



EMÍLIO EMÉRSON XAVIER GUIMARÃES FILHO

**OTIMIZAÇÃO ENERGÉTICA NÃO PARAMÉTRICA DE
UMA PLANTA DE BIODIESEL VIA TECNOLOGIA PINCH**



EMÍLIO EMÉRSON XAVIER GUIMARÃES FILHO

OTIMIZAÇÃO ENERGÉTICA NÃO PARAMÉTRICA DE UMA PLANTA DE BIODIESEL VIA TECNOLOGIA PINCH

Trabalho de Conclusão de Curso apresentado ao Curso da Engenharia Química do Centro de Ciências Exatas e Tecnologia da Universidade Federal do Maranhão, como parte dos requisitos para obtenção do diploma de Graduação em Engenharia Química.

Orientador: Prof. Dr. Jaiver Efren Jaimes Figueroa

Émerson Xavier Guimarães Filho, Emílio.

Otimização energética não paramétrica de uma planta de biodiesel via tecnologia Pinch / Emílio Émerson Xavier Guimarães Filho. - 2019.

68 f.

Orientador(a): Jaiver Efren Jaimes Figueroa.

Curso de Engenharia Química, Universidade Federal do Maranhão, São Luís, 2019.

1. Avaliação econômica. 2. Bioeconomia. 3. Integração energética. 4. Simulação. I. Efren Jaimes Figueroa, Jaiver. II. Título.

BANCA EXAMINADORA:

Prof. Dr. JAIVER ÉFREN JAIMES FIGUEROA
Orientador – DEEQ/CCET/UFMA

Prof. Dr. ANTÔNIO CARLOS DALTRO DE FREITAS
DEEQ/CCET/UFMA

Prof. Dr. WENDELL FERREIRA DE LA SALLES
DETEQ/CCET/UFMA

17 de Dezembro de 2019

Dedico este trabalho ao meu avô, Clódsen da Câmara
Guimarães (*in memoriam*).

AGRADECIMENTOS

A Deus, pelo dom da vida. Aos meus pais, Emílio É. X. Guimarães e Lucilene F. C. Guimarães, ao meu irmão, Luiz Felipe C. Guimarães, pelo apoio incondicional nessa jornada, e ainda aos meus avós, Maria Daluz, Luís Magno, Terezinha Xavier e Clódson da Câmara Guimarães (*in memoriam*), por entender que aqueles que vieram antes de mim abriram mão de projetos pessoais em detrimento da busca da melhor qualidade de vida de seus netos. Esse título é vitória de todos nós.

Aos amigos que a vida me presenteou, Felipe R. Caldeira, Erick C. Falcão e Maria Clara C. Braga, e aos amigos que a universidade me trouxe, Julles dos S. Mitoura, Nathalia C. R. Lima, Ronaldo M. M. Costa, Vinicius A. B. Ferreira e Neuzivette C. Abecassis, todos pelos quais nutro profunda admiração e simpatia. Sem vocês, certamente a vida não teria sido tão mais leve.

A Vanessa Sousa Pereira, pelo amor, carinho e por ter compartilhado esta trajetória até aqui, do começo ao fim.

Aos meus professores de judô, Senseis Wanderson e Sérgio Robson por me guiarem no Caminho Suave e me levarem a adotar esta arte como filosofia de vida. “Fortes são aqueles que escolhem a derrota como principal método de aprendizado”.

Ao querido Prof. Dr. Ridvan N. Fernandes, que mais do que livre docente, é exemplo do espírito jovem que almeja estar sempre no combate por melhorias e direitos com altivez.

Ao Prof. Dr. Wendell F. de La Salles que abraçou a ideia da Escola Piloto de Engenharia Química (EPEQ) e nos ajudou a consolidá-la, e ao Prof. Dr. Paulo H. S. L. Coelho que tanto se dispôs na implementação do projeto social “Tutoria em matemática básica para o ensino superior”, que tanto os nossos alunos que ingressam em situação de vulnerabilidade socioeconômica necessitam. Ver, hoje, estes projetos em funcionamento me enchem de enorme alegria e de esperança em um futuro melhor para os alunos, o curso, a universidade.

Aos professores da COEQ que causaram profundos impactos ao longo da minha formação, Profa. Dra. Lâmia Z. Linan, Prof. Dr. Marcelo F. Leonardo, Prof. Dr. Fábio A. C. Florez, Prof. Dr. Antônio C. D. de Freitas e Prof. Dr. Jaiver É. J. Figueroa. Lembrarei dos senhores e senhora com verdadeiro carinho.

Ao meu orientador, Prof. Dr. Jaiver É. J. Figueroa, por ter abraçado a ideia deste trabalho, pelo incentivo, orientação e auxílio.

“Eu não sou do lugar dos esquecidos, não sou da nação dos condenados, não sou do sertão dos ofendidos, você sabe bem. Conheço o meu lugar.”

Antônio Belchior

GUIMARÃES, E. E. X. F. **Otimização energética não paramétrica de uma planta de biodiesel via tecnologia Pinch**. 2019. 68 f. Trabalho de Conclusão de Curso de Engenharia Química do Centro de Ciências Exatas e Tecnologia da Universidade Federal do Maranhão, São Luís, 2019.

RESUMO

O biodiesel é um biocombustível produzido convencionalmente pelo processo de transesterificação de óleos vegetais e apresenta elevado consumo energético proveniente de uma grande quantidade de processos que demandam resfriamento e aquecimento. Nesse sentido, esse trabalho propõe-se a analisar os impactos econômicos da implementação da integração energética, através da tecnologia Pinch, para fins de reaproveitamento de calor residual da planta e redução do consumo de utilidades. Empregou-se os *softwares* AspenPlus v8.8 e EDR para simular e projetar os trocadores de calor, respectivamente. Adotou-se uma planta de biodiesel disponibilizada pelo software AspenPlus v8.2 e conciliou-se com dados oriundos da síntese de processo de biodiesel simulada por Quelhas (2012). Em seguida, selecionou-se os alvos energéticos a serem integrados e construiu-se os diagramas de temperatura e cascata, adotando o EDR para calcular a vazão mínima da corrente de utilidade nos trocadores e o preço de construção, úteis para a avaliação econômica, onde considerou-se uma operação industrial de 8000 horas por ano e com preço fixo para as correntes de utilidade do processo. Foram identificadas 7 zonas energéticas e o ponto Pinch, ponto este que indica a ocorrência da ótima troca térmica, além da necessidade de quatro trocadores de calor para o completo reaproveitamento térmico das correntes analisadas. Com a implementação da análise Pinch, o reaproveitamento do calor residual da planta proporcionou uma redução da demanda de 64,60% para as utilidades quentes e 84,70% para as utilidades frias. O custo de investimento para a planta não integrada foi de US\$81.035,00 e de US\$92.270,00 para a planta integrada, representando um aumento de aproximadamente 13,86%. Por fim, os custos operacionais anualizados, referentes ao consumo de utilidades, registraram um valor de US\$1.138.320,52 para o processo convencional e de US\$315.280,00 para a planta energeticamente integrada, correspondendo a uma redução de 72,30%. Estes valores foram obtidos com base nas estimativas de cálculo utilizadas.

Palavras-chave: Bioeconomia. Simulação. Integração energética. Avaliação econômica.

GUIMARÃES, E. E. X. F. **Nonparametric energy optimization of a biodiesel plant via Pinch technology**. 2019. 68 p. Graduation Work (Graduation in Chemical Engineering) – Curso de Engenharia do Centro de Ciências Exatas e Tecnologia da Universidade Federal do Maranhão, São Luís, 2019.

ABSTRACT

Biodiesel is a renewable biofuel produced conventionally by transesterification process of vegetable oils and demanding high energy consumption from a large number of processes involving cooling and heating. In this meaning, this work proposes to analyze the impacts of energy integration implementation via Pinch Technology technique, for the purpose of reuse the waste heat of the plant and reduction of utility consumption. AspenPlus v8.8 and EDR softwares were used to simulate the plant and to design the heat exchangers, respectively. A biodiesel plant available on AspenPlus v8.2 as a template was adopted and conciliated with a process synthesis of biodiesel developed by Quelhas (2012). Then, the targets were selected to be integrated and the temperature diagram and heat cascade were built, adopting EDR to calculate the minimum flow rate for the utility streams and also the costs for the heat exchanger design, needed for the economic evaluation while considering an industrial operation of 8000 hours per year and fixed price for the costs of utility streams. Seven energetical zones were identified and also the Pinch point, indicating the occurrence of the optimal heat exchange, and also the necessity of four heat exchangers for the complete thermal reuse of the analyzed streams. With the implementation of Pinch analysis, the reuse of waste heat of the plant resulted in a reduction of 64,60% for the hot streams and 84,70% for the cold streams. The cost of investment for the non-integrated plant was US\$81.035,00 and of US\$92.270,00 for integrated plant, representing an increasing of approximately 13,86%. Lastly, the annualized operational costs, concerning about the utility consumption, registered a value of US\$1.138.320,52 for the conventional process and of US\$315.384,88 for the energetically integrated plant, corresponding to a 72,30% of reduction.

Keywords: Bioeconomy. Simulation. Energy integration. Economic evaluation.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 – Reação de transesterificação	06
Figura 2 – Comparativo do consumo de matérias-primas para a produção de biodiesel	07
Figura 3 – Fluxograma de produção de biodiesel.....	10
Figura 4 – Trocadores de calor. (a: escoamento paralelo; b: contra-corrente; c: trocador de placas em fluxo cruzado).....	13
Figura 5 – Perfil de temperatura em trocadores. (a: escoamento paralelo; b: escoamento contracorrente).....	13
Figura 6 – Esquema de um trocador casco-tubo.....	15
Figura 7 – Tipos de disposição das chicanas em trocadores casco-tubo	15
Figura 8 – Arranjos geométricos para tubos.....	16
Figura 9 – Determinação do $\Delta T_{mín}$	18
Figura 10 – Curvas compostas.....	19
Figura 11 – Cascata de calor.....	20
Figura 12 – Fluxograma para a HEN.....	22
Figura 13 – Fluxograma de produção de biodiesel o AspenPlus v8.8	26
Figura 14 – Síntese da metodologia empregada	31
Figura 15 – Diagrama de temperaturas do processo.....	33
Figura 16 – Diagrama combinatório para as correntes acima do Pinch	35
Figura 17 – Configuração esperada para a rede de trocadores da planta	35
Figura 18 – Planta de biodiesel simulada com integração energética	39
Figura 19 – Custo operacional anualizado da planta	43
Figura 20 – Custo de investimento referente aos trocadores de calor	43

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 – Oleaginosas cultivadas no Brasil com potencial para a produção de biodiesel.....	07
Tabela 2 – Consumo de matérias-primas por mês no Brasil em 2018	08
Tabela 3 – Custo de utilidades.....	24
Tabela 4 – Caracterização dos componentes adotados a simulação.....	25
Tabela 5 – Blocos utilizados e suas funcionalidades.....	28
Tabela 6 – Descrição das principais correntes.....	29
Tabela 7 – Configurações padrão do EDR	31
Tabela 8 – Alvos energéticos.....	33
Tabela 9 – Diagrama de cascata e cascata acumulada	34
Tabela 10 – Síntese energética das correntes	36
Tabela 11 – Redução do consumo de utilidades do processo.....	36
Tabela 12 – Descrição das correntes de utilidade.....	37
Tabela 13 – Parâmetros de design dos trocadores e custos de construção	37
Tabela 14 – Valores mínimos de utilidades corrigidos pela simulação	39
Tabela 15 – Descrição das correntes integradas.....	40
Tabela 16 – Descrição das correntes de utilidades após integração	40
Tabela 17 – Parâmetros de design e custos de construção após integração	41
Tabela 18 – Custos de utilidades para a planta convencional (sem integração).....	42
Tabela 19 – Custos de utilidades para a planta energeticamente integrada.....	42

SUMÁRIO

FOLHA DE APROVAÇÃO.....	ii
DEDICATÓRIA.....	iii
AGRADECIMENTOS.....	iv
EPÍGRAFE.....	v
RESUMO.....	vi
ABSTRACT.....	vii
LISTA DE FIGURAS.....	viii
LISTA DE TABELAS.....	ix
SUMÁRIO.....	x
1 INTRODUÇÃO.....	01
2 OBJETIVOS.....	04
2.1 Objetivos gerais.....	04
2.2 Objetivos específicos.....	04
3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	05
3.1 Biodiesel.....	05
3.1.1 Óleos e gorduras.....	05
3.1.2 Processo de produção por transesterificação.....	09
3.2 Simulação de processos.....	10
3.3 Otimização de processos.....	11
3.4 Trocadores de calor.....	12
3.4.1 Trocadores do tipo casco-tubo.....	14
3.5 Integração energética.....	16
3.5.1 Análise Pinch.....	17
3.5.1.1 Método gráfico.....	19
3.5.1.2 Método algébrico.....	20
3.5.1.3 Projeto da rede de trocadores de calor.....	21
3.6 Avaliação econômica de processos.....	22
4 METODOLOGIA.....	25
4.1 Ferramenta de simulação - Aspen Plus v8.8.....	25
4.2 Alvos energéticos e integração.....	30
4.3 Projeto e avaliação dos trocadores de calor.....	30
4.4 Análise econômica.....	31

5	RESULTADOS E DISCUSSÃO.....	32
5.1	Integração energética.....	32
5.2	Rede de trocadores de calor.....	36
5.2.1	Sem integração.....	36
5.2.2	Com integração.....	37
5.3	Avaliação econômica.....	41
6	CONCLUSÃO.....	44
	SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS.....	45
	REFERÊNCIAS.....	46
	APÊNDICE A.....	51
	APÊNDICE B.....	53
	APÊNDICE C.....	54
	APÊNDICE D.....	55

1 INTRODUÇÃO

O combustível diesel é obtido como uma fração oriunda do refino do petróleo, tendo sido inicialmente considerada como resíduo na produção. No entanto, como apresenta Aboelazayem, Gadalla e Saha (2018), atualmente é o produto do petróleo mais consumido em relação aos demais, sendo amplamente utilizado para geração de energia e para o setor de transporte: seja doméstico, grandes máquinas agrícolas ou caminhões.

A necessidade de se obter substitutos para os combustíveis fósseis através do desenvolvimento de recursos renováveis é uma das grandes tarefas do século XXI. A elevada octanagem do diesel implica em uma alta emissão de dióxido de carbono (CO_2) e demais gases que contribuem ao efeito estufa, gerando impactos socioambientais negativos. Outro problema, é o fato de que grandes economias globais, como Espanha, Alemanha, França e demais países europeus, não apresentam grandes reservas disponíveis de petróleo, o que atenta contra a segurança energética e torna suas economias mais suscetíveis a eventuais déficits na oferta do produto, seja proposital ou não.

No Brasil, o Ministério de Minas e Energia (MME) divulgou através do Balanço Energético Nacional (BEN) que para o ano de 2017, um total de 36,4% do uso total de energia era advinda do uso de petróleo e derivados. Se somado ao gás natural, o percentual chega a 49,3%, ou seja, quase metade da matriz energética brasileira era de fontes não renováveis. Ainda de acordo com o relatório, as indústrias brasileiras foram responsáveis por 18,9% das emissões de CO_2 naquele ano.

Os biocombustíveis, que se utilizam da biomassa vegetal e animal para fins energéticos, são apresentados como uma alternativa aos combustíveis fósseis. O Brasil, como um grande produtor agrícola, gera uma enorme – e contínua – quantidade de biomassa. De acordo com Ferrés (2010), o biodiesel a partir do óleo de soja apresenta uma redução de 57% nas emissões em relação ao diesel, no que se refere ao lançamento de gases do efeito estufa, dentre eles o CO_2 e óxidos de enxofre (SO_x), além de apresentar a menor quantidade de hidrocarbonetos não consumidos durante o processo de combustão, que viriam a reagir com o enxofre remanescente e vapor d'água dando origem ao ácido sulfúrico, por exemplo.

Como citado anteriormente, a implementação do biodiesel no mundo se apresenta como uma alternativa aos países que não dispõem de reservas suficientes de petróleo para o abastecimento interno, atendendo a necessidade de segurança energética e da utópica, para os padrões atuais, autossuficiência energética. Estes fatores fazem do Brasil um exportador em potencial desse biocombustível.

Visando inserir o biodiesel na matriz energética, o governo brasileiro lançou em 2004 o Programa Nacional de Produção e Uso do Biodiesel (PNPB). Desde 2008, após a aprovação da lei n. 11.097/2005, denominada “Lei do Biodiesel”, a mistura desse biocombustível ao diesel é obrigatória no país, chegando a compor até 10% da mistura em março de 2018, o que desencadeia investimentos na área. O Brasil, como forte produtor de grãos e detentor de extensa área disponível para cultivo e clima favorável para o plantio e extração de óleo vegetal, tais como soja, canola e milho, esbarra ainda com o empecilho do alto custo econômico do óleo bruto (Nichel, 2015).

Faz-se mister ressaltar a alta produtividade do Brasil com respeito as matérias-primas citadas anteriormente, em particular a soja. A busca por técnicas de otimização e intensificação de processos urge da necessidade de viabilizar economicamente estas plantas químicas, de modo que os custos operacionais e de implementação do processo sejam reduzidos e permitam criar um cenário em que não apenas o preço do óleo seja compatível com os custos e gere lucro à refinaria, mas também a redução em termos energéticos, reacionais, de design, e etc.

A síntese de processos se traduz como o resultado final do estudo do processamento da planta, fundamentado a partir das subáreas da engenharia química como termodinâmica, engenharia das reações químicas, operações unitárias e fenômenos de transporte. O biodiesel, pode ser obtido a partir de uma vasta gama de óleos vegetais e de rotas processuais. Cada processo, portanto, apresenta suas particularidades que irão variar de acordo com as propriedades físico-químicas dos reagentes e insumos da produção. Softwares, como o Aspen Plus v8.8 são ambientes virtuais bastante utilizados para a simulação destes processos, devido a sua ampla difusão no meio acadêmico.

Para otimizar um processo é necessário identificar o problema, quantificar seu potencial de melhoramento, os empecilhos para se atingir o resultado desejado, selecionar o método adequado e avaliar seus resultados. Dentre as técnicas de otimização, a integração energética, mais especificamente a tecnologia (ou análise) Pinch, visa minimizar o consumo de energia utilizada pra troca térmica, calculando com base termodinâmica os chamados “alvos” em potencial para tal e verificando a possibilidade da integração, sendo desenvolvida por Linnhoff e Hindmarsh (1983), passando a ser reconhecida no setor industrial após obter êxito em integrar energeticamente uma planta de pré-aquecimento do petróleo bruto.

As aplicações simples de balanços de massa e energia, além da termodinâmica no que se refere aos conceitos de entalpia e transferência de calor para a aplicação da análise Pinch Ihe denota um caráter simples, mas que pode trazer consigo grandes impactos na redução de utilidades quentes e frias dentro do processo ao se propor implementar uma rede de trocadores

de calor operando de modo que as correntes frias e quentes sejam compensatórias em um ponto ótimo.

De maneira geral, o processo de biodiesel apresenta inúmeras etapas de aquecimento e resfriamento. Trabalhos como os de Lazarini et al. (2016) e Ocamoto et al. (2018) apresentaram, respectivamente, aproximadamente 39,50% e 76,75% de redução no consumo de utilidades após a aplicação da análise Pinch, significando que a integração energética aplicada à produção de biodiesel é algo que deve ser levado em conta, seja no projeto, seja no melhoramento da planta já existente.

2 OBJETIVOS

2.1 Objetivo geral

Simular uma planta de biodiesel no software Aspen Plus v8.8, realizar a integração energética através da análise Pinch e avaliar economicamente os impactos gerados através da comparação entre os custos da planta convencional e o da planta otimizada, desde o ponto de vista térmico.

2.2 Objetivos específicos

- Simular uma planta de biodiesel no software Aspen Plus v8.8;
- Determinar os alvos energéticos e aplicar a análise Pinch;
- Dimensionar os trocadores de calor da rede implementada no software EDR e determinar seu custo de construção, antes e após a integração energética;
- Apresentar um comparativo econômico entre o custo operacional e de investimento, antes e após a integração energética;

3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1 Biodiesel

O biodiesel é um combustível líquido renovável empregado em motores diesel, oriundo de biomassa vegetal ou animal e sendo apontado como um possível substituinte deste combustível fóssil, visando suprir a demanda global por energia e segurança energética (Amin, 2019).

No que se refere à esta demanda global no âmbito energético, países como a Alemanha se destacaram na busca por fontes renováveis. Feres (2010) destaca um interesse especial do país europeu em acordos comerciais futuros com o Brasil, grande produtor de grãos e por consequência, grande e contínuo gerador de biomassa para a produção de biocombustíveis, uma vez que a Alemanha apresenta uma escassez natural em relação ao petróleo.

Os óleos vegetais são apontados como a principal matéria-prima para a produção deste biocombustível, apresentando elevada degradabilidade e toxicidade em relação ao diesel, apresentando reduções significativas no que se refere a emissão do dióxido de carbono e outros gases (Li et al., 2015), o que trivialmente implica em menor impacto social e ambiental.

O elevado custo na produção, de cerca de 1,5 a 3 vezes superior ao petrodiesel (Kianimanesh, Aghdam e Derakhshan, 2017), se apresenta como o principal empecilho para a ampla comercialização. Sendo assim, soluções economicamente viáveis para reduzir as emissões de gases do efeito estufa, como o CO₂, consistem no emprego de misturas biodiesel/diesel em motores em porcentagens geralmente entre 2% e 20%.

3.1.1 Óleos e gorduras

O Brasil, país de dimensões continentais, possui vasta área disponível para o cultivo vegetal e animal. Os óleos vegetais constituem a matéria-prima mais convencional (Wu et al., 2015). Não obstante, é perceptível que as variáveis que se relacionam para a escolha do óleo vão além de sua caracterização físico-química, sendo também decidida do ponto de vista comercial.

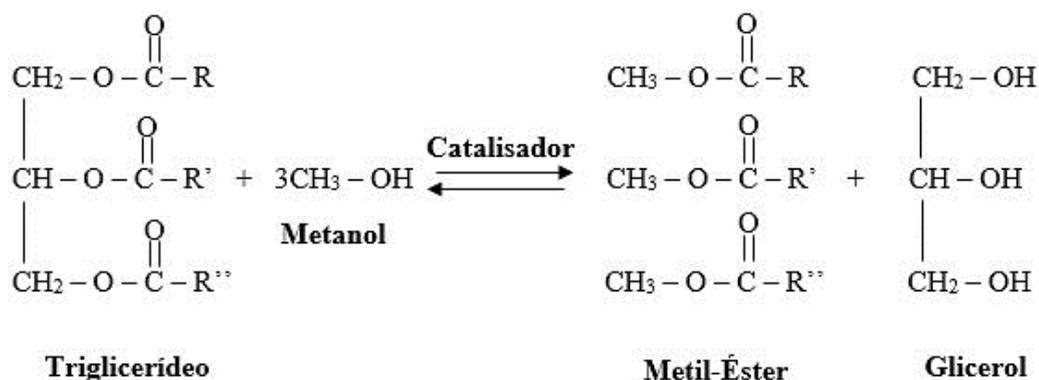
O estímulo fornecido pelo governo brasileiro por intermédio da criação do PNPB (Programa Nacional de Produção e Uso do Biodiesel, portaria n.720 de 2002) em prol da produção de biodiesel utilizando óleos vegetais que gerassem inclusão social da inserção dos pequenos produtores a partir de potencialidades regionais por via de benefícios fiscais é um dos exemplos, apesar do país ser, desde de 2004, um dos líderes globais em produção de soja,

exportando mais de 11,8 milhões de toneladas do óleo em 2016 (Cotini et al., 2018). Não obstante, esta mesma portaria foi responsável pela inclusão definitiva do biodiesel na matriz energética brasileira, obrigando a inclusão de 2% (v/v) do mesmo na mistura com o diesel petrolífero naquele ano.

No que se refere ao emprego do óleo vegetal em motores, a elevada viscosidade do óleo vegetal, o caráter poliinsaturado da molécula, consequência das ligações duplas entre carbonos, além da baixa volatilidade contribuem para o fenômeno da combustão incompleta durante a queima. Como afirma Lehmann (2015), implicando em redução da potência do motor devido ao consumo deficiente do combustível, emissão de hidrocarbonetos, matérias particuladas e maior quantidade gerada de gases poluentes.

A reação de transesterificação visa solucionar este problema, sendo o método mais comum empregado na produção de biodiesel e consistindo na quebra das ligações triglicéridicas, convertendo-os a ésteres, na presença de um álcool e usualmente de um agente catalisador básico (Nichel, 2015), como mostra a figura 1. Na imagem, R, R' e R'' simbolizam as cadeias de ácidos graxos.

Figura 1: Reação de transesterificação.



Adaptado de: Quelhas (2012, p.5).

A tabela 1 apresenta as principais oleaginosas cultivadas no Brasil e seus potenciais na produção de biodiesel (Ramos et al., 2017). Como o próprio autor expõe, a “seleção da matéria prima possui forte impacto sobre o custo de produção [...]. Em meados da década de 90, cerca de 60-75% do custo era devido à matéria-prima, porém, atualmente esse valor pode atingir até 85% do custo final”. Sendo assim, faz-se necessário ponderar não apenas o potencial regional, como fez o PNPB, mas os potenciais energéticos dos respectivos óleos gerados por unidade de área.

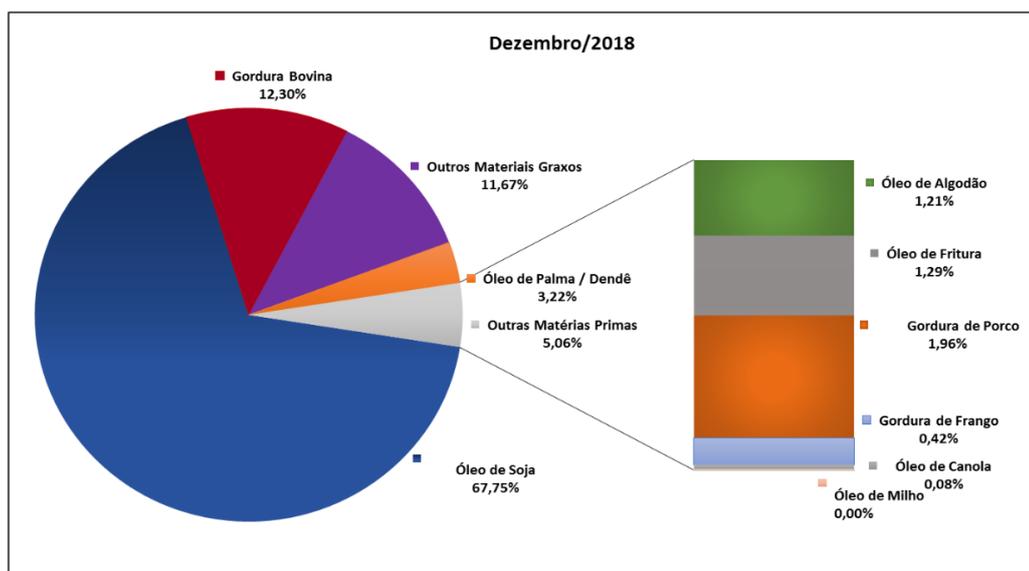
Tabela 1 – Oleaginosas cultivadas no Brasil com potencial para produção de biodiesel.

Cultivas	Óleo (%)	Cultivo	Rendimento de óleo (kg/ha)
Palma (fruto)	22	Perene	2000-8000
Pinhão manso	38	Perene	1200-1500
Babaçu	60	Perene	120
Mamona	39,6-59,8	Anual	470
Amendoim	40-60	Anual	788
Girassol	40-47	Anual	774
Soja	18-21	Anual	560
Colza	34-40	Anual	570
Algodão (caroço)	18-20	Anual	361

Fonte: Ramos et al. (2017, p.11).

A Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis (ANP) publicou o perfil nacional do consumo de matérias-primas para a produção de biodiesel no ano de 2018. Na série, nota-se a predominância do óleo de soja ao longo de todo o ano entre 65,98% e 74,99% na média nacional. A tabela 2 e a figura 2 apresentam os valores divulgados na íntegra.

Figura 2: Comparativo do consumo de matérias-primas para a produção de biodiesel.



Fonte: ANP, (2018).

Tabela 2 – Consumo de matérias-primas por mês no Brasil em 2018.

Matéria-prima	jan/18	fev/18	mar/18	abr/18	mai/18	jun/18	jul/18	ago/18	set/18	out/18	nov/18	dez/18
Óleo de Soja	65,98%	67,73%	69,55%	70,26%	74,99%	73,21%	71,49%	74,14%	69,27%	68,60%	66,97%	67,75%
Gordura Bovina	18,01%	14,11%	14,52%	13,00%	11,52%	12,93%	12,03%	11,80%	13,28%	12,81%	12,59%	12,30%
Óleo de Algodão	0,52%	0,16%	0,01%	0,01%	0,01%	0,10%	1,00%	1,25%	2,01%	2,31%	1,85%	1,21%
Outros Materiais Graxos	9,22%	10,80%	9,66%	9,91%	7,85%	7,90%	8,76%	6,96%	10,36%	11,60%	12,17%	11,67%
Óleo de Fritura	1,20%	1,83%	1,86%	1,92%	1,83%	1,75%	1,94%	1,90%	1,53%	1,40%	1,37%	1,29%
Gordura de Porco	2,57%	2,42%	2,15%	2,16%	1,82%	2,44%	2,28%	2,41%	2,08%	1,48%	1,96%	1,96%
Gordura de Frango	0,93%	1,30%	1,26%	1,41%	0,93%	1,04%	1,18%	0,67%	0,32%	0,35%	0,35%	0,42%
Óleo de Palma/ Dendê	1,31%	1,44%	0,86%	1,19%	0,96%	0,52%	1,21%	0,70%	1,01%	1,15%	2,45%	3,22%
Óleo de colza/canola	0,08%	0,02%	0,00%	0,00%	0,00%	0,00%	0,00%	0,00%	0,07%	0,41%	0,21%	0,08%
Óleo de Amendoim	0,00%	0,00%	0,00%	0,00%	0,00%	0,00%	0,00%	0,00%	0,00%	0,00%	0,00%	0,00%
Óleo de Girassol	0,00%	0,00%	0,00%	0,00%	0,00%	0,00%	0,00%	0,00%	0,00%	0,00%	0,00%	0,00%
Óleo de Mamona	0,00%	0,00%	0,00%	0,00%	0,00%	0,00%	0,00%	0,00%	0,00%	0,00%	0,00%	0,00%
Óleo de Nabo-Forageiro	0,00%	0,00%	0,00%	0,00%	0,00%	0,00%	0,00%	0,00%	0,00%	0,00%	0,00%	0,00%
Óleo de Milho	0,18%	0,18%	0,13%	0,14%	0,10%	0,11%	0,10%	0,17%	0,07%	0,07%	0,01%	0,00%

Fonte: ANP, 2018.

3.1.2 Processo de produção de biodiesel por transesterificação

Dado o seu caráter simples, a reação de transesterificação é amplamente empregada industrialmente (Texeira e Pereira, 2016). Conforme apresentado na figura 1, a reação de transesterificação dar-se-á pela quebra da molécula de triglicerídeo presente nos óleos vegetais, gerando a glicerina e o metil éster (caso o metanol seja empregado). Este último, por sua vez, constitui o nosso produto de interesse e apresenta menor viscosidade em relação ao óleo inicial.

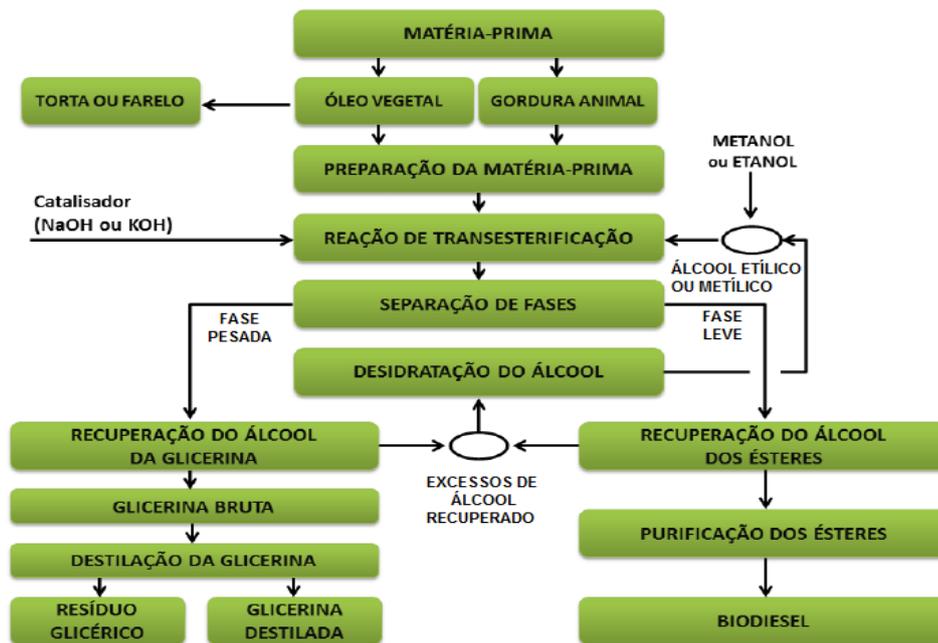
O álcool reagente empregado na reação, a exemplo do metanol, possui a função de atacar as ligações simples entre carbonos na molécula de triglicerídeo, quebrando-a e doando átomos de hidrogênio para estabilizá-la. Em geral, uma solução alcalina, frequentemente constituída por hidróxido de potássio (KOH) ou hidróxido de sódio (NaOH) servirá como catalisador da reação. Do ponto de vista cinético, o catalisador servirá para diminuir a energia de ativação necessária para alongar suas ligações e quebra-las (Levenspiel, 2000), permitindo que um novo e momentâneo ambiente instável promova a realização de novas ligações e, como consequência, iremos requerer menos tempo de operação em reatores para se obter o resultado desejado.

A etapa de reação e purificação do processo são fundamentais. De acordo com Texeira, e Pereira (2016), a temperatura de 45 °C em reatores tende a apresentar valores ótimos. As autoras ainda explicitam que, de acordo com a Embrapa, a reação pode se processar entre 25°C e 70°C, próximo do ponto de ebulição do álcool (Tebas et al., 2017). Novamente, desde o ponto de vista cinético, quanto maior a temperatura, mais rápida se processará a reação devido ao aumento de energia cinética que favorecerá as colisões entre as moléculas (Levenspiel, 2000), no entanto, temperaturas superiores podem ocasionar a evaporação do álcool, reduzindo o rendimento da reação.

A figura 3 apresenta um diagrama de blocos para a produção de biodiesel. Nas etapas de preparação da matéria-prima, recuperação do álcool e glicerina e recuperação do álcool dos ésteres, geralmente operações unitárias que envolvem transferência de calor como trocadores de calor são utilizadas para adaptar os reagentes às condições ótimas dentro de reatores, e colunas de destilação para a separação das fases. Esta afirmação pode ser corroborada ao analisar trabalhos recentes, como os de Plesu et al. (2015) e Almentero e Marimon (2017).

Em virtude disso, nos últimos anos, trabalhos na área de integração energética, como é o caso de todos os citados anteriormente, vêm aplicando esforços na tentativa de reaproveitar o calor gerado na planta, além de melhores condições nos reatores visando o aumento de conversão de reagentes em produtos.

Figura 3: Fluxograma de produção de biodiesel.



Fonte: Dores et al. (2017, p.28).

3.2 Simulação de processos

A simulação de processos consiste na criação de ambientes virtuais, proporcionados por softwares, que permitam analisar sistemas reais e resolver problemas, sendo amplamente utilizado no setor industrial, proporcionando redução de custos, maior eficiência, maior conhecimento acerca dos fenômenos envolvidos em um processo e a possibilidade de testar novos cenários (Alberti, Furtado e Kipper, 2015).

Assim, os ambientes de simulação fornecem simplificações da realidade, extremamente válidas, pois se aproximam do comportamento real e fornecem resultados rápidos e seguros, sem a necessidade de se parar a produção e realizar testes na planta. Para tal, componentes químicos, modelos termodinâmicos que descrevam as interações, operações unitárias e a realização de cálculos que envolvam balanços de massa e energia se fazem presentes nos simuladores voltados à engenharia química (Torres, 2015). Simuladores comerciais como o Aspen Plus v8.8, produzido pela Aspen Tech, e o DWSIM, de acesso livre, são alguns exemplos.

Outro ambiente de simulação relevante é o “Aspen Exchanger Design and Rating v8.8” (EDR) para o dimensionamento de trocadores de calor. Na interface principal desta ferramenta é possível selecionar a localização do fluido quente (casco ou tubo), o diâmetro externo do tubo, espessura, geometria, o tipo de defletor e sua orientação (horizontal/vertical)

e ainda o material de construção do trocador. Posteriormente, aloca-se os valores de vazão mássica, temperatura de entrada e saída, pressão interna dos tubos, fração de entrada e saída de vapor, calor trocado, fator de incrustamento e queda de pressão permissível nos tubos. A partir destes valores e parâmetros, o *software* calcula as duas principais variáveis de interesse neste trabalho: o custo de construção do trocador de calor e a vazão mássica requerida de utilidade.

3.3 Otimização de processos

A otimização de processos engloba métodos matemáticos e de análise visando melhorar situações já existentes, propondo-se a reconfigurar processos na tentativa da redução de custos, matérias-primas, insumos, tempo de processo e demais variáveis, e, portanto, vem sendo crucial para o crescimento industrial (De Souza e Manzela, 2015).

É essencial que os problemas de otimização sejam instituídos após a definição de uma função objetivo que consiste em uma função cuja maximização (ou minimização) gere resultados expressivamente desejados. Quando a função objetivo trata-se da lucratividade de uma indústria, deseja-se otimizá-la de modo a atingir seu máximo (Santos et al., 2016). Duas abordagens de otimização são atribuídas pelo autor como as mais relevantes no âmbito da engenharia química: a otimização topológica e a paramétrica.

De forma geral, a otimização topológica é frequentemente relacionada ao “layout” de processos (Nascimento, 2019). Portanto, é associada ao rearranjo de equipamentos, métodos alternativos para processos de separação, mudanças nas configurações de reatores e viabilidade em integração energética. A abordagem paramétrica, por sua vez, é direcionada aos parâmetros intrínsecos ao elemento (Lima, 2011). No contexto dos processos químicos, verifica-se que estes parâmetros são, muitas das vezes, variáveis operacionais como temperatura, pressão e composição das correntes, conversão em reatores, recuperação de reagentes, razão de refluxo em colunas de destilação, etc.

Visando otimizar uma planta química, faz-se necessário organizar um conjunto de dados prévios para que seja possível definir um ponto de partida. Em casos onde análises prévias já foram realizadas e constatou-se, por exemplo, uma potencial possibilidade de se alterar a configuração de um reator, é fundamental incluí-la como um ponto de partida (Turton et al., 2009). No que se refere ao processo de biodiesel via transesterificação, o trabalho de Costa et al., (2015) explicita que no processo produtivo de biodiesel visa-se a redução dos

custos com matéria-prima, energia e separação dos coprodutos, sendo a busca por otimizações algo imprescindível.

Outros trabalhos que tratam da otimização energética em plantas de biodiesel e apresentaram resultados satisfatórios podem ser aqui citados, como em Lazarini et al. (2016), que determinou uma redução no consumo de utilidades para fins energéticos de 43,00% para as utilidades quentes e 36,00% para as utilidades frias, e Ocamoto et al. (2018), que reduziu o consumo de utilidades em 79,3% para as utilidades quentes e 74,2% para as utilidades frias. A contribuição científica de diversos trabalhos acerca do biodiesel em sua redução de consumo energético, partindo de diferentes rotas e matérias-primas, enriquecem a literatura e dão maior ênfase na aplicabilidade de técnicas de otimização nestas plantas.

3.4 Trocadores de calor

O mecanismo físico da transferência de calor entre fluidos se dará pelo gradiente térmico que exerce o papel de força motriz e que desencadeia a transferência de calor do fluido mais quente ao mais frio. Este mecanismo pode ser explicado através da segunda lei da termodinâmica. Atkins e de Paula (2012) discutem o que denominam por “o sentido da mudança espontânea”, onde apresentam que qualquer sistema não isolado tende a um estado de energia mínima através de sua distribuição pelo espaço, e que este é naturalmente regido pela entropia.

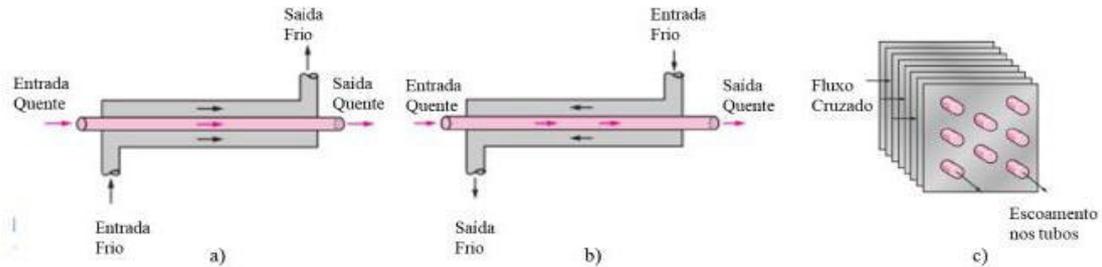
Neste contexto, trocadores de calor são equipamentos designados para a finalidade de troca térmica entre dois fluidos que se encontram usualmente separados por uma superfície sólida, também conhecida como a área de troca térmica, e é classificado quanto ao modelo de escoamento e ao tipo de construção (Incropera et al., 2016).

Os modelos de escoamento mais simples são os de escoamento paralelo e contracorrente; a respeito do tipo de construção, Costa, (2018) justifica que os principais tipos são os “tubulares, de placa, aletados (placa ou tubos) e os regenerativos”. A figura 4 apresenta alguns exemplares.

No escoamento em paralelo, as correntes quente e fria adentram no trocador e fluem na mesma direção. Em contracorrente, porém, as correntes adentram em polos diferentes do equipamento e fluem em sentidos opostos. Kern (1950) aponta que este último arranjo é preferível em relação ao primeiro, justificando-o como um modelo de melhor eficiência na troca térmica. No entanto, generalizações como esta aplicadas a processos químicos reais podem ser

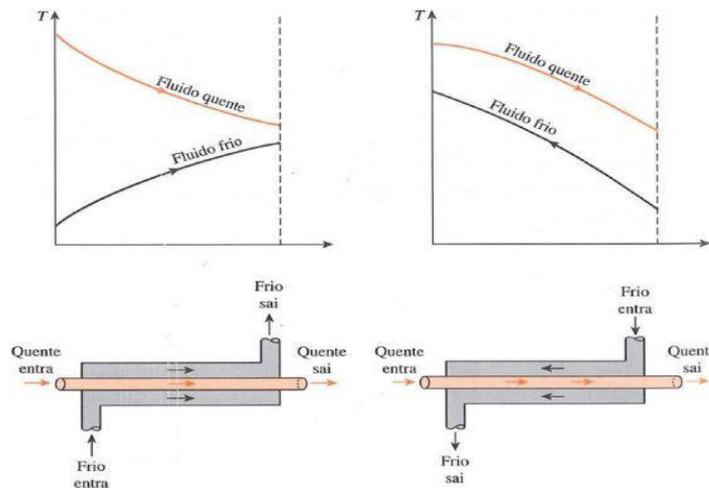
um tanto imprudentes. A figura 5 apresenta um esquema representativo das temperaturas ao longo dos trocadores.

Figura 4: Trocadores de calor. (a: escoamento paralelo; b: contra-corrente; c: trocador de placas em fluxo cruzado).



Fonte: Costa (2018, p.29).

Figura 5: Perfil de temperatura em trocadores. (a: escoamento paralelo; b: escoamento contracorrente).



Fonte: Çengel, (2012, p.630).

Um exemplo da imprudência desta generalização pode ser exposto a partir da aplicação de um trocador de calor em reatores tubulares (PFR). Fogler (2009) apresenta que reatores desse tipo são adotados em estado estacionário e que os reagentes são consumidos continuamente à medida que eles fluem ao longo do reator. Logo, deseja-se que a reação se inicie em um ponto próximo a entrada do reator. Caso a reação seja exotérmica, haverá uma forte liberação de calor, o que pode ocasionar danos ao equipamento e até mesmo gerar risco de explosão. Para se resolver este problema, trocadores de calor são usualmente empregados para fins de refrigeração, mas, se usarmos um escoamento contracorrente, estaríamos resfriando de forma

eficiente um ponto após o início da reação, pois a entrada do fluido frio estaria posterior a ele. Nessa situação, trocadores em escoamento paralelo apresentariam maior eficiência na troca térmica e maior segurança ao processo.

Quando as correntes que passam por um trocador e não sofrem mudança de fase, pode-se considerar sua capacidade calorífica constante e determinar o calor através da equação 1. Caso haja, exclusivamente, mudança de fase, faz-se necessário aplicar o termo de entalpia de vaporização, “ h_v ” (kJ/kg), conforme apresenta a equação 2.

$$Q = \dot{m}C_p\Delta T \quad (1)$$

$$Q = \dot{m}h_v \quad (2)$$

Nas unidades do sistema internacional, “ Q ” é o calor expresso em kW, “ \dot{m} ” é a vazão mássica (kg/s), “ C_p ” é a capacidade calorífica (kJ/kg.K) e “ ΔT ” é a diferença de temperatura entre a entrada e a saída de uma corrente (K). Como usualmente a troca térmica é realizada através de uma superfície sólida, considera-se a área desta superfície através da equação 3:

$$Q = UA\Delta T \quad (3)$$

em que “ U ” representa o coeficiente global de transferência de calor (W/(m².K)) e “ A ” é a área (m²) da superfície. Se considerada a hipótese de que não há troca de calor entre o equipamento e o ambiente, mas somente entre as correntes do processo, pode-se aplicar o balanço de energia em que a corrente fria, descrita pela equação 1 possui igual valor de calor à corrente quente, descrita por esta mesma equação. Em outras palavras, todo o calor doado pela corrente quente é absorvido pela corrente fria quando em operação adiabática, em conformidade com a primeira lei da termodinâmica (Çengel e Ghajar, 2012).

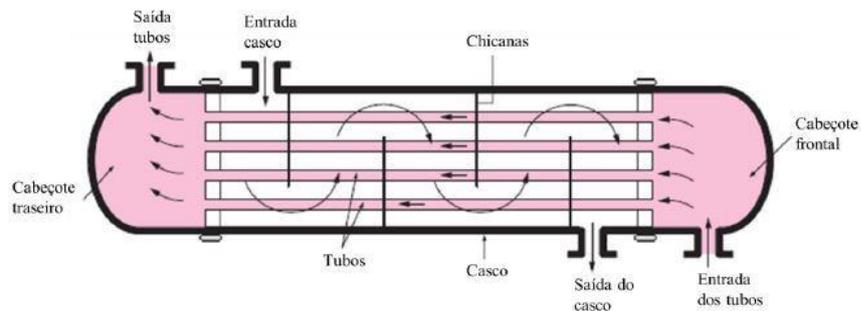
3.4.1 Trocadores do tipo casco-tubo

Os trocadores de calor casco-tubo são os mais empregados no ambiente industrial (Çengel e Ghajar, 2012). Como mostra a figura 6 em um esquema geral deste tipo de equipamento, tubos por onde passará uma determinada corrente são alocados dentro de uma carcaça (casco), por onde passará uma segunda corrente. No projeto destes trocadores, é comum o emprego de chicanas (ou defletores), que irão garantir maior velocidade de escoamento do

fluido e conseqüente aumento da turbulência através do casco, de modo que a se obter maior interação com a superfície externa dos tubos e, por conseqüência, uma melhor troca térmica.

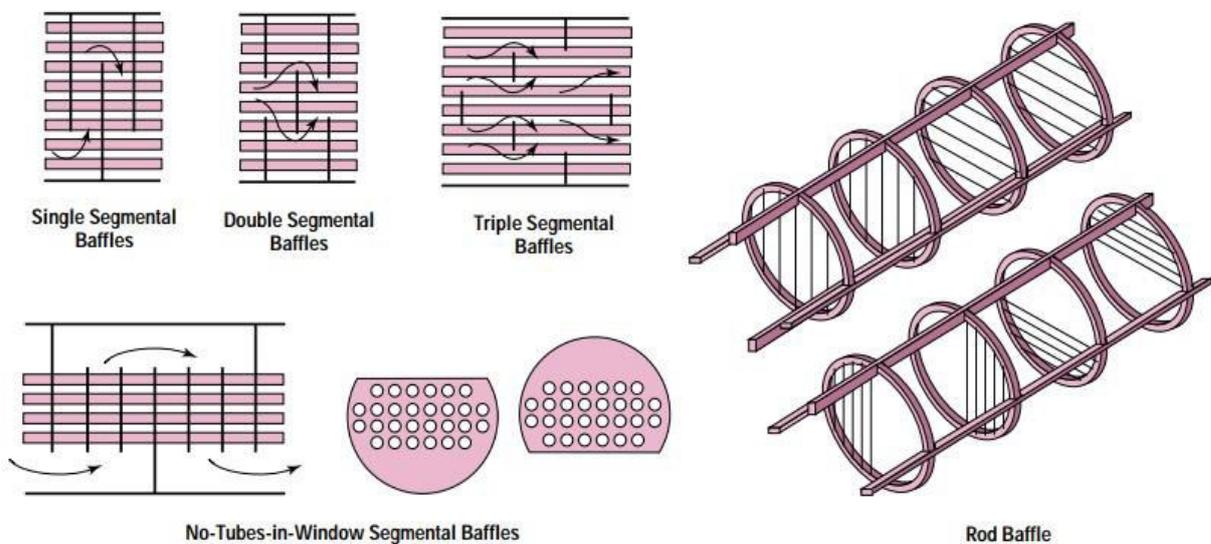
A figura 7 apresenta diferentes modos de disposição das chicanas em um trocador casco-tubo. Não obstante, pode-se efetuar a passagem das correntes pelos tubos ou pelo casco mais de uma vez, de modo a se obter a troca térmica na intensidade desejada. Os tubos podem ainda serem arranjados conforme determinadas configurações geométricas para se obter uma otimização do efeito de turbulência, originando efeito similar ao gerado pelo emprego das chicanas. A figura 8 dispõe de algumas geometrias para a disposição dos tubos no interior do casco, além dos diâmetros externos (D_o), espessura (p'), layout, distância dos tubos em relação ao centro no sentido vertical (p_n) e com respeito ao sentido horizontal (p_p).

Figura 6: Esquema de um trocador casco-tubo.



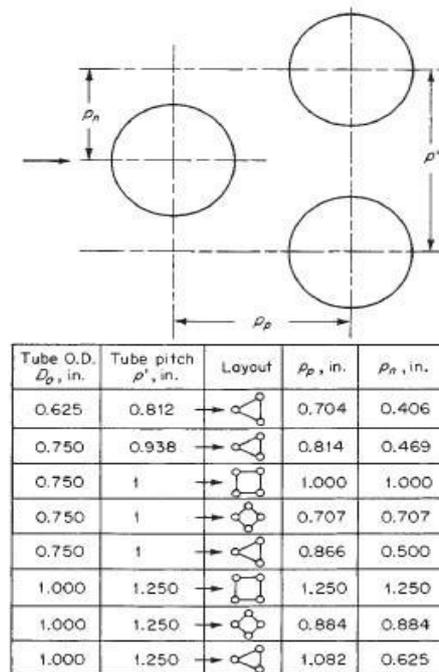
Fonte: Costa (2018, p.15).

Figura 7: Tipos de disposição das chicanas em trocadores casco-tubo.



Fonte: Mukherjee (1998, p.31).

Figura 8: Arranjos geométricos para tubos.



Fonte: Perry (1997, p.11-7).

3.5 Integração energética

A integração energética parte da premissa que a energia de uma planta química deve ser reaproveitada de modo a atender não apenas a interesses de viabilidade econômica, mas de redução de emissões de CO₂ oriundos de combustíveis fósseis, preservação de recursos finitos (como reservas de petróleo e gás natural), redução do consumo de água e a consequente preservação de sua fonte (Smith, 2005).

A conceituação de integrar correntes energéticas de um processo parte da premissa de que deve-se aproveitar evitar ao máximo perdas de energia nas correntes, fazendo uso, por consequência, do mínimo possível de correntes de utilidade na planta (vapor de aquecimento e água de resfriamento), uma vez que objetiva-se a troca térmica entre as correntes do próprio processo produtivo (Coutinho, 2009).

Neste aspecto, plantas de biodiesel costumam apresentar elevado consumo energético. Boon-Anuwat et al. (2015) evidenciam o consumo de 754,8 kWh/ton biodiesel produzido em uma planta cuja rota química por transesterificação envolve um catalisador heterogêneo (Mg(OCH₃)₂) e o emprego de destiladores a vácuo. Joda e Ahmadi (2019) complementam que estudos em uma planta de biodiesel com capacidade de 8000 toneladas/ano apontaram uma demanda de 2300 MJ/h de utilidades quentes e 1920 MJ/h de utilidades frias.

Dado o elevado potencial energético faz-se necessário o estudo da aplicação de técnicas de otimização via integração, possibilitando a recuperação de calor com correntes do próprio processo. Dentre estas técnicas, encontra-se a análise Pinch.

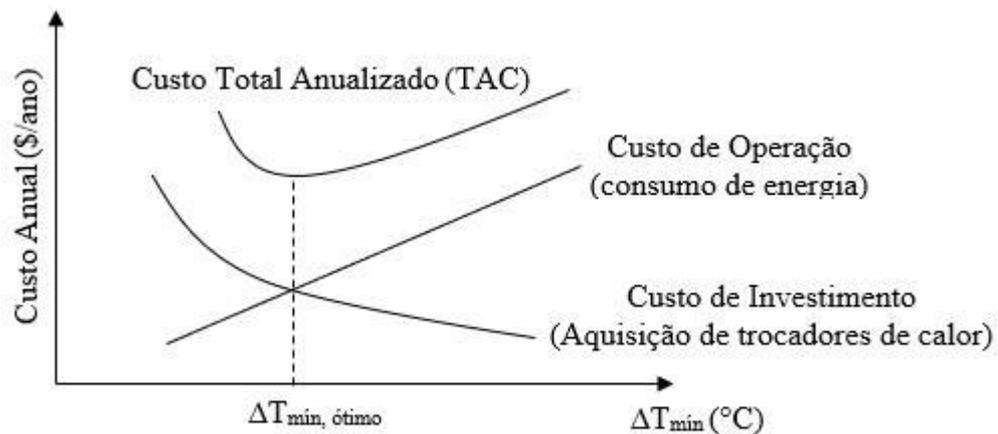
3.5.1 Análise Pinch

A análise ou tecnologia Pinch foi inicialmente instituída por Linnhoff e Hindmarsh (1983), e consiste em um método de integração energética que adota ambas as abordagens de otimização: tanto topológica, quanto paramétrica. Com isso, objetiva-se a união de correntes quentes e frias do processo que tenham a capacidade de doar e receber calor, respectivamente. A partir desta “união”, proporcionada pela chamada “HEN” (Heat-Exchanger Network), ou rede de trocadores de calor, faz-se possível reduzir ou até mesmo eliminar a necessidade de utilidades (água para resfriamento, vapor superaquecido, etc), reduzindo, assim, os custos financeiros da planta (Linnhoff e Hindmarsh, 1983).

Para tanto, as correntes com potencial de troca térmica, denominadas alvos energéticos, são tabeladas e determina-se seus valores de entalpia através de um balanço energético, resultando na equação 1. Feito isso, uma otimização do tipo paramétrica é empregada: espera-se determinar uma área de troca ótima para os trocadores, evitando, assim, hiperdimensionamentos e conseqüente aumento econômico para sua construção (Turton et al, 2009). Para tanto, isolando o termo de área presente na equação 2 observa-se que, ao aplicar o conceito de limite em que ΔT tende a zero encontra-se um valor de área de troca infinita, o que seria fisicamente impossível. A equação 4 apresenta esta relação.

$$\lim_{\Delta T \rightarrow 0} \frac{Q}{U \Delta T} = \infty \quad (4)$$

Assim, deve-se determinar um valor para a diferença mínima de temperatura entre as correntes quentes e frias que passam pelo trocador, o $\Delta T_{\text{mín}}$. A determinação desta variação (delta de temperatura) é feita a partir de uma otimização paramétrica, como dito anteriormente, e está mais relacionada à disponibilidade de capital financeiro por parte da indústria do que ao processo químico em si, uma vez que, quanto menor este valor de delta, maior será a área e maior será o custo de construção. No contrário, quanto maior for o $\Delta T_{\text{mín}}$, menor será a área de troca térmica, implicando na redução da eficiência na troca de calor. (Smith, 2005). A figura 9 apresenta um gráfico característico para a determinação desta variável com respeito ao custo de operação e de investimento.

Figura 9: Determinação do ΔT_{\min} .

Fonte: Adaptado de Fagundes (2016, p.14).

Como todos os trocadores deverão seguir o valor de ΔT_{\min} estipulado e que isto impacta na sua área ótima, deve-se compreender que valores diferentes de delta gerarão resultados igualmente diferentes, interferido de maneira direta no cálculo, no valor do consumo de utilidades e no custo de construção dos trocadores. Valores de ΔT_{\min} entre 5°C e 20°C são usualmente adotados (Fagundes, 2016).

Uma vez escolhido o valor de ΔT_{\min} , pode-se aplicar o método gráfico ou o método algébrico para determinar a localização do ponto Pinch, ou ponto de estrangulamento (Alfaro e Werwie, 2016). Neste ponto encontra-se a zona ótima para a troca térmica entre as correntes, onde o nosso sistema é separado em dois: o primeiro, localizado acima do ponto Pinch, caracterizada pelo excesso de energia; o segundo, abaixo, com caráter deficiente em termos energéticos. As correntes localizadas nestas zonas só poderão trocar calor entre em si, respeitando a “fronteira” imposta pelo Pinch (Anapolski, 2015). As combinações destas, através de um trocador, dão origem à rede de trocadores de calor. Partindo de qualquer um deles, é possível determinar também a nova demanda mínima de utilidades do processo, uma vez que correntes do próprio processo doam e recebem calor entre si e não mais se necessitará de maneira integral das correntes de utilidade para esta função, e a nova rede de trocadores de calor.

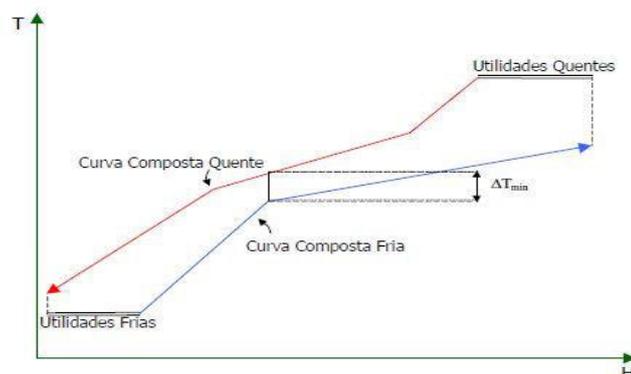
Nota-se que o desenvolvimento inicial desta técnica se baseou no reaproveitamento energético a partir do emprego unicamente de trocadores de calor. Alfaro e Werwie (2016) aplicaram esta técnica em trocadores que apresentavam mudança de fase, enquanto Quelhas (2012) e aplicou esta mesma técnica, simultaneamente, para trocadores e colunas de destilação.

Apesar dos trocadores serem equipamentos desenvolvidos para a troca térmica e as colunas de destilação apresentarem elevado consumo energético o emprego da análise Pinch, desenvolvida para a rede de trocadores de calor, é impraticável para as colunas por dois principais fatores: o primeiro, a partir de uma análise termodinâmica, haverá inconsistência matemática uma vez que colunas de destilação apresentam mudança de fase e o cálculo da entalpia das correntes nesta abordagem parte de uma equação linear (equação 1), o que ocasiona erros de aproximação; o segundo diz respeito à simplicidade da técnica em relação às colunas de destilação, pois a redução de consumo energético nestes equipamentos não se limita apenas a área de troca térmica dos condensadores e refeedores, mas da alimentação, razão de refluxo, e outros parâmetros de projeto. Para tanto, Linnhoff (1998) desenvolveu uma metodologia complementar, apenas interessada na redução energética das colunas de destilação.

3.5.1.1 Método Gráfico

O método gráfico consiste na construção de curvas que representem separadamente as correntes quentes e frias, também conhecidas como curvas compostas, em um plano cartesiano da temperatura *versus* entalpia, obtida através de um balanço de energia (De Oliveira, 2005). Nele, a seta vermelha representa as correntes quentes do processo, que possuem uma demanda (ou utilidade) de resfriamento, enquanto a seta azul representa as correntes frias e sua respectiva demanda de aquecimento. A figura 10 apresenta um exemplo de uso desse diagrama.

Figura 10: Curvas compostas.



Fonte: De Oliveira (2005, p.17).

As curvas são ajustadas de modo que a distância entre elas no eixo “y” seja igual ao ΔT_{\min} selecionado. Este ajuste deve ser realizado “movendo” as curvas com respeito ao eixo das ordenadas, pois, caso a mudança ocorresse no eixo das abscissas, estaríamos modificando a

temperatura de todas as correntes, descaracterizando-as do processo real. No eixo das ordenadas porém, apesar do cálculo envolver as temperaturas de entrada e saída pode-se alterar a vazão mássica de modo a compatibilizar com a entalpia da corrente. Uma vez determinado o ponto Pinch, tem-se o ponto da ótima troca térmica entre as correntes e os valores mínimos requeridos para as utilidades quentes e frias que serão necessários caso haja necessidade de supri-las energeticamente (Linnhoff, 1998).

3.5.1.2 Método Algébrico

O método algébrico, também conhecido como “problema tabela”, foi proposto por Linnhoff e Flower (1978), como uma forma de simplificar a aplicação da análise Pinch para plantas com inúmeras correntes. Neste método, as correntes quentes e frias são plotadas unicamente com respeito a sua variação de temperatura em forma de tabela. A figura 11 apresenta um modelo de tabela, onde empregou-se um $\Delta T_{\text{mín}}$ de 10 °C.

Figura 11: Cascata de calor.

1	2	3	4	5	6	7	8
T' (°C)		$\Delta T'_i$ (°C)	ΔMCp (kW/°C)	ΔQ_i (kW)	Cascata de Calor (kW)		
260	1				$Q_{UQ} = 0$	$Q_{UQ} = 1000$	
220		40	-18	-720	720	$Q_1 = -720$	1720
210	2	10	52	520	200	$Q_2 = 520$	1200
170		40	30	1200	-1000	$Q_3 = 1200$	0
150		20	-20	-400	-800	$Q_4 = -400$	400
60		90	-2	-180	-420	$Q_5 = -180$	580
50		10	-22	-220	-200	$Q_6 = -220$	800
MCp (kW/°C)	18	22	20	50	?	$Q_{UF} = 800$	

Fonte: Quelhas (2012, p.31).

Em seguida, delimita-se cada intervalo de corrente nas chamadas “zonas”, como observa-se nas linhas tracejadas. Estas zonas são delimitadas pelo começo de uma corrente e ao final de outra, e vice-versa, e correspondem “blocos” de calor do processo, onde seus respectivos potenciais energéticos serão calculados pela equação 1. A seguir, o valor de um bloco ou zona superior é somada ao bloco abaixo, objetivando obter um saldo disponível de energia. Conforme apresenta Quelhas (2012) com respeito à figura 11, a coluna 3 apresenta o intervalo de temperatura que compreende a primeira zona e que será multiplicado pelo “mCp” das correntes presentes (no caso, somente a corrente 1). Logo, como explicado anteriormente,

uma vez determinada a entalpia do intervalo a entalpia da primeira zona será adicionada à entalpia da zona posterior na chamada cascata de calor, que representa uma soma acumulada, e o mesmo se repetirá para todos os intervalos até que a diferença entre duas zonas seja zero (ou seja, não há saldo, as correntes se compensam energeticamente), indicando o ponto Pinch de máxima troca de calor.

3.5.1.3 Projeto da rede de trocadores de calor

Após a determinação do ponto Pinch, faz-se necessária a construção da nova rede de trocadores de calor, correspondendo ao local onde estes equipamentos se farão necessários para possibilitar a troca térmica entre as correntes selecionadas. Kemp (2007) apresenta um conjunto de regras aplicáveis às correntes acima e abaixo do ponto de estrangulamento, de modo a prever se é possível doar ou receber calor. As equações 5 e 6 apresentam as relações para o sistema superior, enquanto as equações 7 e 8 são aplicáveis à região abaixo do Pinch,

$$\dot{m}Cp_{quente} \leq \dot{m}Cp_{fria} \quad (5)$$

$$N_H \leq N_C \quad (6)$$

$$\dot{m}Cp_{quente} \geq \dot{m}Cp_{fria} \quad (7)$$

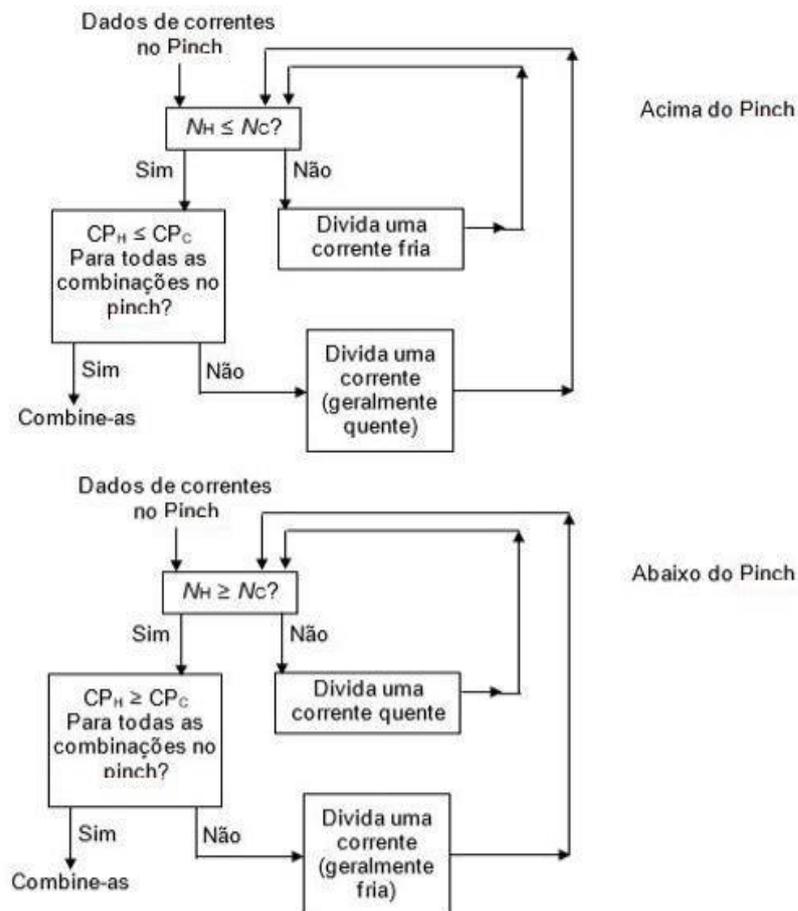
$$N_H \geq N_C \quad (8)$$

Em síntese, acima do Pinch deve-se combinar as correntes em que o $\dot{m}Cp$ da corrente quente seja inferior ou igual ao $\dot{m}Cp$ da corrente fria, conforme apresenta a equação 5. Abaixo do Pinch, porém, combina-se as correntes em que o $\dot{m}Cp$ da corrente fria seja superior ou igual ao $\dot{m}Cp$ das correntes quentes, expressa pela equação 7. Estas relações baseiam-se na conceituação abordada anteriormente de que a região acima do ponto de estrangulamento é caracterizada pelo excesso de energia, significando que se necessita de resfriamento. Abaixo, caracteriza-se pela deficiência, ou seja, necessidade de aquecimento. Caso uma corrente não possa ser esgotada em termos entálpicos apenas pelas correntes do processo, deve-se recorrer as utilidades (Smith, 2005).

Caso, por exemplo, o número de correntes quentes (N_H) seja superior ao de correntes frias (N_C) na região acima do Pinch, pode-se dividir a corrente fria em duas ou três outras correntes paralelas de modo suprir o maior número de combinações e assim garantir o melhor reaproveitamento de calor residual, uma vez que o sistema acima do Pinch caracteriza-se por excesso de energia e deve ser doá-la (Kemp, 2007). Deve-se atentar, porém, para o fato de que

se necessitará de mais trocadores de calor para cada uma dessas novas correntes, o que implicará em acréscimos nos custos financeiros. O projetista deverá se atentar para a viabilidade econômica da planta: caso a poupança em energia não seja capaz de superar, a curto ou médio prazo, os gastos com a implementação da rede, a aplicação da integração energética não será benéfica. A figura 12 apresenta um fluxograma processual para a etapa de construção da rede de trocadores (HEN).

Figura 12: fluxograma para a HEN.



Adaptado de: Kemp (2007, p.111).

3.6 Avaliação econômica de processos

Análises econômicas de processos são necessárias para prever a rentabilidade de plantas químicas, os custos de construção, estimativas das vantagens de se investir em um processo (Perlingeiro, 2005) ou ainda, para comparar a implementação de técnicas de otimização através da maximização ou minimização de uma função objetivo, conforme apresentado de maneira simular na figura 9.

Rivas et al. (2018) explicita que decisões nos mais diversos âmbitos, sejam acadêmicas, industriais ou comerciais são tomadas com base no aspecto econômico tendo em vista a obtenção de condições ótimas, sejam elas o redimensionamento de equipamentos, melhoria na performance da planta, obtenção de novas tecnologias e outros, evidenciando que as variáveis econômicas são as que promovem maiores obstáculos no design de novos projetos, uma vez que é difícil quantificar a “melhoria” proposta com fatores não necessariamente relacionados com o custo, referindo-se à segurança e outros aspectos gerais que se correlacionam com o projeto.

No que se refere ao processo de obtenção do biodiesel, diversos trabalhos podem ser citados com respeito aos mais diversos fatores e variáveis, além dos que foram apresentados previamente em relação à integração energética. Ricón, Jaramillo e Cardona (2014) analisaram cinco diferentes matérias-primas para a produção de biodiesel: óleo de palma, pinhão manso, microalgas, sebo bovino e óleo de cozinha, determinando que os custos de produção mais baixos foram encontrados no pinhão manso (0,15 US\$/litro de catalisador básico) e no óleo de cozinha (0,23 US\$/litro de catalisador ácido). Lari et al. (2018) determinaram a partir da intensificação de processos uma redução de 32% do consumo energético e aumento da lucratividade em 5% em uma biorefinaria de glicerol. Encarnação (2007) avaliou o custo mínimo de produção do biodiesel a partir de diferentes cenários econômicos para as matérias-primas, evidenciando que não apenas a rota produtiva, mas a escolha da matéria-prima influenciava significativamente no custo final do biocombustível.

Em indústrias químicas, os processos necessitam energia elétrica, combustíveis para fins variados, vapor, água de refrigeração e outros, sendo denominados “utilidades”. Estas utilidades inserem-se no chamado custo de fabricação variável, e seu valor financeiro dependerá linearmente com a taxa de produção. Insere-se nesta definição, por exemplo, os custos operacionais dos equipamentos. A tabela 3 apresenta valores selecionados de utilidade disponibilizados por Turton et al. (2009). O crédito por potência refere-se a forma com a qual a utilidade é comprada da companhia que a fornece, enquanto “Common Unit” é o termo inglês que se refere ao custo obtido através de acordos temporários entre empresas fornecedoras.

Outros custos associados a processos são o custo fixo médio de fabricação, que independem da produtividade da planta, como impostos, depreciação de equipamentos e outros, e os custos variáveis, que dependem linearmente da produtividade da planta (Da Cunha, 2004), como são as utilidades. Por fim, os custos gerais referem-se a funções diversas dentro da indústria, como desenvolvimento de pesquisas, custos de investimento em novas tecnologias, logística e vendas.

Aqui cabe ressaltar que os efeitos produzidos por uma integração energética de uma planta são avaliados do ponto de vista econômico, que analisará os benefícios oriundos desta técnica com respeito aos custos de utilidades para aquecimento e resfriamento ao longo da rede de trocadores de calor (Duran e Grossmann, 1986).

Tabela 3 - Custos de utilidades.

Utilidade	Descrição	Custo (US\$)	Custo (US\$)/Common Unit
Vapor de Caldeira	a) Baixa pressão (5 barg, 160 °C) Com crédito por potência	U\$13,28/1000 kg	U\$27,70/1000 kg
	b) Pressão média (10 barg, 184 °C) Com crédito por potência	U\$14,19/1000 kg	U\$28,31/1000 kg
	c) Alta pressão (41 barg, 254 °C)	U\$17,70/1000 kg	U\$29,97/1000 kg
Outras águas	Água de alta pureza para: a) Uso em processo		U\$0,067/1000 kg

Adaptado de: Turton et al. (2009, p.231).

4 METODOLOGIA

4.1 Ferramenta de simulação - Aspen Plus v8.8

O ambiente virtual para a implementação da simulação do processo de biodiesel foi o *software* Aspen Plus v8.8 (AspenTech). A alimentação do processo consiste em três componentes: o óleo vegetal (simplificado na simulação como trioleína), o metanol (álcool de cadeia curta) e hidróxido de sódio (catalisador básico). Demais componentes também foram selecionados, como a glicerina, oleato de metila (biodiesel), água, ácido sulfúrico (H_2SO_4) para a reação de neutralização e o subproduto desta reação, o sulfato de sódio (Na_2SO_4). O fluxograma do processo desenvolvido no simulador é apresentado na figura 13.

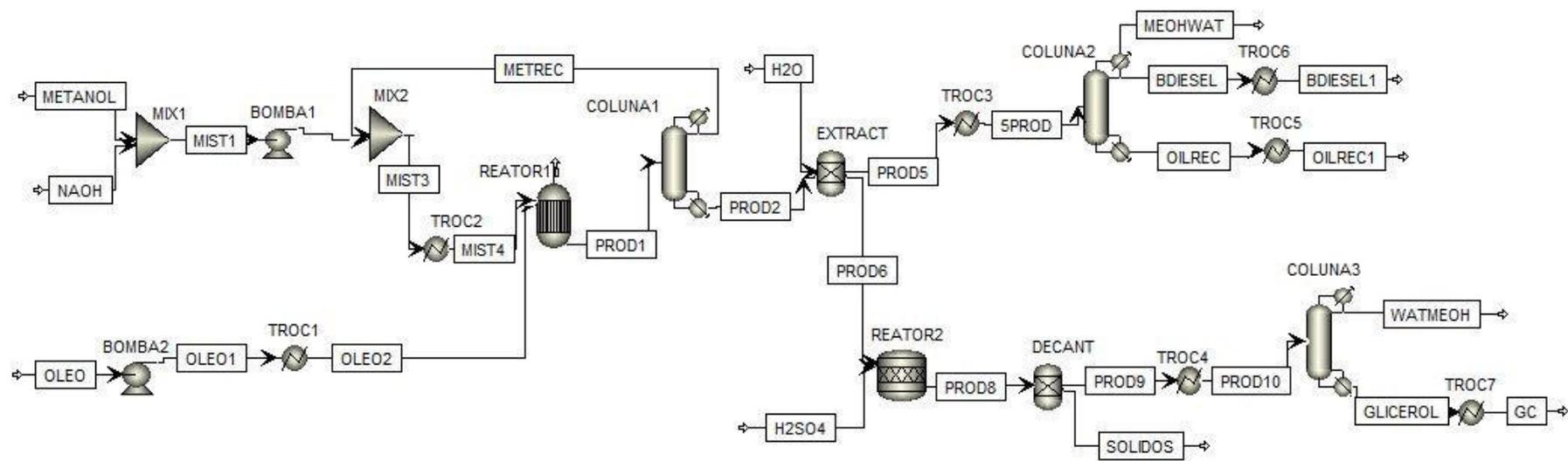
O modelo NRTL (*Non-Random Two Liquid*) foi selecionado para gerar os resultados do equilíbrio termodinâmico com auxílio do modelo UNIFAC para obtenção dos parâmetros ajustáveis para os pares binários envolvidos no problema. A tabela 4 dispõe dos componentes considerados, estado (com respeito à pureza do componente) e fórmula química.

Tabela 4 – Caracterização dos componentes adotados na simulação.

Componente	Fórmula	Estado/Tipo
Trioleína (óleo vegetal)	$C_{57}H_{104}O_6$	Puro/Convencional
Metanol	CH_4O	Puro/Convencional
Hidróxido de sódio	$NaOH$	Puro/Convencional
Água	H_2O	Puro/Convencional
Ácido sulfúrico	H_2SO_4	Puro/Convencional
Oleato de metila (biodiesel)	$C_{19}H_{36}O_2$	Puro/Convencional
Glicerol	$C_3H_8O_3$	Puro/Convencional
Sulfato de sódio	Na_2SO_4	Puro/Convencional

Fonte: O próprio autor (2019).

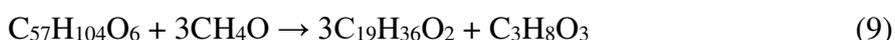
Figura 13: Fluxograma de produção de biodiesel no AspenPlus v8.8.



Fonte: O próprio autor (2019).

O processo de biodiesel tomado como base para a construção do processo em questão encontra-se como exemplo disponível no AspenPlus v8.2, com alterações com respeito à configuração do processo e das vazões mássicas baseadas no processo de produção de biodiesel elaborado por Quelhas (2012). Outras alterações realizadas se referem a redução da quantidade de triglicérides empregados pelo AspenPlus v8.2 e limitando somente a trioleína. Por consequência, inúmeras reações químicas foram excluídas do processo. No que se refere aos reatores, adotou-se as modificações empregadas por Quelhas (2012), dada a simplicidade oferecida pelos reatores de equilíbrio (REATOR1) e estequiométrico (REATOR2). Não obstante, variáveis como razão de refluxo, destilado e entalpia de condensadores/aquecedores foram modificadas visando obter composições coerentes nas correntes de saída das colunas de destilação.

Uma vazão de 1050 kg/h de óleo vegetal a 26 °C foi aquecida através do trocador de calor TROC1 até a temperatura de 60 °C. O mesmo foi feito com a mistura inicial de 115,71 kg/h de metanol e 50 kg/h de NaOH, cuja solução foi aquecida até a temperatura de 60 °C. Estes aquecedores foram utilizados de modo a gerar as melhores condições reacionais dentro do reator de equilíbrio, REATOR1, onde ocorrerá a reação de transesterificação (equação 9), com uma extensão molar de 2 kmol/h de oleato de metila para uma maior conversão de trioleína.



A seguir, o produto da reação contendo o biodiesel e glicerina foi enviado a uma coluna de destilação, COLUNA1, de modo a recuperar o metanol não reagido pelo produto de topo (destilado). O produto de fundo, PROD2, segue para uma coluna de extração líquido-líquido (EXTRACT) onde será lavado com 900,76 kg/h de H₂O para a remoção do glicerol e demais impurezas. A alta vazão de água tem por objetivo evitar a existência de duas fases no reator de neutralização, mantendo-a apenas líquida.

A corrente de topo, PROD5, contendo o biodiesel e parte do óleo vegetal não reagido, foi aquecida de 54 °C até a temperatura de 125 °C e alimentada na COLUNA2, onde separou-se o biodiesel do óleo e obteve-se uma pureza de 99,8%, sendo ainda resfriada através do trocador TROC7 para uma temperatura de 35 °C. O óleo foi resfriado até 60 °C, condição ideal que permitiria sua eventual reciclagem para o REATOR1.

O produto de fundo da extração, PROD6, foi enviado a um reator estequiométrico, REATOR2, utilizado para a reação de neutralização onde recebeu uma corrente de 61,30 kg/h de ácido sulfúrico. A solução neutra, contendo Na₂SO₄ sólido, conforme apresenta-se a equação

10, passou por um decantador para sua remoção. Vale destacar que se adotou uma conversão de 100% neste reator.



Por fim, água e glicerol alimentam a coluna de destilação, COLUNA3, onde o glicerol é recuperado na corrente de fundo, sendo ainda resfriado pelo TROC8 até 35 °C, para fins de armazenamento. As tabelas 5 e 6 apresentam os blocos utilizados no *software* com suas funções e a caracterização das principais correntes do processo.

A caracterização das demais correntes do processo são apresentadas no Apêndice A, enquanto os dados operacionais dos equipamentos (exclusos os trocadores de calor que serão apresentados posteriormente) encontram-se detalhados no Apêndice B.

Tabela 5 – Blocos utilizados e suas funcionalidades.

Bloco Aspen Plus v8.8	Função
Heater	Aquecimento de correntes.
REquil	Reator de equilíbrio usado na transesterificação, adotando a equação 9.
RadFrac	Purificação de componentes: metanol, glicerol e biodiesel.
Sep	Lavagem com água para separar o biodiesel do glicerol e demais componentes.
RStoic	Reator estequiométrico usado na reação de neutralização, com respeito à equação 10.
Mixer	Mistura de componentes.
Pump	Aumento de pressão.

Fonte: O próprio autor (2019).

Tabela 6 – Descrição das principais correntes.

Propriedade	METANOL	NAOH	OLEO	MIST4	PROD2	PROD5	PROD6	H2SO4	BDIESEL	OILREC	GLICEROL
Temperatura (°C)	25,00	25,00	25,00	60,00	179,40	54,00	93,90	25,00	148,30	324,80	295,00
Pressão (bar)	1,00	1,00	1,00	1,00	0,80	1,10	0,80	1,00	0,10	0,60	0,50
Vazão mássica (kg/h)	115,71	50,00	1050,00	276,71	1215,71	1058,82	1057,65	61,30	1004,33	50,00	103,00
Vazão molar (kmol/h)	3,61	1,25	1,18	8,32	6,05	3,76	52,28	0,63	3,39	0,14	1,11
Fração molar											
Metanol	1,00	0,00	0,00	0,85	1,48E-02	9,32E-04	1,64E-03	0,00	2,95E-05	1,56E-14	1,10E-13
NaOH	0,00	1,00	0,00	1,63E-07	1,95E-03	3,14E-03	0,00	0,00	5,20E-06	0,00	0,00
Trioleína	0,00	0,00	1,00	6,73E-12	0,19	0,00	0,02	0,00	0,00	0,08	0,99
Glicerol	0,00	0,00	0,00	0,15	0,21	0,00	0,02	0,00	0,00	0,00	7,53E-05
Água	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,06	0,95	0,00	1,96E-03	7,87E-13	2,17E-06
Oleato de metila	0,00	0,00	0,00	6,90E-13	0,58	0,94	0,00	0,00	0,99	0,92	0,00
Ácido sulfúrico	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	1,00	0,00	0,00	0,00
Sulfato de sódio	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00

Fonte: O próprio autor (2019).

4.2 Alvos energéticos e integração

Uma vez que a planta de biodiesel foi implementada no ambiente de simulação, selecionou-se os alvos energéticos, ou seja, as correntes com capacidade de troca térmica entre si. Vale destacar, como discutido anteriormente, que apesar dos reatores e das colunas de destilação apresentarem um elevado consumo energético, os mesmos não foram inseridos nesta integração, uma vez que o reator não é um equipamento originado para a finalidade térmica e as colunas de destilação, além de apresentarem mudança de fase em uma vasta quantidade de condensadores e refeedores, não seriam viáveis para fins de otimização somente com respeito à área de troca térmica dos trocadores, pois a redução do consumo energético deveria passar por uma otimização paramétrica e considerar as taxas de refluxo e andar ótimo de alimentação.

Após a determinação dos alvos, aplicou-se a integração energética pela tecnologia Pinch através do método algébrico, onde adotou-se o valor de ΔT_{\min} como sendo 10 °C para originar os diagramas de temperatura, cascata, cascata acumulada, partindo da metodologia de Linnhoff e Flower (1978), e a construção da nova rede de trocadores de calor conforme proposto por Kemp (2007).

4.3 Projeto e avaliação dos trocadores de calor

No projeto da rede de trocadores de calor, a utilidade adotada como fluido para refrigeração e aquecimento foi a água pura. Os dados de entrada do simulador, como a localização do fluido quente e material do trocador não foram estudadas e, portanto, definidas como constantes. Estas configurações padronizadas são apresentadas na tabela 7 e aplicadas para todos os trocadores da planta, com integração e sem integração energética.

O principal parâmetro de análise para o dimensionamento e cálculo do custo de trocadores foi o excesso de área superficial de troca térmica (E.A.S), que representa um erro de hiperdimensionamento no projeto do equipamento necessária para se sobrepor ao fator de incrustamento, ocasionando custos adicionais. Matematicamente, a E.A.S. pode ser descrita pela Equação 11. Kern (1950) apresenta que excessos acima de 30% são inviáveis, sendo assim, todos os trocadores da planta devem apresentar excessos inferiores, regulando as temperaturas de entrada e saída das utilidades. Para todos os trocadores adotou-se um fator de incrustação igual a 0,0001 ($\text{m}^2 \cdot \text{°C}/\text{W}$) (Kern, 1950).

$$\%EAS = \frac{A_{calculada} - A_{requerida}}{A_{requerida}} \times 100 \quad (11)$$

Tabela 7 – Configurações padrão do EDR.

Dados	
Requeridos	Fornecidos
Modelo de cálculo	Design (Dimensionamento)
Local do fluido quente	Lado do casco
Diâmetro externo/espessura dos tubos (in)	0,75 / 0,9375
Geometria	30° - Triangular
Os tubos estão no vão do defletor	Sim
Tipo de defletor	Segmento único
Orientação do defletor	Horizontal
Material do trocador	Aço-carbono.

Fonte: O próprio autor (2019).

4.4 Avaliação econômica

A avaliação econômica deste trabalho foi desenvolvida com base nos custos gerados para a construção dos trocadores de calor fornecidos pelo software EDR, o chamado custo de investimento, e aos custos referentes às utilidades do processo expressos na tabela 3 (custos de utilidades), adotando-se vapor a baixa pressão e água pura para processos na coluna “Common Unit”. Comparou-se os custos antes da integração energética e após a aplicação da metodologia Pinch.

Nesta análise, dois tipos de custos foram contabilizados: o custo operacional (C.O.) referente às utilidades, e o custo de investimento (C.I.) referente aos trocadores de calor. O custo operacional pode ser ainda representado pelo custo operacional anualizado (C.O.A). Para o C.O.A., adotou-se as seguintes considerações para fins de análise: a) 8000 horas de operação em um ano; b) Preço das utilidades fixo. Considerações similares podem ser observadas em Quelhas (2012) e Lazarini et al. (2016). A figura 14 apresenta uma síntese da metodologia empregada neste trabalho.

Figura 14: Síntese da metodologia empregada.



Fonte: O próprio autor (2019).

5 RESULTADOS E DISCUSSÃO

Os resultados apresentados nesta seção partem da aplicação inicial da análise Pinch na planta de biodiesel, sendo implementadas posteriormente na planta simulada no *software* AspenPlus, comparados com os resultados obtidos na simulação sem integração energética. Em seguida, calculou-se os custos de investimento para a construção dos trocadores de calor pelo *software* EDR e os custos de investimento com utilidades a partir da tabela 3, considerando os preços na coluna “Custo (US\$)/Common Unit” para dois cenários: o primeiro, uma planta de biodiesel convencional, e o segundo, após a integração energética. A análise econômica resultante será o principal parâmetro de avaliação da técnica empregada.

5.1 Integração energética

A partir dos alvos energéticos apresentados na tabela 8 construiu-se o diagrama de temperaturas do processo, apresentado na figura 15, respeitando o ΔT_{\min} estipulado de 10 °C. Ressalta-se que as setas apresentadas no diagrama simbolizam o aumento ou decréscimo de temperatura e carregam em si o potencial energético da corrente contabilizando-se a vazão mássica e sua capacidade calorífica. Ainda, as colunas “T(Q)” e “T(F)” regem, respectivamente, as correntes quentes e frias, significando que o *plot* de uma corrente quente, por exemplo, é feito observando-se somente a coluna que apresenta as temperaturas quentes. A tabela 8 apresenta ainda a variação de temperatura, o “ $Cp_{\text{médio}}$ ”, definido pela equação 12 como a razão entre a capacidade calorífica das correntes de entrada e saída, e a entalpia “H”, calculada através da equação 1.

$$Cp_{\text{médio}} = \frac{Cp_{\text{entrada}} - Cp_{\text{saída}}}{2} \quad (12)$$

Através do balanço de massa e energia considerando o trocador de calor como um sistema adiabático, ou seja, não ocorrendo perda de calor do sistema para as vizinhanças, todo o calor cedido pelas correntes quentes será absorvido pelas correntes frias, logo, o valor da soma das entalpias das correntes frias deverá corresponder ao valor total necessário de utilidades quentes.

A tabela 9 apresenta os cálculos realizados para o diagrama de cascata e cascata acumulada. Observa-se que o ponto de estrangulamento do processo (ponto Pinch) foi determinado na zona “H” e é caracterizado pelo valor zero, uma vez que os saldos energéticos

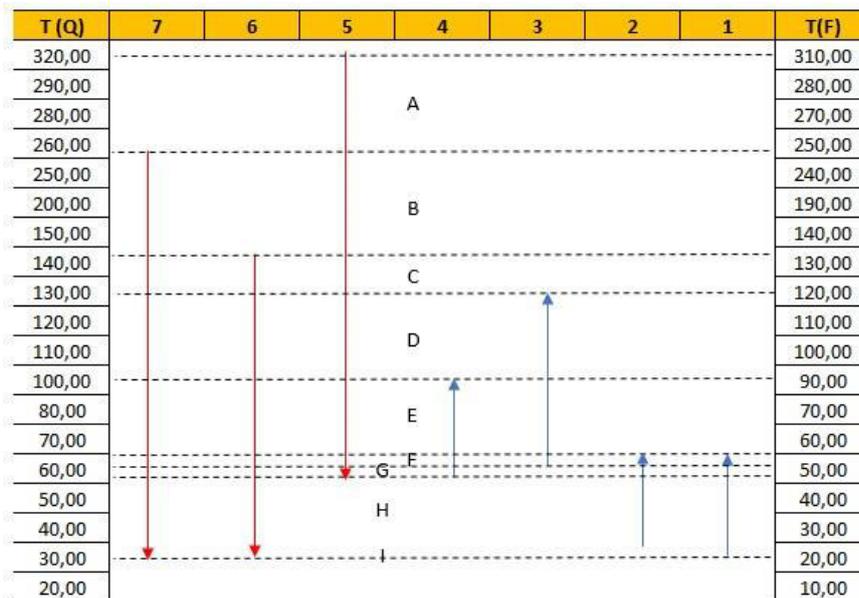
são compensatórios naquele intervalo. Sendo assim, a temperatura Pinch foi determinada como sendo 37 °C para as correntes quentes e 27 °C para as correntes frias.

Tabela 8 – Alvos energéticos.

Correntes			T _{in}	T _{out}	$\dot{m}C_{p,médio}$	ΔH
Tipo	n°	Equipamento	(°C)	(°C)	(kW/°C)	(kW)
Frias	1	TROC1	25,00	60,00	0,5877	20,57
	2	TROC2	27,00	60,00	0,1773	5,85
	3	TROC3	54,00	125,00	0,6624	47,03
	4	TROC4	50,00	95,00	1,1838	53,27
Total de utilidades quentes (kW):					126,72	
Quentes	5	TROC5	325,00	60,00	0,0346	9,17
	6	TROC6	148,00	35,00	0,6286	71,03
	7	TROC7	262,00	35,00	0,0717	16,28
Total de utilidades frias (kW):					96,48	

Fonte: O próprio autor (2019).

Figura 15: Diagrama de temperaturas do processo.



Fonte: O próprio autor (2019).

Não obstante, as utilidades quente e fria do processo foram encontradas como sendo 33,11 e 0,22 kW, sendo respectivamente o primeiro e o último valor da coluna “cascata acumulada”. Estes valores de utilidade, apresentados após a integração, correspondem às demandas de aquecimento e resfriamento mínimas e são resultantes do máximo aproveitamento de calor residual da planta.

Com a determinação do ponto Pinch separou-se as correntes do processo em dois sistemas, sendo o primeiro localizado acima deste ponto e o segundo, abaixo. Foi necessário recalculer os valores de entalpia disponíveis para as correntes acima do Pinch, uma vez que estas são agora delimitadas tão somente a este sistema. Em outras palavras, significa dizer que a entalpia da corrente 6, por exemplo, deverá ser recalculada no sistema acima do Pinch onde possui um intervalo de temperatura de 148 °C a 37 °C (temperatura Pinch para as correntes quentes), e um segundo valor de entalpia remanescente abaixo do Pinch que varia de 37 °C a 35 °C.

Tabela 9 – Diagrama de cascata e cascata acumulada.

					Cascata Acumulada
Zona	$\sum \dot{m}C_p dT(Q)$	$\sum \dot{m}C_p dT(F)$	Q-F	Cascata	
					33,11
A	2,18	0,00	2,18	2,18	35,29
B	12,12	0,00	12,12	14,30	47,41
C	9,55	0,00	9,55	23,85	56,96
D	22,05	19,87	2,18	26,03	59,14
E	25,72	64,62	-38,89	-12,86	20,25
F	4,41	15,67	-11,26	-24,12	8,99
G	2,94	10,44	-7,51	-31,63	1,48
H	16,11	17,59	-1,49	-33,11	0,00
I	1,40	1,18	0,23	-32,89	0,22

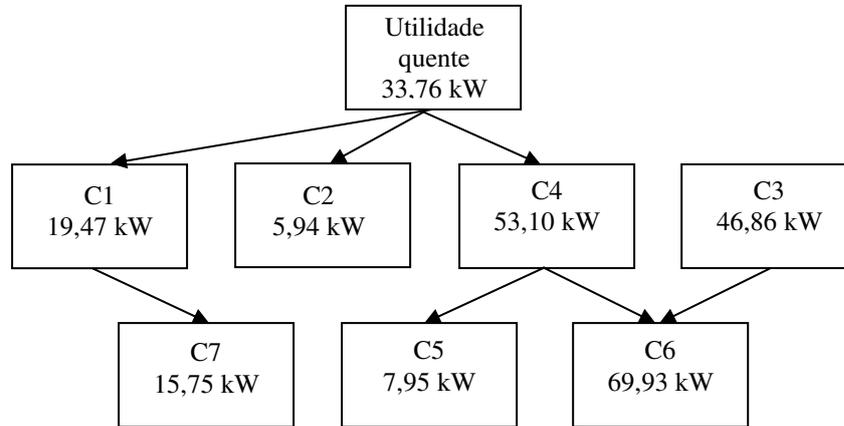
Fonte: O próprio autor (2019).

Empregou-se os critérios de combinação de correntes para o sistema acima do Pinch em consonância com a metodologia proposta por Kemp (2007) e esboçada na figura 12. Desta forma, pode-se esgotar energeticamente a corrente 7 a partir da corrente 1 e as correntes 5 e 6 a partir das correntes 3 e 4. A figura 16 apresenta o diagrama combinatório destas correntes já com os valores entálpicos recalculados, explicitando ainda a aplicação de utilidades quentes nas correntes onde não foi possível a troca total ou parcial.

Com o diagrama combinatório foi possível realizar estimativas para as temperaturas de saída após as trocas térmicas das correntes envolvidas através do balanço de energia. Como exemplo, a corrente 7 foi totalmente esgotada pela corrente 1 e requisitou 15,75 kW para esta finalidade, porém, como a corrente 1 possui de uma demanda de 19,47 kW, fez-se necessário o uso de 3,72 kW de utilidades quentes para que se atingisse a temperatura necessária final de 27 °C para o processo. Analisando a figura 16 nota-se ainda a necessidade inicial de quatro trocadores de calor (correntes 1 – 7; correntes 4 -5; correntes 4 – 6; correntes 3 – 6), mostrados

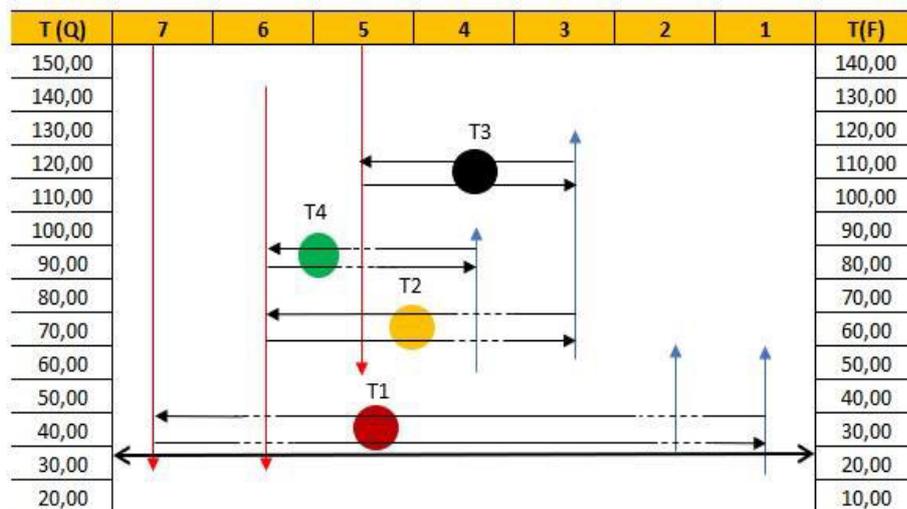
na figura 17 e nomeados de T1 a T4. A tabela 10 apresenta a síntese energética dos trocadores, enquanto os balanços realizados encontram-se no Apêndice D.

Figura 16: diagrama combinatório para as correntes acima do Pinch.



Fonte: O próprio autor (2019).

Figura 17: Configuração esperada para a rede de trocadores da planta.



Fonte: O próprio autor (2019).

Nota-se que as correntes 1, 6 e 7 mostram-se pouco significativas abaixo do Pinch. Além disso, o baixo valor de utilidade fria identificado para o processo (0,22 kW) foi suficiente para a consideração de desprezar as trocas energéticas neste sistema, uma vez que a inserção de um trocador de calor seria pouco rentável.

Com relação às utilidades, a técnica de integração energética apresentou resultados prévios satisfatórios, atingindo-se uma redução de 73,36% com respeito às utilidades quentes e

de 99,77% para as utilidades frias. No entanto, como o reaproveitamento de calor residual entre as correntes abaixo do Pinch foi desprezada devido ao seu valor tão baixo, deu-se um acréscimo de 1,18 kW em utilidades frias e 1,40 kW em utilidades quentes. A tabela 11 apresenta o percentual de redução de utilidades na planta adotando-se este critério. Em síntese, o consumo total de utilidades da planta pode ser reduzido em 83,72%, sendo uma redução de 72,26% para as correntes quentes e de 98,78% para as correntes frias.

Tabela 10 – Síntese energética das correntes.

Equipamento	Correntes frias			Correntes quentes		
	n°	Tin (°C)	Tout (°C)	n°	Tin (°C)	Tout (°C)
T1	1	26,00	53,00	7	262,00	37,00
T2	3	54,00	125,00	6	148,00	73,61
T3	4	50,00	56,73	5	325,00	60,00
T4	4	56,73	75,44	6	73,61	37,00

Fonte: O próprio autor (2019).

Tabela 11 – Redução do consumo de utilidades do processo.

	Utilidades		
	Sem integração (kW)	Com integração (kW)	Redução (%)
Correntes Quentes	126,72	35,15	72,26
Correntes Frias	96,48	1,18	98,78
Total	223,20	36,33	83,72

Fonte: O próprio autor (2019).

5.2 Rede de trocadores de calor

5.2.1 Sem integração

A malha de trocadores apresentada na figura 13 foi exportada para o *software* EDR (Exchange Design Rating), também da empresa AspenTech, objetivando detalhar a temperatura de entrada e saída das utilidades, bem como sua vazão mássica, área e demais variáveis de projetos, e o custo dos trocadores de calor. Como exposto anteriormente, a porcentagem do excesso de área superficial, calculado pelo *software*, foi o principal parâmetro de análise, não devendo passar de 30%. A tabela 12 apresenta a descrição das correntes de utilidade, enquanto a tabela 13 dispõe alguns parâmetros de projeto dos trocadores, como a área, quantidade e comprimento dos tubos. Os custos apresentados dizem respeito somente a construção do equipamento, não incluindo sua instalação na planta.

Tabela 12 – Descrição das correntes de utilidade.

Equipamento	Tipo de utilidade	ΔH (kW)	T_{in} (°C)	T_{out} (°C)	C_p (kJ/kg.K)	\dot{m} (kg/h)
TROC1	Vapor baixa pressão	20,60	150,00	100,00	1,9284	768,00
TROC2	Água pura	5,90	97,00	64,00	1,9099	337,00
TROC3	Vapor baixa pressão	47,00	180,00	135,00	1,9624	1916,00
TROC4	Vapor baixa pressão	53,30	150,00	110,00	1,9580	2450,00
TROC5	Água pura	9,20	5,00	80,00	2,7259	162,00
TROC6	Água pura	71,00	5,00	90,00	4,5355	663,00
TROC7	Água pura	16,30	5,00	102,00	4,5485	133,00

Fonte: O próprio autor (2019).

Tabela 13 – Parâmetros de design dos trocadores e custos de construção.

Equipamento	A (m ²)	Excesso de área superficial (%)	n° tubos	Comprimento tubo (m)	Custo (US\$)
TROC1	2,95	3,00	30	1,65	9360,00
TROC2	11,52	12,00	143	1,35	14243,00
TROC3	7,57	4,00	47	2,70	10071,00
TROC4	4,51	4,00	42	1,80	9355,00
TROC5	2,15	15,00	30	1,20	8790,00
TROC6	10,50	2,00	51	3,45	11636,00
TROC7	2,15	30,00	30	1,20	17580,00

Fonte: O próprio autor (2019).

5.2.2 Com integração

Os resultados prévios obtidos com a integração energética foram aplicados na simulação da planta de biodiesel. A implementação dos trocadores propostos T1, T2 e T3, apresentaram boa adequação e com resultados condizentes com o previsto pela análise Pinch. Todavia, o equipamento T4 apresentou erros uma vez que as temperaturas quentes e frias se cruzavam ao longo do trocador, significando, em teoria, que as correntes frias teriam capacidade de ceder energia térmica para as correntes quentes. Esta condição, porém, configura-se como uma impossibilidade imposta pela segunda lei da termodinâmica.

Em virtude disso, as correntes envolvidas no equipamento T4 foram integradas de modo a aproveitar o máximo possível de energia térmica disponível sem violação termodinâmica. Em seguida, dois novos trocadores (TROC3 e TROC4), além dos previstos pela integração energética, foram alocados de modo a suprir a demanda energética remanescente do T4. A figura 18 mostra o resultado obtido após a aplicação da análise Pinch e com as correções descritas anteriormente.

A adoção dos trocadores TROC3 e TROC4 resultaram na alteração do consumo mínimo de utilidades esperado pela integração energética. A tabela 14 apresenta os valores

mínimos determinados após as correções realizadas contiguamente com os novos percentuais de redução de utilidades na planta. Assim, em termos de consumo de utilidade, obteve-se uma redução real de 64,60% para as correntes quentes e 84,70% para as correntes frias.

Tabela 14 – Valores mínimos de utilidades corrigidos pela simulação.

	Utilidades		
	Sem integração (kW)	Com integração (kW)	Redução (%)
Correntes Quentes	126,72	44,86	64,60
Correntes Frias	96,48	14,76	84,70
Total	223,20	59,62	73,29

Fonte: O próprio autor (2019).

Os trocadores da planta integrada foram então novamente projetados pelo software EDR. A tabela 15 apresenta a descrição das correntes que passam pelos trocadores originados pela integração (T1, T2, T3 e T4), com seus respectivos valores de variação de entalpia calculadas pelo simulador. Vale ressaltar que as correntes destes equipamentos dispensam utilidades, logo, as vazões mássicas apresentadas são oriundas do próprio processo.

Tabela 15 – Descrição das correntes integradas.

Equipamento	ΔH (kW)	T _{in} (°C)	T _{out} (°C)	C _p (kJ/kg.K)	\dot{m} (kg/h)	Tipo
T1	16,30	262,00	35,00	2,5075	103,00	Quente
		26,00	53,00	2,0359	1050,00	Fria
T2	46,90	148,00	75,00	2,2942	1004,00	Quente
		54,00	125,00	2,2455	1059,00	Fria
T3	9,60	325,00	60,00	2,6083	50,00	Quente
		50,00	58,00	4,1942	1030,00	Fria
T4	9,40	75,00	57,95	1,9768	1004,00	Quente
		60,00	66,00	5,4757	1030,00	Fria

Fonte: O próprio autor (2019).

Os trocadores não integrados (TROC1, TROC2, TROC3 e TROC4), empregados para suprir a demanda energética da planta, são apresentados na tabela 16 com a descrição do tipo de utilidade adotada, as variações de entalpia observadas no simulador AspenPlus v8.8 e as vazões mássicas de utilidades necessárias calculadas pelo EDR.

Tabela 16 – Descrição das correntes de utilidade após integração.

Equipamento	Tipo de utilidade	ΔH (kW)	T _{in} (°C)	T _{out} (°C)	C _p (kJ/kg.K)	\dot{m} (kg/h)
TROC1	Água pura	4,30	70,00	63,00	4,5503	486,00
TROC2	Água pura	5,90	96,00	64,00	1,9696	337,00
TROC3	Vapor baixa pressão	34,70	150,00	105,00	1,9549	1420,00
TROC4	Água pura	14,80	5,00	28,00	4,5691	507,00

Fonte: O próprio autor (2019).

A tabela 17 exhibe algumas variáveis de design e os custos de construção dos trocadores determinados pelo simulador EDR. É importante elucidar que os equipamentos oriundos da integração cuja porcentagem de excesso de área superficial (ESA %) foram superiores a 30% não puderam ser modificados, uma vez que tal ação acarretaria mudança das vazões de correntes de interesse processo, e não de utilidades. Tal mudança modificaria inúmeros parâmetros e variáveis de equipamentos, correntes, entre outros.

Tabela 17 – Parâmetros de design e custos de construção após integração.

Equipamento	A (m ²)	Excesso de área superficial (%)	n° tubos	Comprimento tubo (m)	Custo (US\$)
T1	6,85	36,00	51	2,25	10564,00
T2	43,67	10,00	122	6,00	16978,00
T3	2,15	43,00	30	1,20	8790,00
T4	13,69	4,00	51	4,50	13211,00
TROC1	7,30	2,00	51	2,40	10036,00
TROC2	11,52	12,00	143	1,35	14243,00
TROC3	3,79	3,00	47	1,35	9308,00
TROC4	3,65	3,00	51	1,20	9140,00

Fonte: O próprio autor (2019).

5.3 Avaliação econômica

A avaliação econômica foi baseada no comparativo da soma do custo de investimento com o custo operacional para um período de um ano. O custo de investimento (C.I.) refere-se à construção dos trocadores de calor, ou seja, o somatório da coluna “Custo (US\$)” nas tabelas 13 e 17. Sendo assim, a planta sem integração energética registrou um C.I. de US\$81.035,00, em contraste com os US\$92.270,00 da planta integrada, gerando um aumento de 13,86% dos custos. Vale destacar que, para ambos os cenários, este valor se refere unicamente aos custos de construção e não de instalação na planta.

O custo operacional anualizado, referente ao gasto econômico com as correntes de utilidades no período de um ano, foi calculado através das vazões de utilidades descritas nas tabelas 12 e 16, adotando-se vapor de baixa pressão e água de alta pureza para processos, descritas na tabela 3, com os preços disponíveis na coluna “Custo (US\$)/Common Unit”. As tabelas 18 e 19 apresentam a descrição do tipo de utilidade empregada em cada equipamento para ambos os cenários e seus respectivos custos, para antes e após a integração energética, seguido do preço da utilidade pago por hora e multiplicado por 8000 horas de operação/ano, o

que representa aproximadamente 8,33 horas de produção ao longo de cinco dias por semana em um ano.

Tabela 18 – Custo de utilidades para a planta convencional (sem integração).

Equipamento	Tipo de utilidade	ṁ (kg/h)	Preço/h (\$/h)	Preço/ano (US\$/ano)
TROC1	Vapor baixa pressão	768,00	21,27	170.160,00
TROC2	Água de alta pureza	337,00	0,02	160,00
TROC3	Vapor baixa pressão	1916,00	53,07	424.560,00
TROC4	Vapor baixa pressão	2450,00	67,87	542.960,00
TROC5	Água de alta pureza	162,00	0,01	80,00
TROC6	Água de alta pureza	663,00	0,04	320,00
TROC7	Água de alta pureza	133,00	0,01	80,00

Fonte: O próprio autor (2019).

Tabela 19 – Custos de utilidades para a planta energeticamente integrada.

Equipamento	Tipo de utilidade	ṁ (kg/h)	Preço/h (\$/h)	Preço/ano (US\$/ano)
TROC1	Água de alta pureza	486,00	0,03	240,00
TROC2	Água de alta pureza	337,00	0,02	160,00
TROC3	Vapor baixa pressão	1420,00	39,33	314.640,00
TROC4	Água de alta pureza	507,00	0,03	240,00

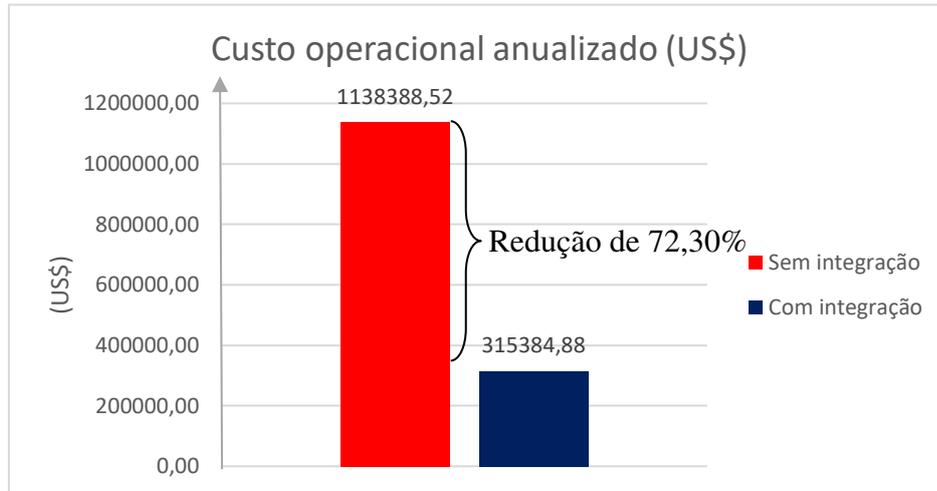
Fonte: O próprio autor (2019).

Somando-se os custos disponibilizados na coluna “Preço/ano (US\$/ano)” das tabelas 18 e 19, tem-se um custo operacional anualizado (C.O.A.) para a planta convencional de US\$1.138.320,52 e um C.O.A. de US\$315.280,00 para a planta integrada, representando uma redução de 72,30% nos custos variáveis. As figuras 19 e 20 apresentam um comparativo para o custo operacional anualizado e o custo de investimento para os trocadores de calor em ambos os projetos, sintetizado a análise econômica e consolidando a implementação da integração energética na planta de biodiesel.

De maneira geral, no que se refere aos custos de investimento, a planta convencional apresenta 7 trocadores de calor, passando para 8 após a integração. Os valores obtidos para a área de troca térmica são ainda superiores para a planta integrada em relação à convencional, portanto, é esperado que os custos de investimento sejam superiores (13,86%) aos da planta não integrada.

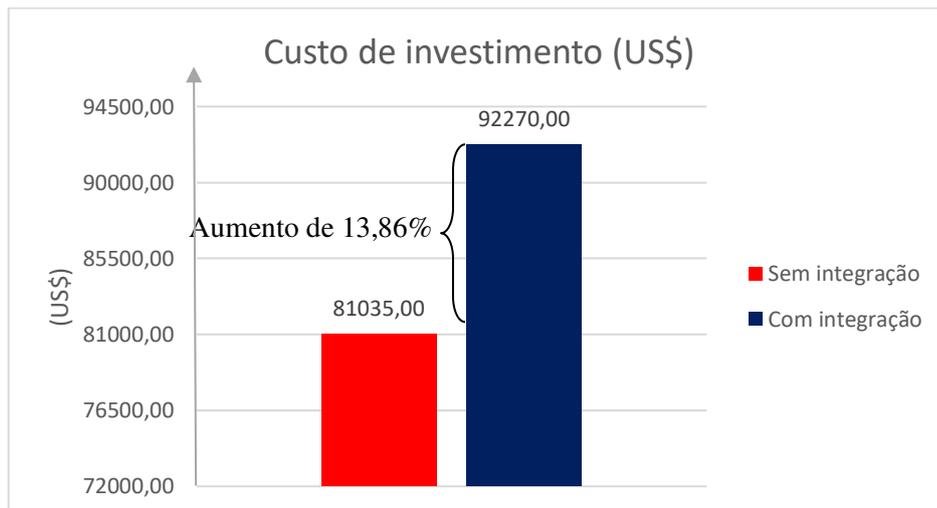
Já para os custos operacionais, a redução do custo é facilmente observada pela considerável redução do consumo total de utilidades em termos de vazão mássica (de 6429 kg/h para 2750 kg/h) e de entalpia (223,3 kW para 141,9 kW).

Figura 19 – Custo operacional anualizado da planta.



Fonte: O próprio autor (2019).

Figura 20 – Custo de investimento referente aos trocadores de calor.



Fonte: O próprio autor (2019).

6 CONCLUSÃO

No presente trabalho, a integração energética via análise Pinch mostrou-se aplicável nos níveis técnico e econômico. O processo de biodiesel por transesterificação simulado no software AspenPlus v8.8 apresentou 7 zonas energéticas e o ponto Pinch foi identificado na zona “H” indicando o ponto ótimo para o reaproveitamento de calor residual da planta, resultando em uma temperatura Pinch de 37 °C para as correntes quentes e de 27 °C para as correntes frias. A tecnologia Pinch possibilitou a determinação da demanda por utilidades quentes igual a 33,11 kW e para as utilidades frias igual a 0,22 kW.

O valor baixo de demanda térmica de utilidades para as correntes frias culminou na consideração de ignorar as trocas térmicas para o sistema abaixo do Pinch. A análise indicou, ainda, a possibilidade de implementação de quatro novos trocadores de calor acima do ponto Pinch para fins de reaproveitamento do calor residual, nomeados T1, T2, T3 e T4.

O equipamento T4, no entanto, apresentou-se inviável, uma vez que as temperaturas das correntes quentes e frias não cumpriram a segunda lei da termodinâmica. Em virtude disso, fez-se necessária a adoção de trocadores de calor para suprir a demanda energética das correntes deste equipamento, sendo, por fim, possível obter uma redução real de 64,60% de demanda por utilidades quentes e 84,70% para as utilidades frias.

O software Exchange Rating and Design (EDR) foi empregado para o projeto dos trocadores de calor para ambos os cenários: sem integração e após a integração. Verificou-se um custo de investimento de US\$81.035,00 para a planta convencional e de US\$92.270,00 para a planta integrada, representando um aumento de 13,86%.

No que se refere às utilidades, os custos operacionais da planta foram calculados com base nos dados financeiros fornecidos por Turton et al. (2009) e na vazão mássica de utilidade obtida com o EDR. Em termos anuais, ou seja, contabilizando 8000 horas de operação, a planta convencional apresentou um custo operacional anualizado (C.O.A.) de US\$1.138.320,52, enquanto a planta integrada resultou em um custo de US\$315.280,00, representando uma redução de 72,30%.

Dessa forma, as principais contribuições deste trabalho foram a análise técnica e econômica da implementação de uma otimização energética via tecnologia Pinch, o uso de softwares (AspenPlus v8.8 e Exchange Rating and Design) para auxílio de simulação de processos e de projeto da rede de trocadores de calor e uma breve análise da viabilidade econômica, fator fundamental na tomada de decisão para a implementação da melhoria proposta.

SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

A seguir, seguem enumeradas quatro sugestões para trabalhos futuros, sendo três destas relacionadas com a planta de biodiesel desenvolvida por este trabalho e uma quarta proposta que se relaciona com o tema da integração energética.

- 1) Realizar a otimização energética aplicando a metodologia de planejamento de experimento nas colunas de destilação da planta de biodiesel apresentada, visando o menor consumo de correntes de utilidades;
- 2) Por razões apresentadas neste trabalho, não é possível aplicar a tecnologia Pinch que trata da rede de trocadores de calor para as colunas de destilação. Recomenda-se a aplicação da técnica específica, desenvolvida por Linnhoff (1998) e citada no texto, para a otimização energética das colunas na planta de biodiesel construída.
- 3) Os óleos vegetais diferem-se quanto as suas propriedades físico-químicas. Cabe avaliar a existência, ou não, de uma configuração ótima de óleo vegetal – catalisador básico – álcool que apresenta um maior potencial de redução do consumo de utilidades através da aplicação da tecnologia Pinch.
- 4) Ciclos de Rankine e Brayton são comumente utilizados para a geração de energia elétrica. Quando combinados, o ciclo Brayton gera calor suficiente para suprir parte da demanda da caldeira no ciclo Rankine, reaproveitando assim o calor residual. Cabe avaliar o impacto econômico da implementação deste ciclo combinado, uma tecnologia nova que se fundamenta como integração energética.

REFERÊNCIAS

ABOELAZAYEM, O.; GADALLA, M.; SAHA, B. Design and simulation of an integrated process for biodiesel production from waste cooking oil using supercritical methanolysis. In: **26th European Biomass Conference and Exhibition**, 26, 2018, Copenhagen, p.912.

AMIN, A. M. L. Review of diesel production from renewable resources: Catalysis, process kinetics and technologies. **Ain Shams Engineering Journal**, 2019.

ANAPOLSKI, J. L. P.; INDRUSIAK, M. L. S. **Síntese energética de uma rede de trocadores de calor de um processo de refino de óleo de soja**. 2015. Disponível em: <http://www.uricer.edu.br/site/pdfs/perspectiva/146_507.pdf>. Acesso em: 16 out 2019.

ALBERTI, R. A.; FURTADO, J. C.; KIPPER, L. M. Simulação como ferramenta no ensino de engenharia: problematização e promoção da vivência em processos produtivos. **Revista de Ensino em Engenharia**, 34, p.73-85, 2015.

ALFARO, A. Z. C.; WERWIE, B. C. **Integração energética de plantas petroquímicas utilizando a abordagem de análise Pinch**. 2016. 87 f. Trabalho de Conclusão de Curso (Bacharelado em Engenharia Química e de Petróleo) – Universidade Federal Fluminense – UFF, Niterói, 2016.

ALMENTEIRO, A. R.; MARIMON, A. R. M. **El análisis Pinch: integración y optimización en una planta de obtención de biodiesel**. 2017. Disponível em: <<http://bibliotecavirtualoducal.uc.cl/vufind/Record/oai:localhost:10819-3838>>. Acesso em: 01 out. 2019.

ATKINS, P.; DE PAULA, J. **Físico-Química**. 9. ed., v.1. Rio de Janeiro: LTC, 2012.

AGÊNCIA NACIONAL DO PETRÓLEO, GÁS NATURAL E BIOCOMBUSTÍVEIS – ANP. **Perfil nacional de matérias-primas consumidas para produção de biodiesel**. 2018. Disponível em: <<http://www.anp.gov.br/images/producao-fornecimento-biocombustiveis/biodiesel/processamento-materias-primas-2018.xlsx>> Acesso em: 01 out. 2019.

BOON-ANUWAT, N.; KIATKITTIPONG, W.; AIOUACHE, F.; ASSABUMRUNGRAT, S. Process design of continuous biodiesel production by reactive distillation: comparison between homogeneous and heterogeneous catalyst. **Elsevier**, v. 92, p.33-44, 2015.

ÇENGEL, Y. A. **Transferência de calor e massa: uma abordagem prática**. 4. ed. São Paulo: McGraw-Hill, 2012.

COSTA, E. C.; MACHADO, N. T.; ARAÚJO, M. E. Simulação do processo de produção de biodiesel de óleo de palma utilizando os softwares Aspen Hysys e DWSIM. In: **Encontro de Profissionais da Química da Amazônia**, 14, 2015, Belém, p.796.

COSTA, L. G. **Simulação e comparação de um sistema de resfriamento de licor cáustico em uma refinaria de alumina**. 2018. 37 f. Trabalho de Conclusão de Curso (Bacharelado em Engenharia Química – Universidade Federal do Maranhão – UFMA, São Luís, 2018.

COTINI, E.; GAZZONI, D.; ARAGÃO, A.; MOTA, M.; MARRA, R. Parte 1: COMPLEXO SOJA – Caracterização e Desafios Tecnológicos. In: **SÉRIE DESAFIO DO AGRONEGÓCIO BRASILEIRO (NT1)**, Embrapa, 2018.

COUTINHO, C. F. J. **Integração energética da etapa de extração de óleo de soja, utilizando a análise Pinch**. 2009. 80 f. Trabalho de Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Universidade Estadual do Oeste do Paraná – UNIOESTE, Toledo, 2009.

DA CUNHA, F. C. **Microeconomia: Teoria, questões e exercícios**. São Paulo: Alínea, 2004, 299p.

DAS DORES, H. F.; BARTOTO, I. D.; SILVA, K. V. A.; FERREIRA, N.; CHLUSEWICZ, V. D. **Utilização de fontes de carbono alternativas para a produção de celulose bacteriana por *Gluconacetobacter xylinus***. 2017. 54 f. Trabalho de Conclusão de Curso (Técnico em Biotecnologia) – Serviço Nacional de Aprendizagem Industrial – SENAI, Londrina, 2017.

DE OLIVEIRA, A. B. **Avaliação da eficiência energética em um sítio industrial utilizando análise Pinch com Heurísticas e técnicas de projeto**. 2005. 121 f. Trabalho de Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Universidade Federal do Rio Grande do Sul – UFRGS, Porto Alegre, 2005.

DE SOUZA, W. N. T.; MANZELA, A. A. Otimização de desempenho de trocadores de calor compactos. **Revista de Engenharia da Faculdade Salesiana**, v.1 p.33-44, 2015.

DOS SANTOS, M; LIMA, I. C.; PAIXÃO, A. C.; DIAS, F. C.; DOS REIS, M. F. Proposta de otimização do mix de produção utilizando o método simplex: um estudo de caso de uma confecção de moda íntima do município de Cordeiro – RJ. In: **Anais do IV Simpósio de Engenharia de Produção**, 4, 2016, Recife.

DURAN, M. A.; GROSSMANN, I. E. Simultaneous optimization and heat integration of chemical processes. **AIChE Journal**, 32, p. 123-138, 1986.

FAGUNDES, D. R. **Aplicação de integração energética em um processo agroindustrial**. 2016. 25 f. Trabalho de Conclusão de Curso (Bacharelado em Engenharia Agroindustrial-Agroquímica) – Universidade Federal do Rio Grande – FURG, Santo Antônio da Patrulha, 2016.

FERES, P. F. D. **Os biocombustíveis na matriz energética alemã: possibilidades de cooperação com o Brasil**. Brasília: FUNAG, 2010, 297p.

FERRÉS, D. H. S. **Competitividade dos biocombustíveis no Brasil: uma comparação entre os principais biocombustíveis – etanol e biodiesel**. 2010. 162 f. Dissertação (Mestrado em Agroenergia) – Fundação Getúlio Vargas – FGV, São Paulo, 2010.

FOGLER, H. S. **Elementos de engenharia das reações químicas**. 4. ed. Rio de Janeiro: LTC, 2009.

ENCARNAÇÃO, A. P. G. **Geração de biodiesel pelos processos de transesterificação e hidroesterificação: uma aplicação econômica**. 2007. 144 f. Dissertação (Mestrado em

Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos) – Universidade Federal do Rio de Janeiro – UFRJ, Rio de Janeiro, 2007.

INCROPERA, F. P.; BERGMAN, T. L.; LAVINE, A. S.; DEWITT, D. P. **Fundamentos de transferência de calor e de massa**. 7. ed. Rio de Janeiro: LTC, 2016.

JODA, F.; AHMADI, F. Exergoeconomic analysis of conventional and using reactive distillation biodiesel production scenarios thermally integrated with a combined power plant. **Renewable Energy**, v. 132, p.898-910, 2019.

KEMP, I. C. **Pinch Analysis and Process Integration: A user guide on process integration for the efficient use of energy**. 2 ed. USA: Elsevier, 2007.

KERN, D. Q. **Process heat transfer: international student edition**. McGraw-Hill Book Company Japan, 1950.

KIANIMANESH, H. R. AGHDAM, F. A.; DERAKHSHAM, M. V. Biodiesel production from vegetable oil: Process design, evaluation and optimization. **Polish Journal of Chemical Technology**, 19, p.49-55, 2017.

LARI, G. M.; PASTORE, G.; HAUS, M.; DING, Y; PAPADOKONSTANTAKIS, S.; MONDELLI, C.; RAMÍREZ, J. P.; Environmental and economical perspectives of a glycerol biorefinery. **Energy and Environmental Science**, 11, p.1012-1029, 2018.

LAZARINI, C. A.; TAVARES, F. H.; OLIVEIRA, H. S. C.; BARCELLOS, V. A. **Aplicação de técnica de integração energética no sistema de pré-tratamento de matéria-prima para a produção de biodiesel**. 2016. 53f. Trabalho de Conclusão de Curso (Bacharelado em Engenharia Química) – Universidade São Francisco – USF, Campinas, 2016.

LEVENSPIEL, O. **Engenharia das reações químicas**. 3. ed. São Paulo: Edgard Blucher, 2000.

LEHMANN, F. G. **Análise da combustão e emissões em motores a biodiesel**. 2015. 194 f. Trabalho de Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Escola Politécnica da Universidade de São Paulo – USP, São Paulo, 2015.

LI, C.; ZHANG, L.; XIAO, Z.; LI, P.; LIU, R.; CHEN, J.; HE, Z.; FU, J. Production of biodiesel using a vegetable oil from *Swida wilsoniana* fruits. **Periodica Polytechnica Chemical Engineering**, 59, 2015.

LIMA, M. L. R. **Otimização topológica e paramétrica de vigas de concreto armado utilizando algoritmos genéticos**. 2011. 113 f. Trabalho de Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) - Escola Politécnica da Universidade de São Paulo – USP, São Paulo, 2011.

LINNHOFF, B.; FLOWER, J. Synthesis of heat exchanger networks: I. Systematic generation of energy optimal networks. **AIChE Journal**, 24, p.633-642, 1978.

LINNHOFF, B.; HINDMARSH, E. The Pinch design method for heat exchanger networks. **Chemical Engineering Science**, 38, p.745-763, 1983.

LINHOFF, B.; **Introduction to Pinch Technology**. 1998. Disponível em: <<https://www.ou.edu/class/che-design/a-design/Introduction%20to%20Pinch%20Technology-LinhoffMarch.pdf>> Acesso em: 07 out 2019.

MINISTÉRIO DE MINAS E ENERGIA. **BALANÇO ENERGÉTICO NACIONAL**: Governo Federal: 2004-2018, anual.

MUKHERJEE, R. Effectively Design Shell-and-Tube Heat Exchangers. **Chemical Engineering Progress**, 94, p.21-37, 1998.

NASCIMENTO, H. L. S. **Método de otimização topológica em estruturas contínuas bidimensionais**. 2019. 79 f. Trabalho de Conclusão de Curso (Bacharelado em Engenharia Mecânica) – Universidade Federal do Rio Grande do Norte – UFRN, Natal, 2019.

NICHEL, L. **Produção de biodiesel visando a redução do glicerol**. 2015. 77 f. Trabalho de Conclusão de Curso (Bacharelado em Engenharia Ambiental) – Centro Universitário UNIVATES – UNIVATES, Lajeado, 2015.

OCAMOTO, A. N.; VIEIRA, B. R. R.; ANTONIASSI, M. A.; LEMES, P. M. P. **Indústria da produção de biodiesel**. 2018. 128 f. Trabalho de Conclusão de Curso (Bacharelado em Engenharia Química) – Universidade Tecnológica Federal do Paraná – UTFPR, Apucarana, 2018.

PELINGEIRO, C. A. G. **Engenharia de processos: análise, simulação, otimização e síntese de processos químicos**. São Paulo: Blücher, 2005. 198p.

PERRY, R. H.; GREEN, D. W.; MALONEY, J. O. **Perry's chemical engineers' handbook**. 7. ed. New York: McGraw-Hill, 1997.

QUELHAS, T.J.S.S.S. **Otimização energética na produção de biodiesel**. 2012. 80 f. Trabalho de Conclusão de Curso (Bacharelado em Engenharia Química) - Universidade Federal do Rio de Janeiro – UFRJ, Rio de Janeiro, 2012.

RAMOS, L. P.; KOTHE, V.; OLIVEIRA, M. A. F. C.; WYPYCH, A. S. M.; NAKAGAKI, S.; KRIEGER, N. WYPYCH, F.; CORDEIRO, C. S. Biodiesel: matérias-primas, tecnologias de produção e propriedades combustíveis. **Revista Virtual de Química**, 9, 2017.

RICÓN, L.; JARAMILLO, J.; CARDONA, C.; Comparison of feedstocks and technologies for biodiesel production: An environmental and techno-economic evaluation. **Renewable Energy**, 69, p.479-487, 2014.

RIVAS, D. F.; HERNÁNDEZ, E. C; PERALES, A. L. V.; VAN DER MEER W. Evaluation method for process intensification alternatives. **Chemical Engineering and Processing: Process Intensification**, 123, p. 221-232, 2018.

SMITH, R. **Chemical Process Design and Integration**. San Francisco: John Wiley & Sons Inc, 2005.

TEBAS, S. O. G.; PEREIRA, A. F.; DA SILVA, P. H. A.; PINHEIRO, P. F.; PINHEIRO, C. A.; BARAÑANO, A. G. Obtenção de Biodiesel. **Blucher**, p.100-104, 2017.

TEXEIRA, A. C. C.; PEREIRA, I. M. L. A. **Simulação e otimização de uma planta de produção de biodiesel**. 2016. 62 f. Trabalho de Conclusão de Curso (Bacharelado em Engenharia Química) – Centro Universitário Newton Paiva, Belo Horizonte, 2016.

TORRES, P. Z. **Simulação do processo de produção de biodiesel usando etanol supercrítico**. 2015. 53 f. Trabalho de Conclusão de Curso (Bacharelado em Engenharia Química) – Escola de Engenharia de Lorena da Universidade Federal de São Paulo – USP, Lorena, 2015.

TURTON, R.; SHAEIWITZ, J. A.; BHATTACHARYA, D.; WHITING, W. B. **Analysis, synthesis, and design of chemical processes**. 3. ed. New Jersey: Prentice Hall, 2009.

WU, J.; GAO, Y.; ZHANG, W.; TANG, A.; TAN, Y.; MEN, Y.; TANG, B. New imidazole-type acidic ionic liquid polymer for biodiesel synthesis from vegetable oil. **Chemical Engineering and Processing: Process Intensification**, 93, p.61-65, 2015.

APÊNDICE A – CARACTERIZAÇÃO DAS CORRENTES DO PROCESSO DE BIODIESEL

Tabela 1.A – Caracterização das correntes do processo.

Propriedade	MIST1	MIST3	OLEO1	OLEO2	PROD1	METREC	H2O	5PROD	MEOHWAT	PROD8	PROD9
Temperatura (°C)	25,00	27,10	25,55	60,00	60,00	28,34	25,00	125,00	148,00	50,00	50,00
Pressão (bar)	1,01	0,20	4,00	1,00	4,00	0,20	1,10	1,00	0,10	1,00	1,00
Vazão mássica (kg/h)	165,71	276,71	1050,00	1050,00	1326,71	111,00	900,76	1058,82	4,49	1118,95	1030,17
Vazão molar (kmol/h)	4,86	8,32	1,18	1,18	9,51	3,46	50,00	3,75	0,21	52,91	52,28
Fração molar											
Metanol	0,74	0,85	0,00	0,00	0,37	0,99	0,00	0,00	1,58E-02	1,62E-03	1,64E-03
Trioleína	0,00	0,00	1,00	1,00	1,24E-03	3,93E-07	0,00	0,00	2,86E-07	0,00	0,00
Glicerol	0,00	0,00	0,00	0,00	0,12	1,62E-11	0,00	0,00	0,00	0,02	0,02
NaOH	0,26	0,15	0,00	0,00	0,13	6,30E-34	0,00	0,00	0,00	1,58E-06	1,60E-06
Água	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	1,00	0,06	0,98	0,96	0,98
Oleato de metila	0,00	0,00	0,00	0,00	0,37	1,66E-12	0,00	0,94	8,23E-03	0,00	0,00
Ácido sulfúrico	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Sulfato de sódio	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,01	0,00

Fonte: O próprio autor (2019).

Tabela 2.A – Caracterização das correntes do processo (continuação).

Propriedade	PROD10	SOLIDOS	WATMEOH	BDIESEL1	OILREC1	GC
Temperatura (°C)	95,00	50,00	75,61	35,00	60,00	35,00
Pressão (bar)	1,00	1,00	0,40	1,00	1,00	1,00
Vazão mássica (kg/h)	1030,17	88,77	926,17	1004,32	50,00	103,00
Vazão molar (kmol/h)	52,28	0,62	51,17	3,39	0,1451	1,11
Fração molar						
Metanol	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Trioleína	0,00	0,00	0,00	0,00	0,08	0,00
Glicerol	0,02	0,00	0,00	0,00	0,00	1,00
NaOH	0,14	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Água	0,84	0,00	1,00	0,00	0,00	0,00
Oleato de metila	0,00	0,00	0,00	1,00	0,92	0,00
Ácido sulfúrico	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Sulfato de sódio	0,00	1,00	0,00	0,00	0,00	0,00

Fonte: O próprio autor (2019).

APÊNDICE B – DADOS OPERACIONAIS DOS DEMAIS EQUIPAMENTOS EMPREGADOS NA SIMULAÇÃO

Tabela 1.B – Dados operacionais das colunas de destilação.

Descrição	COLUNA1	COLUNA2	COLUNA3
Tipo	Equilíbrio	Equilíbrio	Equilíbrio
Número de estágios	7	6	6
Taxa de destilado (mass, kg/h)	111	-	-
Razão de refluxo (mass)	2	2	2
Taxa de fundo (mass, kg/h)	-	50	103
Estágio de Alimentação (on-stage)	3	4	3
Pressão do condensador (bar)	0,2	0,1	0,4
Queda de pressão no estágio (bar)	0,1	0,1	0,1
Temperatura especificada para o condensador (°C)	-	148,30	-

Fonte: O próprio autor (2019).

Tabela 2.B – Dados operacionais das bombas.

Descrição	BOMBA1	BOMBA2
Tipo	Centrífuga	Centrífuga
Pressão de entrada (bar)	1,00	1,00
Pressão de saída (bar)	4,00	4,00
Vazão volumétrica (L/h)	158,32	1156,79
Eleticidade (kW)	0,04	0,32
NPSH disponível (m.kgf/kg)	8,65	11,37

Fonte: O próprio autor (2019).

Tabela 3.B – Dados operacionais dos reatores químicos.

Descrição	REATOR1	REATOR2
Tipo	Equilíbrio	Estequiométrico
Temperatura (°C)	60	50
Pressão (bar)	4	1
Tipo de reação	Transesterificação	Neutralização
Extensão molar (kmol/h)	2	-
Conversão	-	1 (de H ₂ SO ₄)

Fonte: O próprio autor (2019).

Tabela 4.B - Dados operacionais do extrator e decantador.

Descrição	EXTRACT	DECANT
Corrente de saída	PROD5	PROD9
Subcorrente	MIXED	MIXED
Componente		
Metanol (kmol/h)	0,0035	0,0857
Trioleína (kmol/h)	0,0118	0,000
Glicerol (kmol/h)	0,0000	1,1739
NaOH (kmol/h)	0,0000	8,3693E-05
Água (kmol/h)	0,2207	51,0293
Oleato de metila (kmol/h)	3,5219	0,0000
H ₂ SO ₄ (kmol/h)	-	0,0000
Na ₂ SO ₄ (kmol/h)	-	0,0000

Fonte: O próprio autor (2019).

APÊNDICE C - CÁLCULO DA CASCATA ENERGÉTICA E CASCATA ACUMULADA

Exemplo de cálculo para as zonas A e B dispostas do diagrama de temperatura.

Zona A:

$$Soma(Q) = \sum \dot{m}CpdT = 0,03 \times 63,00 = 2,18$$

$$Soma(F) = \sum \dot{m}CpdT = 0$$

$$Q - F = 2,18$$

Zona B:

$$Soma(Q) = \sum \dot{m}CpdT = (0,03 \times 114,00) + (0,07 \times 114,00) = 12,12$$

$$Soma(F) = \sum \dot{m}CpdT = 0$$

$$Q - F = 12,12$$

Pela metodologia, o valor da primeira linha da coluna “Q-F” é transposto para a primeira linha da coluna “Cascata”, ou seja, 2,18 kW, conforme mostra a tabela 3.C.

Tabela 3.C – Exemplo de cálculo da cascata de calor.

Zona	$\sum \dot{m}CpdT(Q)$	$\sum \dot{m}CpdT(F)$	Q-F	Cascata
A	2,18	0,00	2,18	2,18
B	12,12	0,00	12,12	

Fonte: O próprio autor (2019).

O valor conseguinte da coluna “cascata” será o total da soma das parcelas 2,18 e 12,12, resultando em 14,30 kW, como uma média acumulada. Este procedimento será realizado para todas as zonas.

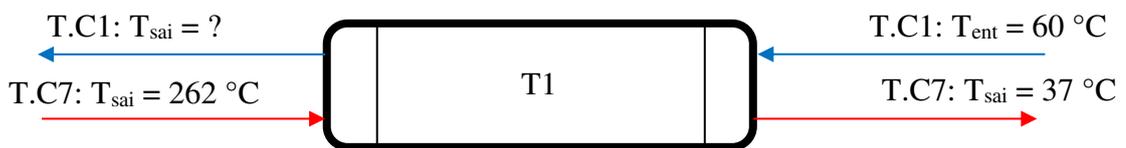
$$Total = 2,18 + 12,12 = 14,30$$

Em seguida, toma-se o maior valor negativo na coluna “cascata”. Neste trabalho, esse valor foi identificado como sendo -33,76 kW. Este valor será transposto para a coluna “Acumulada”, onde será feito novamente a média acumulada, ainda com respeito à coluna “Q-F”.

APÊNDICE D – SÍNTESE DA REDE DE TROCADORES DE CALOR

Exemplo de cálculo para as temperaturas de entrada e saída do trocador T1. Neste equipamento, a temperatura da corrente fria 1 (T.C1) entra a 60 °C e tem a função de esgotar energeticamente a corrente quente 7 (T.C7), que entra a 262 °C e sai a 37 °C. A corrente 7 demanda de 15,75 kW para ser resfriada, enquanto a corrente 1 dispõe de 19,47 kW, logo, deve-se calcular qual será a temperatura de saída da corrente 1, que ainda possuirá calor residual e que demandará de utilidade para atingir sua temperatura final de 27 °C. A figura 1 ilustra o esquema de correntes no trocador T1.

Figura 1.D – Esquema de correntes no equipamento T1.



Fonte: O próprio autor (2019).

Entalpia da corrente 1:

$$C1 = 0,59 \times (60,0 - 27,0) = 19,47 \text{ kW}$$

Entalpia da corrente 7:

$$C7 = 0,07 \times (262,0 - 37,0) = 15,75 \text{ kW}$$

Síntese:

$$15,75 \text{ kW} = 0,59 \times (60,0 - T1_{sai})$$

$$T1_{sai} = 33,31 \text{ °C}$$

Logo, a temperatura de saída da corrente 1 será 33,31 °C, e uma corrente de utilidade será necessária para resfriar esta corrente até a temperatura requisitada de 27 °C, como exposto anteriormente. A mesma estrutura de cálculo foi aplicada aos demais correntes, observando-se a ordem estabelecida na figura 15 (corrente 1 – corrente 7; corrente 4 – corrente 5; corrente 3 – corrente 6; corrente 4 – corrente 6).