%26_com_liferay_portal_search_web_portlet_SearchPortlet_mvPath%3D%252Fsearch.jsp%26_com_liferay_portal_search_web_portlet_SearchPortlet_keywords%3DQUANTAS%2BINDUSTRIAS%2B%2BUSINAS%2BDE%2BETANOL%2BTEM%2BINSTALADA%2BATUALMENTE%2BNO%2BESTADO%2BDE%2BMATO%2BGROSSO%26_com_liferay_portal_search_web_portlet_SearchPortlet_formDate%3D1764101946617%26_com_liferay_portal_search_web_portlet_SearchPortlet_scope%3Dthis-site

Seixas, F. L.; Gimenes, M. L. & Machado, N. R. C. F. (2016). Tratamento da vinhaça por adsorção em carvão de bagaço de cana-de-açúcar. *Química Nova*. 39, pp.172- 179.

SECRETARIA DE ESTADO DE MEIO AMBIENTE DE MATO GROSSO – SEMA. (2025). *Levantamento de dados de caracterização da vinhaça bruta de indústria produtora de etanol: dados de automonitoramento referentes a setembro de 2025*. Cuiabá: SEMA.

[Seneda, Roberta Mitani](#); [Garcia, Geane Fagundes](#); [Reis, Adriano Gonçalves dos](#). Cinética da floculação: um estudo comparativo no uso do cloreto de polialumínio com alta e baixa basicidade e o sulfato de alumínio. *Eng. sanit. ambient*; 26(2): 283-290, Mar.-Apr. 2021.

SERVIÇO NACIONAL DE APRENDIZAGEM RURAL. *Grãos: armazenamento de milho, soja, feijão e café*. Coleção SENAR, nº 216. Brasília: SENAR, 2018. 100 p. ISBN 978-85-7664-201-5.

Shanmuganathan, S. et al. (2017). Submerged membrane filtration adsorption hybrid system for the removal of organic micropollutants from a water reclamation plant reverse osmosis concentrate. *Desalination*. 401, pp. 134–141.

Shimada, S. O. (2013). A produção do açúcar e a exploração do trabalho no campo brasileiro. *Scientia Plena*. 9 (5), 055402

Silva, A. A.; Delgado, L. P. & Raimundo, O. L. (2022). O uso da vinhaça na fertirrigação. Monografia. ETEC Professor Armando José Farinazzo, Fernandópolis.

Silva, A. F. R.; Brasil, Y. L.; Koch, K. & Amaral, M. C. S. (2021). Resource recovery from sugarcane vinasse by anaerobic digestion – A review. *Journal of Environmental Management*. 295: 113137.

Silva, A. P. M.; Bono, J. A. M.; Pereira, F. A. R (2014). Aplicação de vinhaça na cultura da cana-de-açúcar: Efeito no solo e na produtividade de colmos. *Revista Brasileira de Engenharia Agrícola e Ambiental*. 18 (1), pp.38-43.

SILVA, Bruce Wellington Amorin da; DURAN FILHO, Márcio Roberto; SANTOS, Luana Inada Souza; LEITE, Beatriz; MATOS, Douglas Liberace de. PROJETO DE REATOR ANAERÓBIO DE FLUXO ASCENDENTE (RAFA) PARA TRATAMENTO DE VINHAÇA.

SILVA, F. C. da; FREIRE, F. J. (Org.). Inovação e desenvolvimento em cana-de-açúcar: manejo, nutrição, bioinsumos, recomendação de corretivos e fertilizantes. Brasília, DF: Embrapa; Recife: Universidade Federal Rural de Pernambuco, 2021.

Silva, H. J. T., Santos, P. F. A., Nogueira junior, E. C. & Vian, C. E. F. (2020). Aspectos técnicos e econômicos da produção de etanol de milho no Brasil. *Revista Agropecuária Técnica*, Ano XXIX – No 142 4.

SILVA, I. P. Plano de aplicação de vinhaça: conformidade com a Deliberação Normativa COPAM nº 164/2011. 2025. 95 f. Trabalho de Conclusão de Curso (Bacharelado em Engenharia Ambiental) – Universidade Federal de Minas Gerais, Montes Claros, 2025. Disponível em: <https://www.ufmg.br/montesclaros/tccs/2024/TCC-IsabelPriscilaSilva.pdf>. Acesso em: 15 out. 2025.

SILVA, J. H. B. da; ALMEIDA, L. J. M. de; SILVA, E. de S.; BARBOZA, J. B.; FARIAS, G. E. S.; DANTAS, É. dos A.; SILVA, J. L. C. da. Uso de vinhaça concentrada e enriquecida como biofertilizante na cana-de-açúcar: uma revisão. *Scientific Electronic Archives*, v. 16, n. 2, p. 142–156, fev. 2023. Disponível em: <https://sea.ufr.edu.br/SEA/article/view/1651>. Acesso em: 15 out. 2025.

Silva, L. G. (2024). Disciplina: História do Brasil I (HH060). Universidade Federal do Paraná. Disponível em: <https://docs.ufpr.br/~lgeraldo/imagensengenhos.html>. [Acesso: 07 out. 2024].

Silva, M. E. R.; Aquino, M. D. & Santos, A. B. (2007). Pós-tratamento de efluentes provenientes de reatores anaeróbios tratando esgotos sanitários por coagulantes naturais e não-naturais. *Revista Tecnologia, Fortaleza*, 28(2), p. 178-190.

Silva, M., A., S.; Griebeller, N., P.; Borges, L., C. Uso de vinhaça e impactos nas propriedades do solo e lençol freático. *Revista Brasileira de Engenharia Agrícola e Ambiental*, v.11, n.1, p.108–114, 2007

Silva, O. & Fischetti, D. (2008). *Etanol: a revolução verde e amarela*. 1.Ed. São Paulo: Bizz Comunicação e Produções.

Silva, R. M. (2019). *Aplicação de Biochar na Filtração de Efluentes Industriais*. Universidade de São Paulo.

Simeão, A. G. B.; Silva, J. P.; Gonçalves, A. G. B.; Souza, C. D. D. Efeito da carga biológica nas condições operacionais de reator uasb: uma análise para subsidiar a otimização da produção de metano. January 2025. *Revista Políticas Públicas & Cidades* 14(1):e1527

Sivaramakrishnan, S.; Gangadharan, D.; Nampoothiri, K. M.; Soccol, C. R.; Pandey, A. “Alpha amylase production by *Aspergillus oryzae* employing solid-state fermentation”. *Journal of Scientific & Industrial Research*, Vol. 66, Agosto 2007, p. 621-626.

Snoeyink, V. L., & Jenkins, D. (1980). *Water Chemistry*. New York: Wiley.

Soares, A. A. & Júnior, J. C. Z. (2021). O Brasil como grande player no mercado mundial de etanol.

Soares, C. M.T.; Feiden, A. & Tavares, S. G. (2017). Fatores que influenciam o processo de digestão anaeróbia na Produção de Biogás. *Nativa*. 5, pp. 509-514.

SOBRINHO, J. A. *Etanol de milho: processo e coprodutos*. 2012. Disponível em: <https://repositorio.ufu.br/bitstream/123456789/37913/1/EtanoldeMilhoProcesso.pdf>.

Acesso em: 24 out. 2025.

Sokkanathan, G.; Sharmila, V. G.; Kaliappan, S.; Banu, J. R.; Yeom, I. T. & Rani, R. U.

(2018). Combinative treatment of phenolrich rettingpond wastewater by a hybrid upflow anaerobic sludge blanket reactor and solar photofenton process. *Journal of Environmental Management*. 206, pp. 999– 1006.

Soleimani, M. & Kaghazchi, T. (2008). Adsorption of gold ions from industrial wastewater using activated carbon derived from hard shell of apricot stones – An agricultural waste. *Bioresource Technology*. 99(13), pp. 5374-5383.

Sousa, C. M. (2018). Avaliação dos impactos gerados pela vinhaça bruta e após ajuste de pH, em representantes da fauna edáfica. Tese de doutorado. UNESP, Rio Claro, 2018.

Sousa, E. A. F. de; Ferreira, D. C.; Silva, M. B. da. (2017). Produção de Biogás a partir da vinhaça: Simulação Computacional para Reator UASB. *ENCICLOPÉDIA BIOSFERA*, Centro Científico Conhecer - Goiânia, v.14 n.26; p.1406.

Sousa, J. L. U.; Monteiro, R. A. B. *Fatores interferentes na fermentação alcoólica para a produção de etanol*. Fazu em revista n.8, 2012.

Souza, Carlos Daniel Davi; Allan Bruno Dantas Gonçalves, Antonia Gisele Bezerra Simeão, Vynicius Alves Calábria, Lucimara Alves Bandeira da Silva, Flávio César Brito Nunes, Maria Gorethe de Sousa Lima Brito *Rev. Gest. Soc. Ambient. | Miami | v.19.n.6 | p.1-18 | e012416 | 2025*.

Souza, M. E., Fuzaro, G. & Polegato, A. R. (1992). Thermophilic Anaerobic Digestion of Vinasse in Pilot Plant UASB Reactor. *Water Science and Technology*. 25(7), pp. 191-200.

SOUZA, Roberta C. R.; ANDRADE, Cristina T. Investigação dos processos de gelatinização e extrusão de amido de milho. *Polímeros: Ciência e Tecnologia*, São Paulo, v. 10, n. 1, p. 24–30, 2000. Disponível em: <https://www.revistapolimeros.org.br/doi/10.1590/S0104-14282000000100006>. Acesso em: 23 out. 2025.

Sowmeyan R and Swaminathan G (2008) Effluent treatment process in molasses-based distillery industries: A review. *Journal of Hazardous Materials* 152: 453–462.

Speece, R. E. (2008). *Anaerobic Biotechnology for Industrial Wastewaters*. Nashville: Archae Press.

Sperling, M. V. (1996). Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos. 2. Ed. Belo Horizonte: UFMG.

Stumm, W., & Morgan, J. J. (1996). Aquatic Chemistry: Chemical Equilibria and Rates in Natural Waters. New York: Wiley.

Sugiarto, Y.; Sunyoto, N.; Zhu, M.; Jones, I. & Zhang, D. (2021). Effect of biochar addition on microbial community and methane production during anaerobic digestion of food wastes: the role of minerals in biochar. *Bioresour. Technol.* 323:124585.

Tchobanoglous, G., Burton, F. L., & Stensel, H. D. (2003). Wastewater Engineering: Treatment and Reuse. New York: McGraw-Hill.

Teixeira, J. C.; Campos, T. (2017). Automação de sistemas de tratamento de água e esgoto. Salvador: Editora Hidro.

TIBÚRCIO, R. S. Pereira R.; Pereira Neto A. M. Vinhaça de cana-de-açúcar: análise do seu uso como recurso energético e fertilizante. *Revista Virtual de Química (SBQ)*, 2022. Disponível em: <https://rvq-sub.sbq.org.br/index.php/rvq/article/view/4251>. Acesso em: 17 out. 2025.

TONETTI, A. L.; Cruz, L. M. O.; Gomes, B. G. L. A.; Figueiredo, I. C. S. (2012). "Tratamento de esgoto e produção de água de reúso com o emprego de filtros de areia". *Engenharia Sanitária e Ambiental*, v. 17, n. 3, pp. 287-294.

Triola, MF. Introdução à estatística. São Paulo: EDUSP, 2015 (7ª edição).. Rio de Janeiro: LTC Editora, 2017 (12ª Edição)

Trzcinski, A. P.; Ofoegbu, N & Stuckey, D. C. (2011). Post-treatment of the permeate of a submerged anaerobic membrane bioreactor (SAMBR) treating landfill leachate. *Journal of Environmental Science and Health.* 46 (13), pp. 1539–1548.

Tyagi, V. K.; Khan, A. A.; Kazmi, A. A.; Mehrotra, I. & Chopra, A.K. C. (2009). Slow sand filtration of UASB reactor effluent: A promising post treatment technique. *Desalination.* 249 (2),

União da Indústria de Cana-de-Açúcar (UNICA) / relatórios setoriais — dados do setor apontam faixas típicas de 10–15 L de vinhaça por L de etanol (relatórios e sumários setoriais). Disponível em: <https://aeaarp.org.br/painel-vinhaca-e-fertilizante-e-energia->

[no-campo/](#). Acesso em: 17 out. 2025

União da Indústria de Cana-de-Açúcar e Bioenergia (ÚNICA) (2021). Disponível em: <https://unica.com.br/sobre-a-unica/>. [Acesso: 25 nov. 2024].

União da Indústria de Cana-de-Açúcar e Bioenergia (ÚNICA) (2022). Disponível em: <https://unica.com.br/sobre-a-unica/>. [Acesso: 08 nov. 2024].

União da Indústria de Cana-de-Açúcar e Bioenergia (ÚNICA) (2023). Disponível em: <https://unica.com.br/sobre-a-unica/>. [Acesso: 11 dez. 2024].

União Nacional do Etanol de Milho – UNEM. (s.d.). *Dados setoriais*. Etanol de Milho. <https://etanoldemilho.com.br/dados-setoriais/>

UNIÃO DA INDÚSTRIA DE CANA-DE-AÇÚCAR E BIOENERGIA – UNICA. *Acompanhamento quinzenal da safra na região Centro-Sul: safra 2025/2026 – posição até 16/10/2025*. São Paulo: UNICA, Out. 2025.

UNICA — União da Indústria de Cana-de-Açúcar. (2025). *Atualização da safra de cana-de-açúcar 2025/26 – 2ª quinzena de outubro*. Novacana. <https://www.novacana.com/noticias/atualizacao-safra-cana-de-acucar-2025-26-2-quinzena-outubro-141125>

UNIÃO DA INDÚSTRIA DE CANA-DE-AÇÚCAR E BIOENERGIA – UNICA. *Fotografia do setor sucroenergético e de bioenergia: ano 2025*. São Paulo: UNICA, Ago. 2025. Disponível em: https://unica.com.br/wp-content/uploads/2025/08/2025_O-SETOR-SUCROENERGETICO.pdf

UNIÃO DA INDÚSTRIA DE CANA-DE-AÇÚCAR E BIOENERGIA – UNICA. *O setor sucroenergético: panorama e perspectivas 2025*. São Paulo: UNICA, 2025.

UNITED STATES FOOD AND DRUG ADMINISTRATION – FDA. *Report on FY 2010 Nationwide Survey of Distillers Products: Antibiotic Residues*. Silver Spring, MD: FDA, 2023. Disponível em: <https://www.fda.gov/animal-veterinary/biological-chemical-and-physical-contaminants-animal-food/report-fy-2010-nationwide-survey-distillers-products-antibiotic-residues>. Acesso em: 24 out. 2025.

US20080153149A1 – *Method of Processing Thin Stillage*. Estados Unidos: Escritório de Patentes e Marcas Registradas dos EUA, 2008. Disponível em: <https://patents.google.com/patent/US20080153149A1/en>. Acesso em: 17 out. 2025.

Utari, A. W. & Herdiansyah, H. (2020). Using filtration as a technology to remove pollutants in domestic wastewater. *IOP Conference Series Materials Science and Engineering*. 725, pp.1-8..

Van der Maarel, M. J. E. C. et al. (2002). Properties and applications of starchconverting enzymes of the alpha-amylase family. *Journal of Biotechnology*. 94 (2), pp. 137-155.

Van Haandel, A. C. & Lettinga, G. (1994). Tratamento anaeróbio de esgotos – Um manual para regiões de clima quente. EPGRAF/UFPB, Campina Grande.

Vandamme, D.; Muylaert, K.; Fraeye, I. & Foubert, I. (2014). Floc characteristics of *Chlorella vulgaris*: influence of flocculation mode and presence of organic matter. *Bioresource Technology*. 151, pp. 383-387.

Vasconcelos, J.N. (2010). Fermentação etanólica. In: Santos, F.; Borém, A. & Caldas, C.

Vásquez, M. P.; Silva, J. N. C.; Souza Jr., M. B.; Pereira Jr., N. “Enzymatic Hydrolysis Optimization to Ethanol Production by Simultaneous Saccharification and Fermentation”. *Applied Biochemistry and Biotechnology*, vol. 136-140, p. 141-154, 2007.

Venturelli, M. Automação de biorrefinarias de etanol de Segunda Geração. Disponível em: <https://www.automacaoindustrial.info/automacao-biorrefinarias-etanol-segunda-geracao/>. [Acesso: 15 out. 2024].

Vian, C. E. F. (2003). Agroindústria canavieira: estratégias competitivas e modernização. São Paulo: Átomo.

Vieira, S. M. M. & Souza, M. E. (1981). Métodos analíticos para acompanhamento da biodigestão. *Energia*, 43(15), p.29-36.

Visiy, E. B, Djousse, B. M. K., Martin, L., Zangue, C. N., Sangodoyin, A., Gbadegesin, A. S., & Fonkou, T. (2022). Eficácia de filtros de biochar vegetados com *Echinochloa pyramidalis* no tratamento de águas residuais domésticas. *Water Science and Technology*. 85 (9), pp. 2613-2624.

VOCA, N.; VARGA, B.; KRIČKA, T.; ČURIĆ, D.; JURIŠIĆ, V.; MATIN, A. Progress in ethanol production from corn kernel by applying cooking pre-treatment. *Bioresource Technology*, v. 100, n. 10, p. 2712–2718, 2009. DOI: 10.1016/j.biortech.2008.12.030.

VON SPERLING, M. Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos. Princípios do tratamento biológico de águas residuárias. Belo Horizonte, Editora UFMG, v.1, 4 ed. 2014.

VON SPERLING, Marcos. *Princípios básicos do tratamento de esgotos*. Belo Horizonte: UFMG, 1996. 211 p.

Von Sperling, M.; Van Haandel, A. C.; Jordão, E. P.; Campos, J. R.; Cybis, L. F.; Aisse, M. M.; Sobrinho, P. A. Capítulo 5 do Livro PROSAB/ 1997.

Walker, G. M.; Walker, R. S. *Enhancing Yeast Alcoholic Fermentations*. In: *Advances in Applied Microbiology*, vol. 105. Academic Press, 2018.

Wang, Z. et al. (2023). Ammonia Inhibition in Anaerobic Digestion of Organic Waste: Mechanisms and Mitigation. *Environmental Technology & Innovation*, 32, 103945.

Westphalen, Ana; Corção, Gertrudes; Benetti, Antonio. Utilização de carvão ativado biológico para o tratamento de água para consumo humano. *Revista Engenharia Sanitária e Ambiental*, 2016.

Wetzel, R. G. (2001). *Limnology: Lake and River Ecosystems*. San Diego: Academic Press.

Wilkie, A. C. ; Riedesel, K. J.; Owens, J. M. Stillage characterization and anaerobic treatment of ethanol stillage from conventional and cellulosic feedstocks. *Biomass and Bioenergy*, v. 19, p. 63-102. 2000.

Wolmarans, B. & Gideon, H. V. (2004): Start-up de uma estação de tratamento de efluentes UASB em águas residuais de destilaria. *Water SA* 28 63-68.

Wu, H. et al. (2023). Anaerobic Digestion at High-pH and Alkalinity for Biomethane Production. *Bioresource Technology*, 391, 129108.

Xiao, X.; Chen, B. & Zheng, H. (2018). Biochar utilization in wastewater treatment: A critical review. *Bioresource Technology*. 246, p. 23-31.

Ximenes, V. et al. (2019). Estudo da remoção de íons pb e sólidos por flotação por ar dissolvido ou sedimentação com o uso de cloreto férrico e amido de milho gelatinizado. XXVIII Encontro Nacional de Tratamento de Minérios e Metalurgia Extrativa, Belo Horizonte-MG.

XU, B.; BLENNOW, A.; LI, J.; CHEN, Y.; LIU, Q. *Gelatinization dynamics of starch in*

dependence of its lamellar structure, crystalline polymorphs and amylose content. Scientific Reports, v. 10, n. 1, p. 1–11, 2020. Disponível em: <https://www.nature.com/articles/s41598-020-69689-4>. Acesso em: 23 out. 2025.

Yagmur, E., Ozmak, M. & Aktas, Z. (2008). A novel method for production of activated carbon from waste tea by chemical activation with microwave energy. *Fuel*, 87(15), pp. 3278-3285.

Yang, X.; Wang, K.; Wang, H.; Zhang, J. & Mao, Z. (2017). Novel process combining anaerobic-aerobic digestion and ion exchange resin for full recycling of cassava stillage in ethanol fermentation. *Waste Management*. 62, pp. 67-83.

Zambrzycki, G. C.; do Vale, A. T.; & de Siqueira Dantas, V. F. (2014). *Potencial energético dos resíduos da cultura do milho (Zea mays)*. *Evidência*, 13(2), 153-164.

Zhang, P.; Wang, T.; Li, Y. (2020). Adsorption of heavy metals from aqueous solutions using modified biochar: a review. *Journal of Hazardous Mater.*

ZHANG, X.; LI, Y.; WANG, H. Review of melanoidins as by-product from thermal hydrolysis of sludge: properties, hazards, and removal. *Processes*, v. 12, n. 1, p. 135, 2024. Disponível em: <https://www.mdpi.com/2227-9717/12/1/135>. Acesso em: 30 out. 2025.

Zhang, Y. et al. (2024). A Comprehensive Review of the Strategies to Improve Anaerobic Digestion: Their Mechanism and Digestion Performance. *Processes*, 12(2), 14.

Zhou, H. et al. (2024). Anaerobic Digestion of Process Water from Hydrothermal Treatment Processes: A Review of Inhibitors and Detoxification Approaches. *Bioresources and Bioprocessing*, 11(1), 56.

APÊNDICE I. Dados experimentais da experiência do reator UASB

Características da Vinhaça Flex do município de Jaciara – MT

Parâmetros	Amostra 01	Amostra 02	Amostra 03	Amostra 04	Amostra 05	Média
pH	3,5	3,7	4,15	4,07	4,3	
Cor	41.004	40.139	39.484	39.286	38.270	39.637
Turbidez	10.380	10.386	10.379	10.403	10.400	10.390
DQO	64.432	64.133	63401	62345	62.153	63.293
DBO₅	33.270	32.570	32.905	32.973	32.880	32.920

Características da Vinhaça Flex do município de São José do Rio Claro – MT

Parâmetros	Amostra 01	Amostra 02	Amostra 03	Média
pH	3,5	3,7	4,36	
Cor	35.895	39.637	39.365	38.299
Turbidez	9.550	10.159	10.005	9.905
DQO	61.205	61.115	61.011	61.110
DBO₅	31.456	30.693	31199	31.116

Temperaturas do Afluente e Efluente – 1ª Fase

Dias	Temperatura Afluente	Temperatura Efluente
2	24,9	25,2
8	24,5	26,0
14	24,1	24,5
20	24,5	25,7
24	24,1	24,8
30	24,2	25,5
38	24,4	24,9
40	25,4	26,7
42	24,8	25,6
46	24,9	25,9
48	23,6	24,8
50	24,3	24,5
52	24,7	24,9
56	25,6	25,8
58	25,6	26,1
60	24,5	25,5
66	24,1	25,6
68	24,2	25,3
70	24,5	25,9
76	24,3	25,3
80	25,2	26,2
84	25,2	26,1
86	23,8	24,4
88	24,4	25,8
90	25,2	26,7
94	24,6	25,4
98	25,7	26,5
100	24,9	25,7
105	24,9	25,6
110	25,3	25,9
115	25,8	26,9
120	24,7	24,9
125	24,5	25,5
128	24,8	25,1
135	24,4	24,5
140	24,6	24,9
143	25	25,9
145	24,5	24,7
150	24,2	24,3
153	24,8	25,4
157	23,9	24,2
160	23,7	23,8
164	24,5	24,3

TRATAMENTO DE EFLUENTE DE REATOR UASB DE UMA INDUSTRIA DE ETANOL DE MILHO – UM ESTUDO DE CASO NO MATO GROSSO, BRASIL

*Continuação da Tabela- Temperaturas do Afluente e Efluente
– 1ª Fase*

165	24,7	25,5
168	24	24,1
170	24	24,2
175	24,4	24,5
180	24,7	24,8
185	25,8	26,7
190	24,5	24,6
195	24,3	24,5
200	24,5	24,7
203	24,2	24,4
208	25	25,4
210	25,2	25,4
215	24,8	24,9
220	25	25,5
225	24,9	25,6
230	24,5	25
233	23,9	24
235	25	25,2
238	24,3	24,8
240	24,7	25,9
241	24,6	26
242	24,7	26,3
245	24,4	24,5
247	23,0	24
250	25,2	25,4

Temperaturas do Afluente e Efluente – 2ª Fase

Dia	Temperatura Afluente	Temperatura Efluente
1	24,9	25,2
7	24,5	24,7
14	24,1	24,4
21	24,5	25
28	24,1	24,8
35	24,2	25,5
42	24,4	24,9
49	24,5	25,2
56	24,7	25,5
62	24,4	25
69	24,3	24,9
75	25	25,6
82	24,8	25,2
89	23,6	24
90		

Razão DBO₅/DQO no efluente a tratar na primeira fase experimental.

Dia	Relação DBO/DQO
2	0,49
7	0,49
15	0,56
21	0,53
28	0,51
35	0,48
42	0,53
50	0,51
60	0,48
62	0,59
70	0,56
78	0,55
82	0,59
90	0,52
98	0,56
100	0,59
150	0,56
175	0,60
200	0,59
225	0,59
230	0,57
250	0,54

Razão DBO₅/DQO no efluente a tratar na segunda fase experimental

Dia	Relação DBO/DQO
1	0,49
5	0,50
15	0,49
15	0,53
20	0,56
25	0,51
30	0,50
35	0,51
40	0,52
45	0,53
50	0,54
55	0,54
60	0,51
65	0,53
70	0,53
75	0,49
80	0,48
85	0,50

pH do afluente e do efluente tratado no reator UASB, ao longo do tempo, na primeira fase experimental

Dias	pH Afluente	pH Efluente
2	6,50	5,87
10	6,50	6,66
20	6,5	6,64
30	6,50	6,73
40	6,50	6,85
50	6,50	6,62
60	6,5	7,03
70	6,5	7,07
90	6,5	6,89
100	6,5	6,73
104	6,50	6,93
132	6,50	6,99
146	6,5	6,81
157	6,50	6,86
169	6,50	6,71
182	6,5	6,68
185	6,50	6,86
202	6,50	6,79
225	6,5	6,85
230	6,5	6,76

Continuação da tabela- pH do afluente e do efluente tratado no reator UASB, ao longo do tempo, na primeira fase experimental

240	6,5	6,62
250	6,5	6,74

pH do afluente e do efluente tratado no reator UASB, ao longo do tempo, na segunda fase experimental

Dia	pH Afluente	pH Efluente
1	6,5	6,8
7	6,5	6,6
14	6,5	6,7
21	6,5	6,9
28	6,5	6,8
35	6,5	7
42	6,5	6,9
49	6,5	6,8
56	6,5	6,9
62	6,5	6,9
69	6,5	7,2
75	6,5	7,1
82	6,5	7
89	6,5	6,9

Alcalinidade no efluente tratado a razão entre alcalinidade intermediária e alcalinidade parcial (AI/AP), para a primeira fase experimental

Dia	AI	AP	AI/AP
2	291	830	0,350602
7	410	910	0,450549
22	430	1016	0,423228
35	525	1650	0,318182
42	914	1825	0,500822
55	885	1897	0,466526
62	787	1705	0,461584
75	935	2174	0,430083
88	981	2393	0,409946
108	893	2289	0,390127
125	959	2395	0,400418
200	938	2468	0,380065
225	967	2479	0,390077
230	971	2520	0,385317
240	968	2505	0,386427
250	966	2485	0,388732

Alcalinidade no efluente tratado a razão entre alcalinidade intermediária e alcalinidade parcial (AI/AP), para a segunda fase experimental

Dia	AI	AP	AI/AP
1	952	2720	0,35
7	965	2681	0,36
14	972	2627	0,37
21	963	2695	0,36
28	945	2866	0,33
35	955	2729	0,35
42	958	2740	0,35
49	966	2690	0,36
56	969	2769	0,35
62	977	2792	0,35
69	985	2815	0,35
75	995	2768	0,36
82	988	2744	0,36
89	982	2757	0,36

Concentração de biomassa (M) em cada zona do reator, na primeira fase experimental

Dia	M1 (gSVT)	M2 (gSVT)	M3 (gSVT)	M4 (gSVT/L)
50	3	1,6	0,96	0,1
100	9,9	5,2	2,1	0,2
200	10,4	5,8	2,9	0,4

Concentração de biomassa (M) em cada zona do reator, na segunda fase experimental

Dia	M1 (gSVT/L)	M2 (gSVT/L)	M3 (gSVT/L)	M4 (gSVT/L)
1	12,73	6,55	3,10	0,58
40	12,96	6,69	3,15	0,61
80	13,02	6,77	3,28	0,64

Evolução da concentração de DQO, à entrada e à saída, na primeira fase experimental da experiência

Dia	DQO Afl.	DQO Efl.
2	2500	1725
7	2500	1625
15	2500	1569
21	5000	2741
28	5000	2550
35	5000	2252
42	10000	4306
50	10000	3800
60	10000	3540
62	20000	5410
70	20000	5200
78	20000	4997
82	40000	8400
90	40000	7400
98	40000	7602
100	60000	5282
150	60000	5795
175	60000	5694
200	60000	5598
225	60000	5461
230	60000	4937
250	60000	4645

Evolução da concentração de DQO, à entrada e saída, na segunda fase experimental da experiência

Dia	DQO Afl.	DQO Efl.
1	2500	388
5	2500	403
15	2500	387
15	5000	675
20	5000	715
25	5000	651
30	10000	1170
35	10000	1066
40	10000	1198
45	20000	2105
50	20000	2089
55	20000	2082
60	40000	3936
65	40000	3597
70	40000	3405
75	60000	5096
80	60000	4410
85	60000	5064

Evolução da concentração de DBO₅, à entrada e saída, na primeira fase experimental da experiência

Dia	DBO Afl.	DBO Efl.
2	1218	804
7	1225	781
15	1389	792
21	2632	1289
28	2564	1192
35	2380	928
42	5263	2093
50	5128	1846
60	4811	1736
62	11714	2924
70	11252	2363
78	11019	2094
82	23513	3834
90	20608	3041
98	22408	4225
100	25510	1975
150	33670	2198
175	35928	2165
200	35637	2165

Continuação da Tabela- Evolução da concentração de DBO₅, à entrada e saída, na primeira fase experimental da experiência

225	35544	2165
230	34370	1788
250	32591	1704

Evolução da concentração de DBO₅, à entrada e saída, na segunda fase experimental da experiência

Dias	DBO Afl.	DBO Efl.
1	1234	166
5	1245	168
15	1229	162
15	2674	317
20	2781	302
25	2545	308
30	5038	499
35	5114	461
40	5190	511
45	10698	909
50	10711	964
55	10725	804
60	20520	1345
65	21063	1390
70	21221	1392
75	29501	1776
80	28778	1627
85	30223	1813

Eficiência de remoção de DQO e DBO₅, para os diferentes períodos da primeira fase experimental

Período	DQO	DBO₅
Período I	35	36
Período II	49	54
Período III	62	64
Período IV	74	79
Período V	81	84
Período VI	91	94

Eficiência de remoção de DQO e DBO₅, para os diferentes períodos da segunda fase experimental

Período	DQO	DBO₅
Período I	84	87
Período II	87	88
Período III	88	90
Período IV	90	92
Período V	91	93
Período VI	92	94

Varição de remoção de cor, ao longo do tempo, na primeira fase experimental

Dia	Cor Afl.	Cor Efl.
2	1651	1618
15	1650	1609
21	3303	3138
35	3305	3127
42	6605	6077
60	6606	6078
62	13212	11759
78	13210	11763
82	26425	23059
98	26426	22779
100	39637	33691
150	39638	33098
200	39639	32821
225	39640	33048
250	39637	33015

Varição da eficiência de remoção de cor, ao longo do tempo, na primeira fase experimental

Período	Cor (%)
Período I	2
Período II	5
Período III	8
Período IV	11
Período V	13
Período VI	17

Varição da cor, ao longo do tempo, na segunda fase experimental

Dias	Cor Afl.	Cor Efl.
2	1651	1301
15	1652	1304
20	3303	2675
25	3305	2673
30	6605	5383
35	6606	5378
45	13212	11021
50	13210	11010
65	26425	22119
70	26426	22101
80	39637	33889
85	39638	33865

Varição da turbidez, ao longo do tempo, na primeira fase experimental

Dia	Turb. Afl.	Turb. Efl.
2	416	270
15	416	258
21	832	491
35	832	490
42	1664	983
60	1664	948
62	3328	1797,0
78	3328	1795,0
82	6656	3528
98	6656	3529
100	10388	4986
150	10390	4468
200	10377	3528
225	10395	3222
250	10389	2909

Varição da eficiência de remoção da turbidez, ao longo do tempo, na primeira fase experimental

Coluna1	Turbidez (%)
Período I	37
Período II	41
Período III	43
Período IV	46
Período V	47
Período VI	66

TRATAMENTO DE EFLUENTE DE REATOR UASB DE UMA INDUSTRIA DE ETANOL DE MILHO – UM ESTUDO DE CASO NO MATO GROSSO, BRASIL

Varição da turbidez, ao longo do tempo, na segunda fase experimental

Dias	Turb. Afl.	Turb. Efl.
2	416	71
15	416	68
20	832	175
25	832	176
30	1664	399
35	1664	401
45	3328	912
50	3328	914
65	6656	1797
70	6656	1790
80	10388	3012
85	10389	2992

Produção de biogás, observado e calculado, na primeira fase experimental

Dias	DBO ₅ Afl	DBO ₅ Efl	Vazão efluente (L/h)	DBO ₅ Afl. Kg/m ³	DBO ₅ Efl. Kg/m ³	Diferença DBO ₅ (kg/m ³)	DBO ₅ Removida (kg/h)	Metanom ³ /h (65% do biogás)	Metano(L/h)	Biogás teo (L/h)	Biogás Observado (L/h)
2	1218	804	1,25	1,218	0,804	0,414	0,00052	0,00018	0,18	0,28	0,00
10	1225	781	1,25	1,225	0,781	0,444	0,00056	0,00019	0,19	0,30	0,18
20	1389	792	1,25	1,389	0,792	0,597	0,00075	0,00026	0,26	0,40	0,60
30	2632	1289	1,25	2,632	1,289	1,343	0,00168	0,00059	0,59	0,91	1,44
40	2564	1192	1,25	2,564	1,192	1,372	0,00172	0,00060	0,60	0,92	1,32
50	2380	928	1,25	2,380	0,928	1,452	0,00182	0,00064	0,64	0,98	1,38
60	5263	2093	1,25	5,263	2,093	3,170	0,00396	0,00139	1,39	2,13	3,3
70	5128	1846	1,25	5,128	1,846	3,282	0,00410	0,00144	1,44	2,21	3,36
90	4811	1736	1,25	4,811	1,736	3,075	0,00384	0,00135	1,35	2,07	3,24
100	11714	2924	1,25	11,714	2,924	8,790	0,01099	0,00385	3,85	5,92	8,70
104	11252	2363	1,25	11,252	2,363	8,889	0,01111	0,00389	3,89	5,98	9,30
132	11019	2094	1,25	11,019	2,094	8,925	0,01116	0,00390	3,90	6,00	9,00
146	23513	3834	1,25	23,513	3,834	19,679	0,02460	0,00861	8,61	13,25	21,06
157	20608	3041	1,25	20,608	3,041	17,567	0,02196	0,00769	7,69	11,82	19,68
169	22408	4225	1,25	22,408	4,225	18,183	0,02273	0,00796	7,96	12,25	19,5
182	25510	1975	1,25	25,510	1,975	23,535	0,02942	0,01030	10,30	15,84	26,22
185	33670	2198	1,25	33,670	2,198	31,472	0,03934	0,01377	13,77	21,18	35,52
202	35928	2165	1,25	35,928	2,165	33,763	0,04220	0,01477	14,77	22,73	39,78
225	35637	2165	1,25	35,637	2,165	33,472	0,04184	0,01464	14,64	22,52	42,12
230	35544	2165	1,25	35,544	2,165	33,379	0,04172	0,01460	14,60	22,45	40,14
240	34370	1788	1,25	34,370	1,788	32,582	0,04073	0,01425	14,25	21,92	38,64
250	32591	1704	1,25	32,591	1,704	30,887	0,03861	0,01351	13,51	20,79	36,36

Produção de biogás, observado e calculado, na segunda fase experimental

Dias	DBO ₅ Afl	DBO ₅ Efl	Vazão efluente (L/h)	DBO ₅ Afl. Kg/m ³	DBO ₅ Efl. Kg/m ³	Diferença DBO ₅ (kg/m ³)	DBO ₅ Removida (kg/h)	Metanom ³ /h (65% do biogás)	Metano(L/h)	Biogás teo (L/h)	Biogás Observado (L/h)
1	1234	166	1,25	1,234	0,166	1,068	0,00134	0,00047	0,47	0,72	0,00
5	1245	168	1,25	1,245	0,168	1,077	0,00135	0,00047	0,47	0,72	0,18
10	1229	162	1,25	1,229	0,162	1,067	0,00133	0,00047	0,47	0,72	0,6
15	2674	347	1,25	2,674	0,347	2,327	0,00291	0,00102	1,02	1,57	1,44
20	2781	352	1,25	2,781	0,352	2,429	0,00304	0,00106	1,06	1,64	1,32
25	2545	318	1,25	2,545	0,318	2,227	0,00278	0,00097	0,97	1,50	1,38
30	5038	499	1,25	5,038	0,499	4,539	0,00567	0,00198	1,98	3,05	3,30
35	5114	461	1,25	5,114	0,461	4,653	0,00582	0,00204	2,04	3,14	3,36
40	5190	511	1,25	5,190	0,511	4,679	0,00585	0,00205	2,05	3,15	3,24
45	10698	909	1,25	10,698	0,909	9,789	0,01224	0,00428	4,28	6,58	8,70
50	10711	964	1,25	10,711	0,964	9,747	0,01218	0,00426	4,26	6,55	9,30
55	10725	804	1,25	10,725	0,804	9,921	0,01240	0,00434	4,34	6,67	9,00
60	20520	1345	1,25	20,520	1,345	19,175	0,02397	0,00839	8,39	12,91	21,06
65	21063	1390	1,25	21,063	1,390	19,673	0,02459	0,00861	8,61	13,24	19,68
70	21221	1392	1,25	21,221	1,392	19,829	0,02479	0,00867	8,67	13,35	19,5
75	29501	1776	1,25	29,501	1,776	27,725	0,03466	0,01213	12,13	18,66	26,22
80	28778	1627	1,25	28,778	1,627	27,151	0,03394	0,01188	11,88	18,28	35,52
85	30223	1813	1,25	30,223	1,813	28,410	0,03551	0,01243	12,43	19,12	39,78

APENDICE II. Manual de operação e manutenção do reator anaeróbio de fluxo ascendente e manta de lodo.

O presente manual estabelece os procedimentos operacionais padronizados (POP) para montagem, partida, operação, monitoramento e segurança operacional do Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente (UASB) destinado ao tratamento de vinhaça de milho. A metodologia descrita fundamenta-se em diretrizes técnicas consagradas para sistemas anaeróbios, assegurando a reprodutibilidade experimental, a confiabilidade dos dados e a integridade das atividades laboratoriais.

Este documento visa orientar operadores, técnicos e pesquisadores quanto às condições adequadas de funcionamento, parâmetros críticos de controle e procedimentos necessários para redução de riscos operacionais, contribuindo para a condução segura e eficiente do processo biológico (CHERNICHARO, 2007; METCALF & EDDY, 2014).

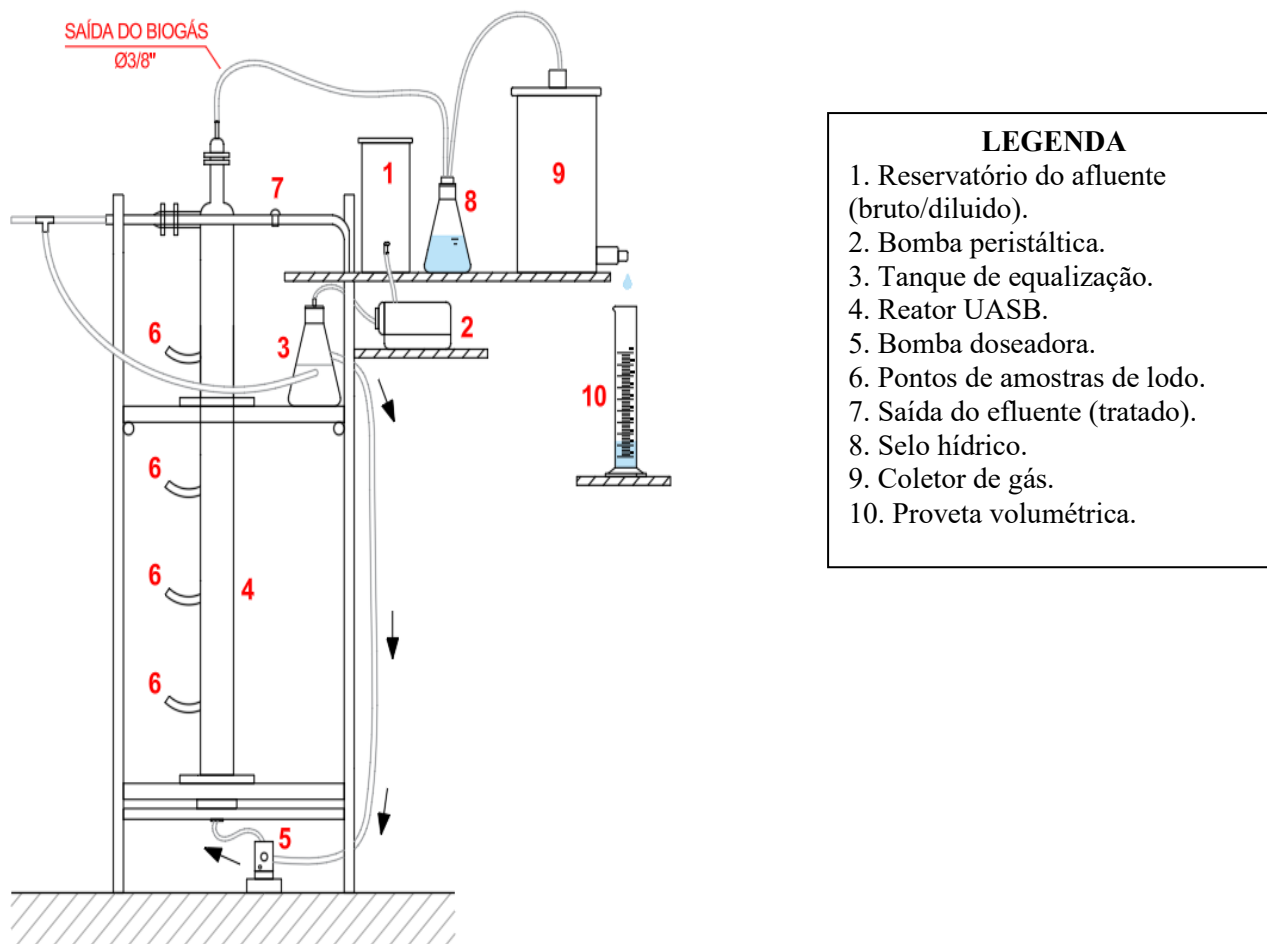
2. DESCRIÇÃO DO SISTEMA

O sistema é composto por um reator UASB confeccionado em vidro borossilicato, com volume útil de 0,010 m³, diâmetro de 0,10 m e altura total de 1,83 m. A alimentação do sistema ocorre por meio de vinhaça bruta ou diluída, previamente armazenada em um reservatório de PVC com volume de 10 L, onde também foi coletado o efluente bruto.

Em seguida, o afluente foi conduzido por uma bomba peristáltica até o Tanque de Equalização (TE) e, posteriormente, bombeado para o reator UASB, de forma ascendente. A coleta de amostras de lodo ocorre na zona intermediária do reator, por meio de mangueiras distribuídas; a coleta do efluente tratado é realizada na zona superior do reator; e a medição do biogás ocorre por meio de campânula superior, selo hídrico e frasco de Mariotte (cf. Figura A.1).

Figura A.1:

Ilustração esquemática do reator UASB em escala piloto.

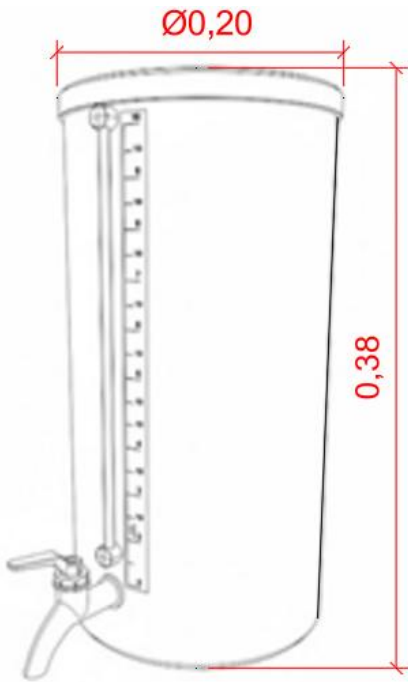
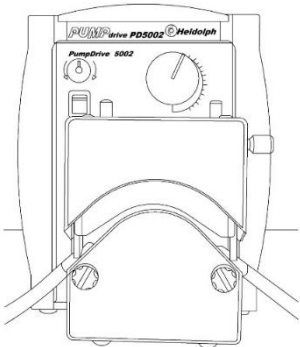


2.1 Figuras e descrições dos componentes do sistema de tratamento que compõe o reator UASB.

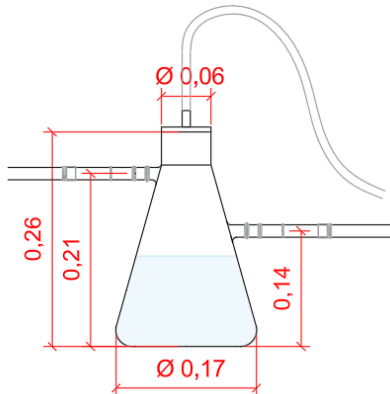
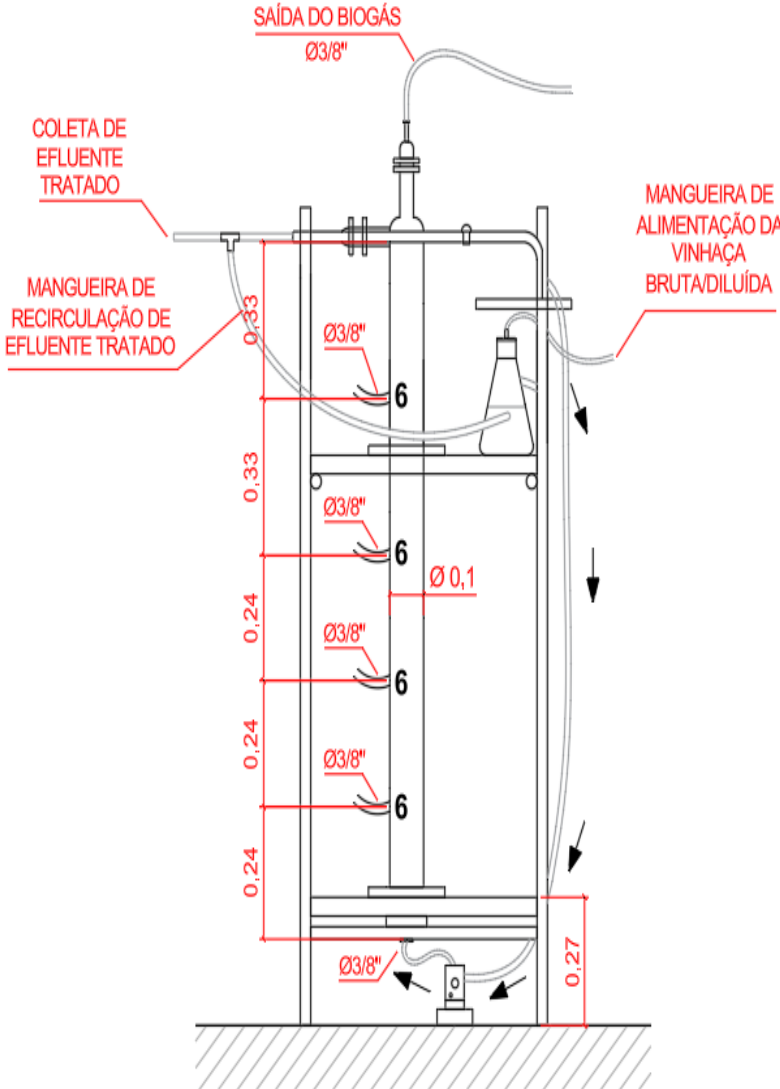
O Quadro A.1 apresenta as figuras e a descrição técnica dos componentes experimentais que compõem o sistema de tratamento por reator UASB, incluindo seus periféricos, tais como reservatórios, equipamentos hidráulicos e dispositivos de controle. A descrição permite a compreensão da configuração, do funcionamento e da integração entre os elementos do sistema. Bem como a identificação dos pontos de coleta de amostras do efluente bruto e tratado, do lodo e das mangueiras utilizadas no processo, garantindo o correto monitoramento e controle operacional do sistema.

Quadro A.1:

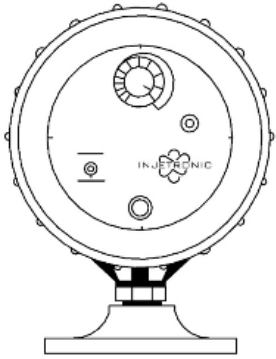
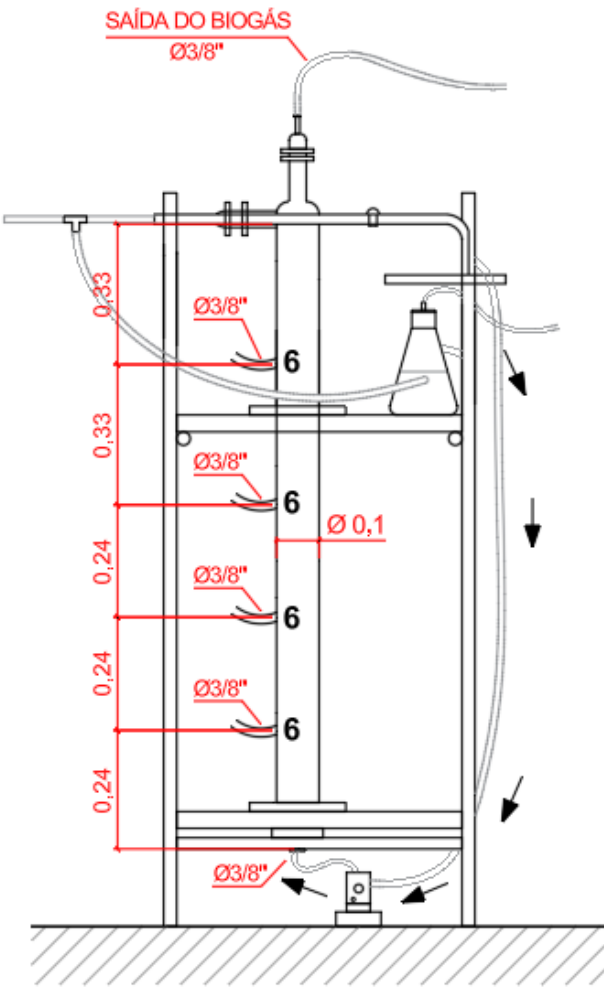
Descrição dos componentes do sistema de tratamento que compõe o reator UASB e seus periféricos.

Figura de cada unidade.	Descrição de cada unidade
	<p>O reservatório (1) destinado a armazenar o afluente de vinhaça de milho bruta e diluída, construído em PVC, possui uma capacidade de 10 L, com a saída no fundo, através de uma torneira em PVC, com diâmetro de ½ polegada.</p>
	<p>Bomba Peristáltica (2) Heidolph Modelo Pump drive PD5002. Equipamento Hidráulico utilizada no recalcar o afluente de vinhaça de milho, do Reservatório de armazenamento até o Tanque de Equalização.</p>
	<p>O Tanque de Equalização (3), em vidro borissilicato, volume de 2,0 L, diâmetro da base $d = 0,17$ m, diâmetro da boca $d =$</p>

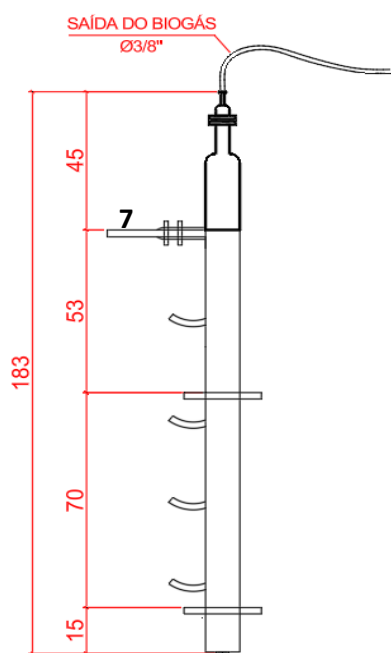
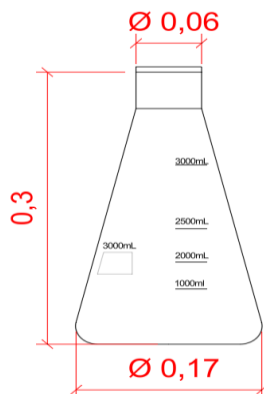
TRATAMENTO DE EFLUENTE DE REATOR UASB DE UMA INDUSTRIA DE ETANOL DE MILHO – UM ESTUDO DE CASO NO MATO GROSSO, BRASIL

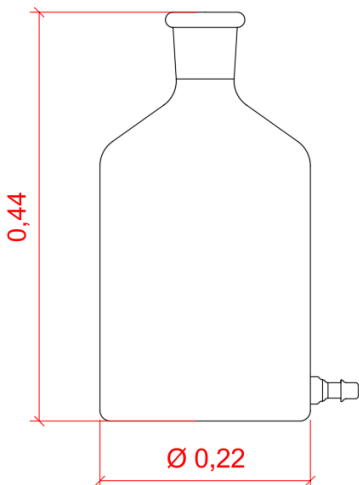
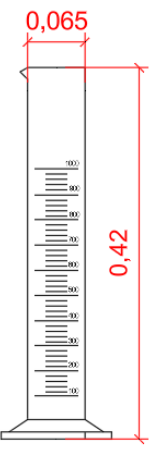
	<p>0,0 m, altura $h = 0,26$ m. Kitassatto, adaptado com entrada lateral distando 0,21 m do fundo do recipiente e saída lateral distando 0,14 m do fundo.</p>
	<p>Reator UASB (4), volume útil de $0,010 \text{ m}^3$, com o formato circular, confeccionado de vidro borossilicato, possuindo 0,10 m de diâmetro e altura total de 1,83 m. Diâmetros de entrada e de saída $d = 3/8$ polegadas.</p>
	<p>Bomba dosadora (5) Injetronic Modelo V-1,5/P4,0 - $Q(\text{máx}) = 1,5 \text{ L/h}$ e $Q(\text{mín.}) = 0,045 \text{ L/h}$. Equipamento hidráulico</p>

TRATAMENTO DE EFLUENTE DE REATOR UASB DE UMA INDUSTRIA DE ETANOL DE MILHO – UM ESTUDO DE CASO NO MATO GROSSO, BRASIL

	<p>utilizado no recalque do efluente de vinhaça de milho do tanque de equalização (Kitassato Adaptado), até a entrada na parte inferior do reator UASB.</p>
	<p>Pontos de coleta de amostras de lodo (6). Material de vidro borossilicato com diâmetro de $\frac{3}{8}$ polegadas. Espaçamento médio variando entre 0,24 m a 0,33 m. Sendo de baixo para cima, partindo da entrada até o vertedor de saída do reator, as seguintes medidas em cm: (0,24 – 0,24 – 0,24 – 0,33 – 0,33 m).</p>
	<p>Saída de efluente tratado (7), material de vidro borossilicato com diâmetro de $\frac{3}{8}$ polegadas, distando proximadamente 1,38 m a cima da entrada do reator.</p>

TRATAMENTO DE EFLUENTE DE REATOR UASB DE UMA INDUSTRIA DE ETANOL DE MILHO – UM ESTUDO DE CASO NO MATO GROSSO, BRASIL

 <p>SAÍDA DO BIOGÁS Ø3/8"</p> <p>45</p> <p>7</p> <p>53</p> <p>183</p> <p>70</p> <p>15</p>	
 <p>Ø 0,06</p> <p>0,3</p> <p>3000mL</p> <p>2500mL</p> <p>2000mL</p> <p>1000mL</p> <p>Ø 0,17</p>	<p>Selo hídrico (8), um recipiente de vidro borossilicato, (Erlenmeyer) com capacidade de armazenamento $V = 3,0 \text{ L}$, diâmetro da base $d = 0,17 \text{ m}$, diâmetro de boca $d = 0,06 \text{ m}$ e altura $h = 0,30 \text{ m}$.</p>
	<p>Coletor de gás (9), e armazenamento em um frasco de Mariotte com volume $V = 10,0 \text{ L}$, o diâmetro da base $d = 0,224 \text{ m}$, altura $h = 0,435 \text{ m}$, torneira inferior de vidro, junta</p>

 <p>Diagrama de um frasco de vidro com dimensões: altura total de 0,44 e diâmetro de 0,22.</p>	<p>inferior 29/32 NS. Destinado a armazenar o biogás gerado no reator UASB</p>
 <p>Diagrama de uma proveta volumétrica de vidro com dimensões: altura de 0,42 e diâmetro de 0,065.</p>	<p>Provera volumétrica (10) de vidro borossilicato, volume $V = 1000$ ml. Destinado a mensurar o volume de água deslocado do balão de Mariotte, que por equivalencia, representa o volue de biogas gerado no reator UASB</p>

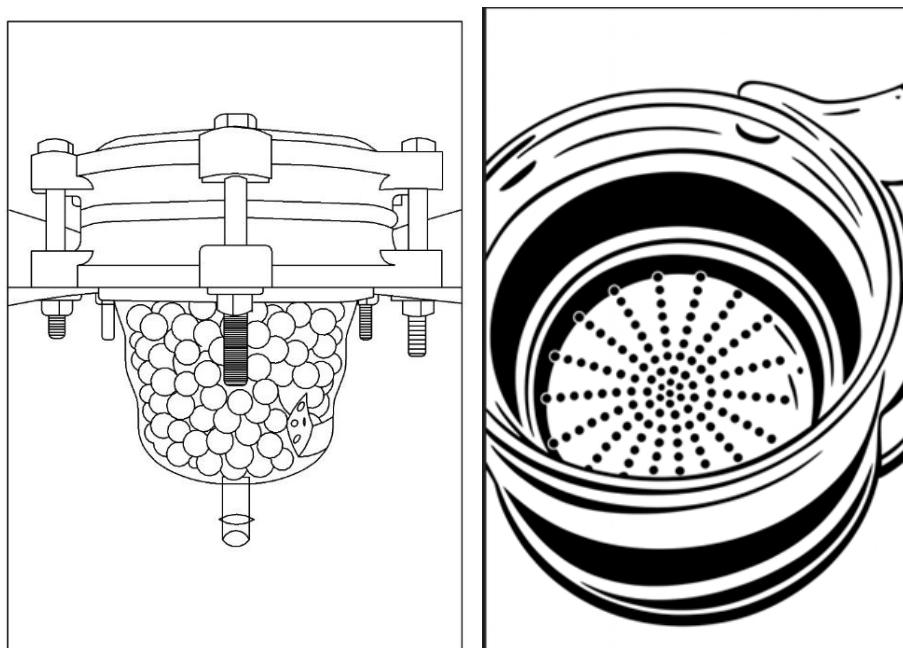
3. CONSTRUÇÃO DO REATOR UASB

3.1 Zona inferior

A zona inferior do reator UASB é formada por uma peça semicilíndrica confeccionada em vidro borossilicato, com diâmetro de 0,10 m, 0,15 m de altura e volume de 0,6 L, responsável por direcionar o escoamento ascendente no início do reator. Para assegurar uma distribuição uniforme do fluxo e evitar a formação de caminhos preferenciais, os espaços vazios entre a entrada da peça semicilíndrica e a placa difusora de acrílico foram preenchidos com esferas de vidro de 16 mm, conforme ilustrado na figura A.2.

Figura A.2:

Base semicilíndrica com esferas de vidro e placa difusora de acrílico.



As esferas atuam como dispersores hidráulicos, dissipando a energia do fluxo e promovendo uma mistura mais uniforme do efluente com o manto de lodo, além de minimizar o risco de entupimento e de erosão da biomassa. Sobre as esferas, foi instalado uma placa de acrílico com orifícios de 3 mm de diâmetro, distribuídos uniformemente, de forma a dispersar adequadamente a corrente de entrada e evitar a formação de fluxos preferenciais.

A peça semicilíndrica em vidro borossilicato, foi conectada à zona intermediária por meio de uma peça metálica que atuou como suporte estrutural da peça semicilíndrica. A fixação foi realizada com parafusos, garantindo a estabilidade do conjunto, e foi utilizada uma junta de borracha entre as interfaces para assegurar a vedação e evitar vazamentos.

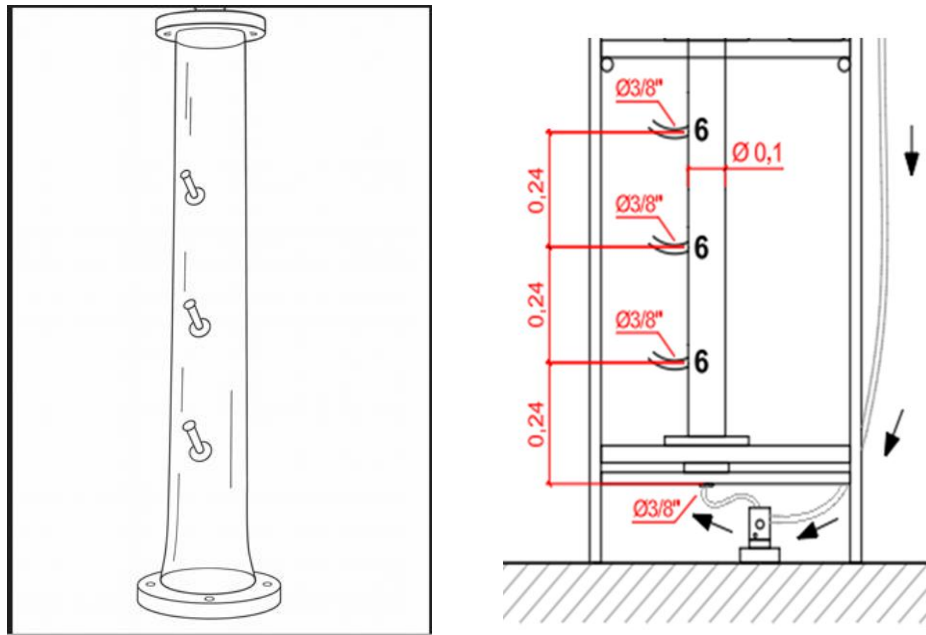
3.2 Zona intermediária

A zona intermediária do reator UASB é composta por uma peça cilíndrica confeccionada em vidro borossilicato, com diâmetro de 0,10 m, altura de 0,70 m e volume aproximado de 5,50 L (cf. Figura A.3). Esta peça encontra-se posicionada entre a peça semicilíndrica (zona inferior), destinada à formação da manta de lodo, e o separador trifásico (zona superior).

Sua função principal é promover o contato intenso entre o afluente ascendente e a manta de lodo anaeróbio, garantindo a digestão da matéria orgânica e a estabilização do processo biológico.

Figura A.3:

Zona intermediária e cotas das mangueiras (portas).

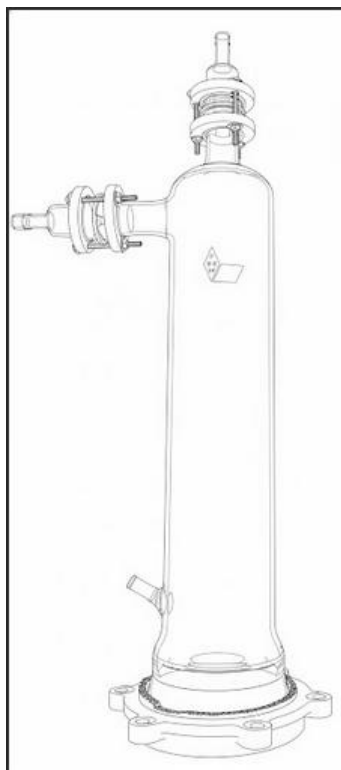


A peça cilíndrica da zona intermediária é provida de mangueiras de amostragem dispostas ao longo de sua altura. A primeira mangueira encontra-se posicionada a 0,09 m acima da junta de conexão com a peça semicilíndrica da zona inferior, a qual possui altura de 0,15 m, totalizando uma cota de 0,24 m a partir da base do conjunto. A partir desse ponto, uma segunda mangueira é instalada a 0,24 m no sentido superior, sendo seguida por uma terceira mangueira posicionada de forma equidistante (0,24 m) ao longo da altura restante da peça cilíndrica. Esse arranjo garante a coleta representativa da biomassa em diferentes níveis da zona intermediária, permitindo a avaliação do gradiente vertical de concentração de lodo. As mangueiras são dotadas de válvulas de fechamento, assegurando a coleta das amostras sem interferir no regime hidráulico e no desempenho do reator.

3.3 Zona superior

Na zona superior do reator encontra-se uma peça cilíndrica confeccionada em vidro borossilicato, integrante do sistema de separação de líquidos e gases (cf. Figura A.4). Essa peça apresenta diâmetro de 0,10 m e comprimento total de 0,98 m, sendo 0,50 m correspondentes à altura útil, com volume de aproximadamente 3,90 L.

Figura A.4:
Campânula da zona superior



O efluente tratado é conduzido para fora do reator por meio de uma saída lateral instalada na região inferior da peça, dimensionada para permitir o escoamento contínuo do líquido tratado. O biogás gerado durante o processo é coletado na parte superior do reator, a qual apresenta formato de campânula, projetada para favorecer a separação das fases líquida e gasosa e direcionar o gás produzido ao sistema de coleta.

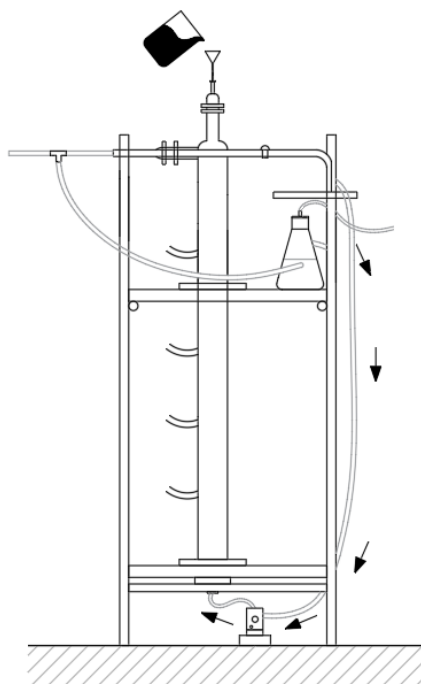
4. PROCEDIMENTO OPERACIONAL PADRÃO (POP)

4.1 Partida do reator

Para iniciar o reator UASB, deve-se proceder à inoculação com lodo anaeróbio correspondente a aproximadamente 10% do volume útil do reator, conforme ilustrado na figura A.5. O inóculo deve ser proveniente de um reator UASB ativo, operado em Estação de Tratamento de Esgoto Doméstico, assegurando a presença de biomassa previamente adaptada às condições anaeróbias do sistema.

Figura A.5:

Inoculação de lodo no Reator UASB.



O reator UASB deve ser iniciado por inoculação com biomassa anaeróbia, conforme Moreira et al. (2020), introduzida no reator vazio. Após a inoculação, mantém-se o período de repouso de 48 horas para eliminação de oxigênio residual e adaptação da biomassa. Em seguida, o reator foi alimentado com vinhaça diluída (DQO 500 mg O₂/L, DBO₅ 238 mg O₂/L, pH 6,5), preenchendo aproximadamente 50% do volume útil (5 L), permanecendo em repouso por mais 24 horas antes do início da operação contínua.

Após a etapa inicial, o reator deve ser preenchido com vinhaça diluída de mesma composição, com o objetivo de promover a adaptação gradual do lodo às características do efluente. Em seguida, durante um período de duas semanas, o sistema deve ser alimentado com vinhaça diluída apresentando DQO de 1.000 mg O₂/L, DBO₅ de 455 mg O₂/L e pH ajustado para 6,5. Posteriormente, o reator deve ser operado por mais uma semana com vinhaça diluída contendo DQO de 1.500 mg O₂/L, DBO₅ de 651 mg O₂/L e pH de 6,5. Em ambas as etapas, o sistema deve ser operado com vazão constante de 20,8 mL/min.

4.2 Alimentação e funcionamento do sistema

O pH da vinhaça de milho bruto situava-se entre 3,5 e 4,36, exigindo correção para valores próximos da neutralidade. A correção foi realizada no reservatório de PVC de 10 L de afluente utilizando solução de hidróxido de sódio 1M, preparada a partir de reagente P.A., até atingir pH inicial de 6,5, condição adequada para o desenvolvimento dos microrganismos anaeróbios.

A vinhaça de milho, bruta ou diluída, com o pH previamente corrigido e armazenada no reservatório, deve ser encaminhada ao tanque de equalização por meio de uma bomba peristáltica Heidolph (modelo Pump Drive PD5002). A vazão de alimentação do sistema deve ser ajustada para 1,25 L/h, sendo controlada por meio do equipamento, com leitura operacional correspondente a 0,0208 L/min.

Funcionamento contínuo do reator UASB

A primeira fase experimental deve ser conduzida ao longo de 250 dias, distribuídos em seis períodos operacionais. Em cada período, devem ser aplicadas Cargas Orgânicas Volumétricas (COV) distintas, expressas em termos de DQO. A alteração da COV deve ser realizada de forma gradativa, conforme o planejamento definido, de acordo com os valores apresentados na Tabela A.1.

Tabela A.1

Concentração do efluente (vinhaça) à entrada, carga orgânica volumétrica, tempo de detenção hidráulico, para cada um dos seis períodos temporais em que decorreu a operação do processo biológico.

Período (dias)	Concentração DQO (mg O₂/L)	COV ((kg O₂/(m³.d))	Tempo de Detenção Hidráulica (TDH)
Período I - 0–20 dias	2.500	7,5	8
Período II - 21–40 dias	5.000	15	8
Período III - 41–60 dias	10.000	30	8
Período IV - 61–80 dias	20.000	60	8
Período V - 81–100 dias	40.000	120	8
Período VI - 101–250 dias	60.000	180	8

4.3 Métodos analíticos

Para garantir a eficiência e a estabilidade do tratamento de vinhaça no reator UASB, deve ser adotado um sistema integrado de monitoramento operacional. Devem ser monitorados, de forma sistemática, os seguintes parâmetros: temperatura, alcalinidade intermediária (AI), alcalinidade parcial (AP), pH, Demanda Química de Oxigênio (DQO) e Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO₅). As análises devem ser realizadas de acordo com os procedimentos descritos no *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater*, 22ª edição (2012), conforme indicado na tabela A.2.

Tabela A.2

Parâmetros monitorizados, referência do método e equipamentos utilizados para essa medição

Parâmetro	Referência	Equipamentos
Temperatura	Método eletrométrico.	pH portátil Sension+
Alcalinidade Intermediária (AI) e Alcalinidade Parcial (AP)	Método de titulação potenciométrica	pH portátil Sension+ Metrohm Herisau Multi-Burette E485 20 ml
pH	Método 4500 B Potenciometria.	pH portátil Sension+
Cor	Método 2120 B Espectrofotométrico.	Espectrofotômetro UV-VIS DR 6000
Turbidez	Método 2130 C Turbidimétrico	Turbidímetro portátil 2100q
DBO ₅	Método 5210 B Respirométrico	Incubadora de DBO ₅
DQO	Método 5220 B Refluxo fechado	Bloco Digestor de DQO Dry Block Espectrofotômetro UV-VIS DR 6000
Sólidos Totais (ST)	Método 2540 G Gravimétrico	Estufa de secagem e esterilização Mod. 320-SE
Sólidos Voláteis Totais (SVT)	Método 2540 G Gravimétrico	Forno mufla KK260 SO 1060 (Linn Elektro Therm):
Sólidos Voláteis Totais (SVT)	Método 2540 G Gravimétrico	Forno mufla KK260 SO 1060 (Linn Elektro Therm):

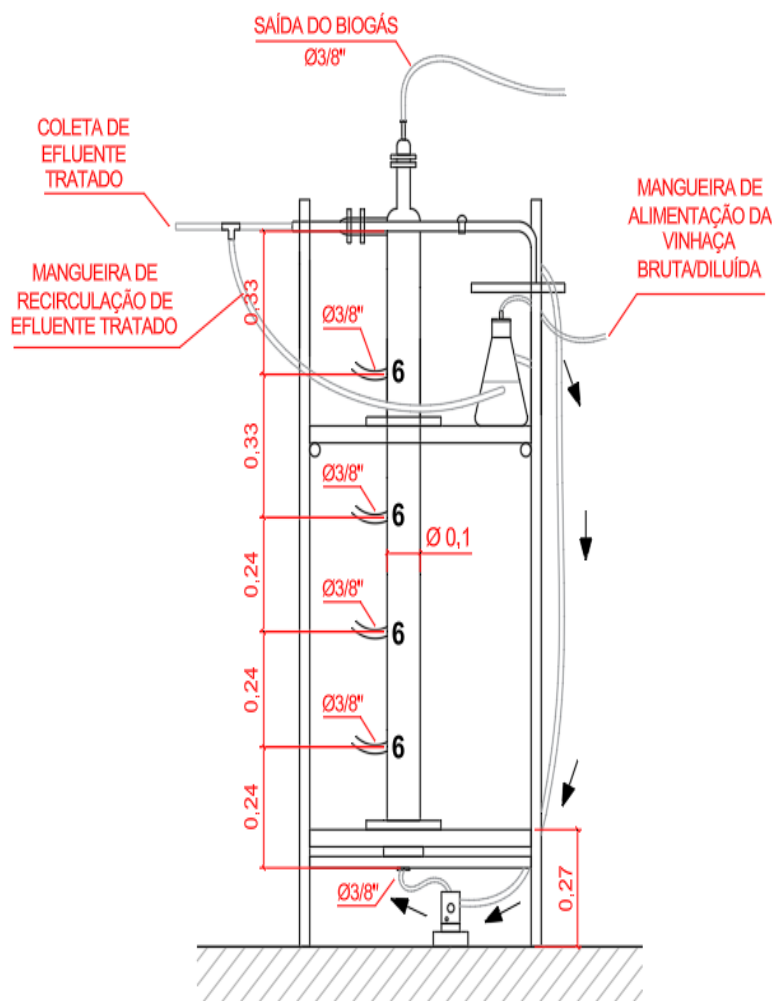
4.4 Coleta de amostras de efluente bruto e tratado, bem como a quantificação do biogás.

A amostragem de efluente em reator UASB deve ser realizada de forma padronizada, com o objetivo de acompanhar o desempenho e a eficiência do sistema de tratamento. As amostras de efluente bruto devem ser coletadas no ponto imediatamente anterior à entrada do reator (reservatório de efluente bruto/diluição), enquanto as amostras de efluente tratado devem ser obtidas no ponto de saída, após o sistema de separação gás-líquido-sólido (cf. Figura A.6).

A coleta deve seguir a frequência estabelecida no plano de monitoramento, mantendo-se a periodicidade constante ao longo da operação do reator. Devem ser utilizados frascos limpos e adequados ao tipo de análise a ser realizada, devidamente identificados com o ponto de amostragem, data e horário da coleta. As amostras devem ser coletadas diretamente nos pontos definidos, evitando contaminações externas e perdas de material, assegurando-se que o sistema esteja operando em regime estável no momento da coleta.

Figura A.6:

Pontos de coletas de amostras no reator UASB



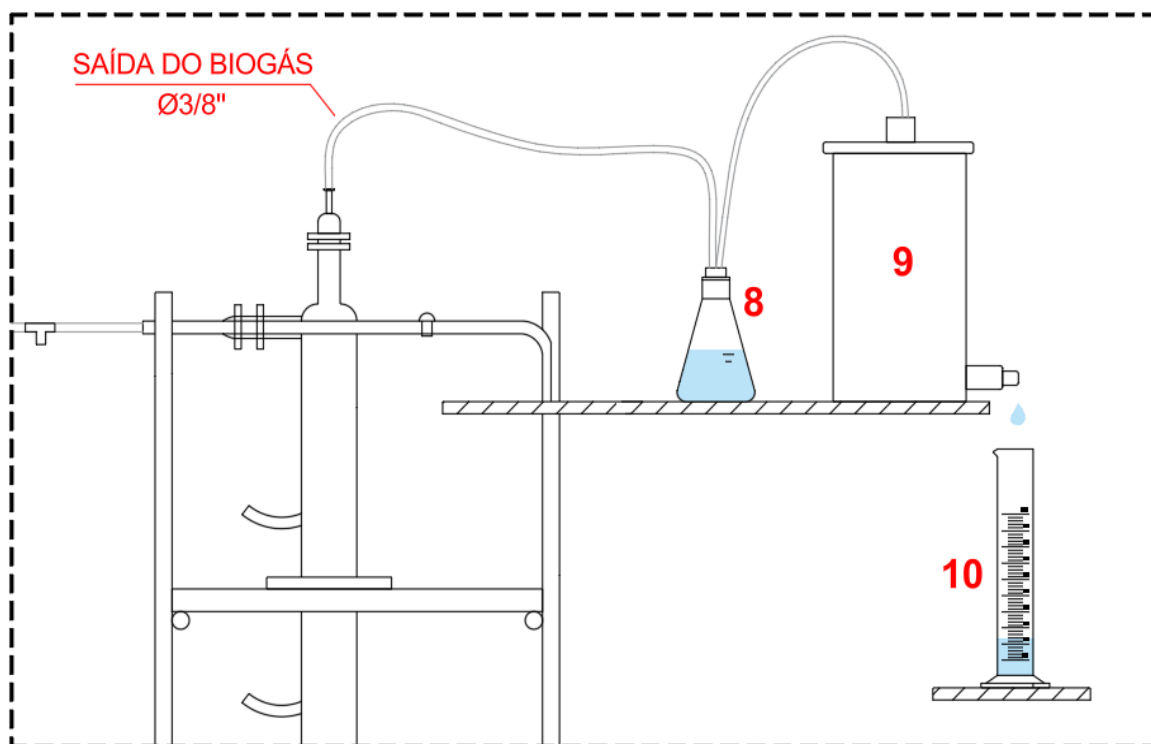
Após a coleta, as amostras devem ser preservadas, armazenadas e transportadas de acordo com os procedimentos recomendados no *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater*, de modo a garantir a integridade das características do efluente até a realização das análises laboratoriais. Todos os dados referentes à coleta, bem como eventuais observações sobre as condições operacionais do reator, devem ser devidamente registrados para fins de controle e rastreabilidade.

O reator UASB deve operar com seis pontos de coleta de amostras, os quais devem ser utilizados para a avaliação do perfil de distribuição da biomassa e para a identificação de possíveis zonas de estratificação ao longo do reator.

A liberação do biogás deve ocorrer por meio da campânula instalada na parte superior do reator. A quantificação do biogás produzido deve ser realizada utilizando o método de Mariotte, acoplado a uma proveta volumétrica, de modo a permitir a medição do volume gerado durante a operação (cf. Figura A.7).

Figura A.7:

Metodologia para *quantificação do biogás*.



4.5 Riscos, falhas comuns e soluções

5.1 Acidificação do reator

Causa: Aumento excessivo da carga orgânica ou baixa alcalinidade.
Solução: Através da diluição, reduzir carga, proporcionar o aumento da alcalinidade com bicarbonato, e elevar tempo de detenção.

5.2 Baixa produção de biogás

Causa: Provocado pelo pH afluente, inadequado, fora da faixa (6,8 a 7,2), temperatura baixa ou inibição por compostos tóxicos.

Solução: Ajustar o pH (6,8), estabilizar temperatura, verificar possível contaminação por compostos tóxicos presentes na vinhaça.

5.3 Arraste de lodo e perda de biomassa

Causa: Velocidade ascensional alta ou variação de vazão.

Solução: Controle e redução da vazão, reconstituição da biomassa (lodo de semeadura), verificar integridade e o funcionamento do difusor.

5.4 *Obstruções e canalizações preferenciais*

Causa: Deposição de sólidos ou falha no preenchimento com esferas.

Solução: Realizar limpeza interna, desobstrução, na placa difusora e esferas de vidro.

5.5 *Mau cheiro ou escape de gases*

Causa: Avaliar a possibilidade de Vazamento na campanula região de coleta de biogas no reator, ou no selo hidrico. Solução: Repor água do selo e inspecionar conexões, mangueiras de interligações..

4.6 Registros operacionais

Todos os dados de operação do reator devem ser registrados em planilhas específicas, contendo obrigatoriamente os horários de coleta, os valores medidos, bem como quaisquer observações e ocorrências operacionais. Estes registros são essenciais para fins de auditoria, controle de qualidade e acompanhamento contínuo do desempenho do sistema.

5. REFERÊNCIAS

APHA; AWWA; WEF. **Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater**. 22^a ed. Washington: American Public Health Association, 2012.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. **ABNT NBR 6023: Informação e documentação – Referências – Elaboração**. Rio de Janeiro, 2018.

BOYLE, R. *A Defence of the Doctrine Touching the Spring and Weight of the Air*. Oxford, 1662.

CHERNICHARO, C. A. L. *Reatores Anaeróbios*. 2^a ed. Belo Horizonte: UFMG, 2007.

METCALF & EDDY. *Wastewater Engineering: Treatment and Resource Recovery*. 5^a ed. New York: McGraw-Hill, 2014.