

**UNIVERSIDADE FEDERAL DE SÃO CARLOS**

**Centro de Ciências Exatas e Tecnologia**

**Departamento de Engenharia Química**

Cássia Maria de Oliveira

**Integração energética da biorrefinaria de cana-de-açúcar para  
produção de etanol de primeira e segunda geração e energia  
elétrica**

São Carlos

2014

**UNIVERSIDADE FEDERAL DE SÃO CARLOS**

**Centro de Ciências Exatas e Tecnologia**

**Departamento de Engenharia Química**

Cássia Maria de Oliveira

**Integração energética da biorrefinaria de cana-de-açúcar para  
produção de etanol de primeira e segunda geração e energia  
elétrica**

Dissertação apresentada à Coordenação do Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química da Universidade Federal de São Carlos para obtenção do título de Mestre em Engenharia Química

**Orientadora:** Prof.<sup>a</sup> Dr.<sup>a</sup> Caliane Bastos Borba Costa

**Co-orientador:** Prof.<sup>o</sup> Dr.<sup>o</sup> Antonio José Gonçalves da Cruz

São Carlos

2014

**Ficha catalográfica elaborada pelo DePT da  
Biblioteca Comunitária da UFSCar**

O48ie

Oliveira, Cássia Maria de.

Integração energética da biorrefinaria de cana-de-açúcar para produção de etanol de primeira e segunda geração e energia elétrica / Cássia Maria de Oliveira. -- São Carlos : UFSCar, 2014.

101 f.

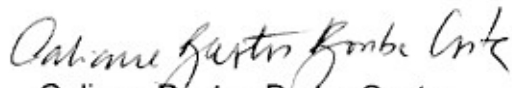
Dissertação (Mestrado) -- Universidade Federal de São Carlos, 2014.

1. Controle de processo. 2. Etanol. 3. Análise *pinch*. 4. Biorrefinarias. I. Título.

CDD: 660.281 (20ª)

MEMBROS DA BANCA EXAMINADORA DA DISSERTAÇÃO DE MESTRADO DE  
**CÁSSIA MARIA DE OLIVEIRA** APRESENTADA AO PROGRAMA DE PÓS-  
GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA DA UNIVERSIDADE FEDERAL DE  
SÃO CARLOS, EM 17 DE FEVEREIRO DE 2014.

BANCA EXAMINADORA:

  
Caliane Bastos Borba Costa  
**Orientadora, UFSCar**

  
Mauro Antonio da Silva Sá Ravagnani  
**UEM**

  
Marco Giulietti  
**UFSCar**

*A quem me deu forças necessárias para essa caminhada  
minha mãe, Wilma*

## **Agradecimentos**

Agradeço a Deus, por ter me guiado e protegido ao longo das minhas decisões.

À minha mãe e minha irmã Fernanda, pelo apoio, confiança e pelas sábias palavras. Sou infinitamente grata por ter vocês ao meu lado.

Aos meus tios e avós, pelo incentivo e confiança ao longo de toda a caminhada.

Ao meu namorado João, pela paciência, apoio e carinho, indispensáveis na minha vida.

Aos meus orientadores, Caliane e Antonio, pelos ensinamentos e dedicação que me ofereceram durante todo o mestrado. Sou muito grata pela confiança depositada em mim.

Ao meu ex-orientador Charles, por compartilhar seus conhecimentos e pelos sábios conselhos, mesmo após o período de estágio.

Aos meus amigos de infância e adolescência, Daiana, Lidiane, Bruna, Juliane, Mariana, Gabriela, Natália, Rafael, Luiz e Allan, pelo apoio e amizade, a qual é fundamental na minha vida.

Às minha amigas da FZEA, Ivana, Geisa, Priscila, Danielle, Maria Helena e Juliana, que mesmo em distância são pessoas muito especiais.

Aos meus amigos do Laboratório Kyatera, por partilharem seus conhecimentos, pela amizade e bons momentos de convivência.

Ao Programa de Pós-Graduação de Engenharia Química da UFSCar, pela oportunidade.

Ao CNPq, pelo apoio financeiro.

A todas as demais pessoas que contribuíram, direta ou indiretamente, para que o presente trabalho fosse concluído.

*"A diferença entre o que fazemos e o que somos capazes de fazer seria suficiente para resolver a maioria dos problemas do mundo."*

*Mahatma Gandhi*

## Resumo

O aumento na demanda por biocombustíveis tem impulsionado o desenvolvimento de novas tecnologias como a produção de etanol a partir da hidrólise do bagaço de cana-de-açúcar. Dada a grande importância do Brasil no mercado de etanol, a inserção da tecnologia de etanol de segunda geração potencializará o crescimento da produção. A integração energética em uma biorrefinaria de cana-de-açúcar proporciona importantes vantagens ao processo industrial como a melhor gestão de energia, benefícios ambientais e aumento na produção de etanol. O último fator se deve ao menor consumo de vapor na planta com a integração energética, logo, menos bagaço é necessário para o sistema de cogeração e parte do excedente pode ser disponibilizado para a produção de etanol de segunda geração. Neste contexto, o presente estudo realizou a integração energética de uma biorrefinaria de cana-de-açúcar com o objetivo de reduzir o consumo de utilidades. A técnica utilizada foi a análise *Pinch*, metodologia consagrada na área de integração energética. A biorrefinaria empregada neste trabalho consiste do processo de produção de etanol de primeira e segunda geração e energia elétrica por simulação computacional realizada no *software* EMSO (*Environment for Modeling, Simulation, and Optimization*). Foram avaliados seis cenários diferentes da biorrefinaria, os quais diferem pelo tipo de pré-tratamento para o bagaço (hidrotérmico, ácido diluído e explosão a vapor) e pela consideração ou não da etapa de fermentação das pentoses. Os processos com os pré-tratamentos hidrotérmico, ácido diluído e explosão a vapor com a inclusão da etapa de fermentação das pentoses tem maior produção de etanol quando comparado aos processos que não fazem uso da fração de pentoses, porém o consumo de vapor aumenta na mesma ordem de grandeza da produção de etanol. Para os seis cenários avaliados a aplicação da integração energética demonstrou uma redução no consumo de energia acima de 50% se comparada aos correspondentes processos sem integração energética e acima de 30% se comparada aos processos com integração de projeto, como comumente encontrados nas usinas brasileiras. Além da vantagem econômica, devido à diminuição nos custos de utilidades quentes e frias, a integração energética do processo proporciona melhor gestão de energia, redução na emissão de gases e efluentes líquidos e aumenta a disponibilidade de bagaço para a produção de etanol de segunda geração e/ou energia elétrica.

**Palavras-chave:** Integração energética - Análise *Pinch* - Biorrefinaria - Etanol.



## Abstract

The increase in demand for biofuels has driven the development of new technologies such as ethanol production from sugarcane bagasse hydrolysis. Given the importance of Brazil in the ethanol market, the inclusion of technology of second generation ethanol will intensify its production. Energy integration in a sugarcane biorefinery provides important advantages for industrial processes such as better energy management, environmental benefits and increased ethanol production. The last factor is due to lower steam consumption in plant with energy integration, so, less bagasse is needed for cogeneration and a fraction of the surplus can be made available for production of second generation ethanol. In this context, the present study conducted energy integration of a sugarcane biorefinery in order to reduce the consumption of utilities. The technique used was Pinch analysis, an established methodology in the area of energy integration. The biorefinery used in this work consists of process for first and second generation ethanol and electricity production simulated in EMSO software (Environment for Modeling, Simulation, and Optimization). Six different scenarios of biorefinery were evaluated, which differ by pretreatment for bagasse (hydrothermal, diluted acid and steam explosion) and by inclusion or not of pentoses fermentation step. Processes that consider pentoses fermentation step have higher ethanol production when compared to processes that do not make use of pentoses fraction, but steam consumption increases in the same order of magnitude of ethanol production. For the six scenarios evaluated energy integration demonstrated a reduction in energy consumption over 50% when compared to corresponding processes without energy integration and over 30% when compared to process with project integration, as commonly found in Brazilian plants. Besides the economic advantage due to decreased costs of hot and cold utilities, the energy integration provides better energy management, reduction in emission of gases and liquid effluents and increases the availability of bagasse for production of second generation ethanol and/or electricity.

**Keywords:** Energy integration - *Pinch* analysis - Biorefinery - Ethanol.

## Sumário

<b>1 Introdução e Justificativa</b> .....	<b>1</b>
<b>2 Estado da Arte</b> .....	<b>5</b>
2.1 Biorrefinaria de cana-de-açúcar .....	5
2.1.1 Produção de etanol 1G .....	6
2.1.2 Cogeração de energia .....	7
2.1.3 Produção de etanol 2G .....	9
2.1.3.1 Pré-tratamento hidrotérmico .....	11
2.1.3.2 Pré-tratamento com ácido diluído .....	12
2.1.3.3 Pré-tratamento com explosão a vapor .....	12
2.2 Integração energética .....	13
2.3 Análise <i>Pinch</i> .....	14
2.3.1 Curva composta.....	17
2.3.2 Tabela problema e Cascata energética .....	20
2.3.3 Grande curva composta.....	24
2.3.4 Síntese da rede de trocadores de calor .....	25
2.3.5 Número mínimo de unidades de troca térmica .....	31
2.3.6 Área global mínima de troca térmica .....	32
2.3.7 Escolha da diferença mínima de temperatura .....	33
2.3.8 Relaxamento da rede .....	35
2.4 Ferramentas de cálculo para análise <i>Pinch</i> .....	35
<b>3 Objetivos</b> .....	<b>38</b>
<b>4 Metodologia</b> .....	<b>39</b>
4.1 Identificação de correntes de processo.....	39
4.2 Aquisição de dados .....	39
4.3 Cálculo de propriedades.....	40
4.4 $\Delta T_{min}$ .....	41
4.5 Análise <i>Pinch</i> .....	41
4.6 Redes de trocadores de calor.....	41
4.7 Avaliação da integração energética na biorrefinaria .....	42
<b>5 Resultados e Discussão</b> .....	<b>43</b>
5.1 Cenário 1: biorrefinaria empregando o pré-tratamento hidrotérmico e considerando a etapa de fermentação das pentoses.....	43

5.2 Cenário 2: biorrefinaria empregando o pré-tratamento hidrotérmico e não considerando a etapa de fermentação das pentoses.....	49
5.3 Cenário 3: biorrefinaria empregando o pré-tratamento com ácido diluído e considerando a etapa de fermentação das pentoses.....	54
5.4 Cenário 4: biorrefinaria empregando o pré-tratamento com ácido diluído e não considerando a etapa de fermentação das pentoses.....	57
5.5 Cenário 5: biorrefinaria empregando o pré-tratamento com explosão a vapor e considerando a etapa de fermentação das pentoses.....	62
5.6 Cenário 6: biorrefinaria empregando o pré-tratamento com explosão a vapor e não considerando a etapa de fermentação das pentoses .....	67
5.9 Comparações entre os processos.....	72
<b>6 Conclusões.....</b>	<b>78</b>
<b>7 Sugestões de Trabalhos Futuros .....</b>	<b>79</b>
<b>Referências.....</b>	<b>80</b>
<b>Apêndice.....</b>	<b>88</b>
Apêndice A - Definições.....	89
Apêndice B - Parâmetros da simulação .....	90
Apêndice C - Fluxograma do Cenário 1 .....	92
Apêndice D - Fluxograma do Cenário 2 .....	93
Apêndice E - Fluxograma do Cenário 3.....	94
Apêndice F - Fluxograma do Cenário 4.....	95
Apêndice G - Fluxograma do Cenário 5 .....	96
Apêndice H - Fluxograma do Cenário 6 .....	97
Apêndice I - Representação dos processos .....	98

## Lista de Figuras

Figura 1. Fluxograma simplificado do processo de produção de etanol 1G/2G e energia elétrica em uma destilaria autônoma. ....	6
Figura 2. Esquema simplificado de cogeração de energia seguindo o Ciclo Rankine.....	8
Figura 3. Pré-tratamento hidrotérmico.....	11
Figura 4. Pré-tratamento com ácido diluído.....	12
Figura 5. Pré-tratamento com explosão a vapor. ....	13
Figura 6. Desenvolvimento de uma curva composta. ....	18
Figura 7. Curvas compostas (problema exemplo). ....	19
Figura 8. Transferência de energia.....	20
Figura 9. Curvas compostas com temperaturas deslocadas (problema exemplo).....	21
Figura 10. Diagrama das correntes e intervalos de temperatura (problema exemplo). ....	21
Figura 11. Cascata energética (problema exemplo).....	23
Figura 12. Grande curva composta (problema exemplo).....	25
Figura 13. Diagrama de grade (problema exemplo). ....	25
Figura 14. Critério 1: combinações entre as correntes (inviável). ....	27
Figura 15. Critério 1: combinações entre as correntes (viável). ....	27
Figura 16. Critério 2: combinação entre as correntes (inviável).....	28
Figura 17. Critério 2: combinação entre as correntes (viável).....	28
Figura 18. Critério 3: combinação entre correntes (inviável). ....	29
Figura 19. Critério 3: combinação entre correntes (viável). ....	29
Figura 20. Rede de trocadores de calor (problema exemplo). ....	30
Figura 21. Custo <i>versus</i> $\Delta T_{\min}$ .....	34
Figura 22. Utilidades <i>versus</i> $\Delta T_{\min}$ .....	35
Figura 23. Curvas compostas (Cenário 1).....	45
Figura 24. 1ª Rede de trocadores de calor (Cenário 1). ....	47
Figura 25. 2ª Rede de trocadores de calor (Cenário 1). ....	48
Figura 26. Comparação entre os processos com integração, sem integração e com integração de projeto (Cenário 1). ....	48
Figura 27. Curvas compostas (Cenário 2).....	50
Figura 28. 1ª Rede de trocadores de calor (Cenário 2). ....	52
Figura 29. 2ª Rede de trocadores de calor (Cenário 2). ....	53

Figura 30. Comparação entre os processos com integração, sem integração e com integração de projeto (Cenário 2). .....	53
Figura 31. Curvas compostas (Cenário 3). .....	55
Figura 32. Rede de trocadores de calor (Cenário 3). .....	56
Figura 33. Comparação entre os processos com integração, sem integração e com integração de projeto (Cenário 3). .....	56
Figura 34. Curvas compostas (Cenário 4). .....	58
Figura 35. 1ª Rede de trocadores de calor (Cenário 4). .....	60
Figura 36. 2ª Rede de trocadores de calor (Cenário 4). .....	61
Figura 37. Comparação entre os processos com integração, sem integração e com integração de projeto (Cenário 4). .....	61
Figura 38. Curvas compostas (Cenário 5). .....	63
Figura 39. 1ª Rede de trocadores de calor (Cenário 5). .....	65
Figura 40. 2ª Rede de trocadores de calor (Cenário 5). .....	66
Figura 41. Comparação entre os processos com, sem e com integração de projeto (Cenário 5). .....	66
Figura 42. Curvas compostas (Cenário 6). .....	68
Figura 43. 1ª Rede de trocadores de calor (Cenário 6). .....	70
Figura 44. 2ª Rede de trocadores de calor (Cenário 6). .....	71
Figura 45. Comparação entre os processos com integração, sem integração e com integração de projeto (Cenário 6). .....	71
Figura 46. Algoritmo para resolução do processo iterativo de cálculo da demanda energética. ....	75

## Lista de Tabelas

Tabela 1. Dados das quatro correntes (problema exemplo).....	18
Tabela 2. Tabela problema (problema exemplo). ....	22
Tabela 3. Variação de entalpia (problema exemplo). ....	31
Tabela 4. Dados das correntes de processo (Cenário 1). ....	44
Tabela 5. Economia de utilidades dos processos com integração energética em relação ao processo com integração de projeto (Cenário 1).....	48
Tabela 6. Dados das correntes de processo (Cenário 2). ....	49
Tabela 7. Economia de utilidades dos processos com integração energética em relação ao processo com integração de projeto (Cenário 2).....	53
Tabela 8. Dados das correntes de processo (Cenário 3). ....	54
Tabela 9. Dados das correntes de processo (Cenário 4). ....	57
Tabela 10. Economia de utilidades dos processos com integração energética em relação ao processo com integração de projeto (Cenário 4).....	61
Tabela 11. Dados das correntes de processo (Cenário 5). ....	62
Tabela 12. Economia de utilidades dos processos com integração energética em relação ao processo com integração de projeto (Cenário 5).....	66
Tabela 13. Dados das correntes de processo (Cenário 6). ....	67
Tabela 14. Economia de utilidades dos processos com integração energética em relação ao processo com integração de projeto (Cenário 6).....	71
Tabela 15. Comparação entre os cenários avaliados.....	77

## 1 Introdução e Justificativa

A preocupação com o melhor uso da energia se iniciou com os choques do petróleo em 1973-1974 e 1979-81, que forçaram a alta dos preços e a percepção de escassez desse recurso. Desde então, surgiram ações voltadas à conservação, maior eficiência no uso e diversificação da matriz energética (BRASIL, 2011).

Quando comparado a outros países, o Brasil apresenta uma supremacia na oferta interna de energia proveniente de fontes renováveis, aproximadamente 44%, contra apenas 7,8% nos países da OECD (*Organisation de Coopération et de Développement Économiques*) e de 13,3% na média mundial. Em 2011, 15,6% da oferta interna de energia no Brasil foi proveniente de derivados da cana-de-açúcar, sendo que no ano anterior a parcela foi de 17,5% (BRASIL, 2012a).

O Brasil iniciou a diversificação de combustíveis com o Proálcool, programa desenvolvido pelo governo brasileiro com o intuito de substituir derivados do petróleo pelo etanol. Desde então, no Brasil, o etanol vem sendo majoritariamente produzido a partir do caldo da cana-de-açúcar, no processo conhecido como de primeira geração (1G). Com a possibilidade de escolha e a percepção de economia, o consumidor tem mostrado ao mercado grande aceitação ao biocombustível etanol. Em 2004, a opção por veículos com motores *flex-fuel*, movidos à gasolina e etanol em qualquer proporção, representavam 22% das vendas de veículos leves no Brasil. Em 2011, atingiu valores superiores a 80%. Com isto, a frota de veículos leves com motor *flex-fuel* vem crescendo significativamente (BRASIL, 2013a).

De acordo com estudo do Departamento de Combustíveis Renováveis (BRASIL, 2012b), desde junho de 2012 os veículos *flex fuel*, representavam 50% da frota de veículos leves no Brasil. Estudos realizados projetam que a participação de veículos movidos a bicompostíveis deverá ser aproximadamente 75% da frota total circulante de veículos leves em 2021 (BRASIL, 2012c).

O Brasil é o segundo maior produtor e consumidor de etanol no mundo atrás apenas dos Estados Unidos, produzindo 405.000 barris/dia de etanol em 2012 (EIA, 2013). Recentemente o governo brasileiro anunciou novas medidas de incentivo à produção e investimento em etanol, como a alteração do percentual de mistura de 20% para 25% de etanol na gasolina e linhas de financiamento para a estocagem do etanol, renovação e implantação de novos canaviais (BRASIL, 2013b,c,d).

O setor sucroalcooleiro, também chamado sucroenergético, apresenta importância

econômica não apenas na produção de etanol e de açúcar a partir da cana, mas também na geração de energia elétrica. Parte do bagaço da cana é queimado em caldeiras e o vapor produzido pela queima movimenta as turbinas e gera energia. O processo de cogeração reduz os gastos da usina com energia elétrica e em muitos casos, supre as necessidades internas e possibilita a comercialização do excedente.

As estimativas da Empresa de Pesquisa Energética (EPE) indicaram que em 2011 o setor sucroalcooleiro no Brasil gerou 22,3 TWh de energia elétrica, sendo 9,9 TWh destinados ao mercado e 12,4 TWh destinados ao consumo das próprias usinas. Deste modo, a geração de energia elétrica por bagaço de cana de açúcar representou 69% da geração total por biomassa, sendo que a geração de energia elétrica por biomassa correspondeu a 5,7% do total (BRASIL, 2012a).

Na indústria sucroalcooleira o bagaço da cana, além de ser aproveitado na produção de energia elétrica e vapor, pode ser utilizado na produção de etanol de segunda geração (2G) (DIAS *et al.*, 2013,a,b, 2012, 2011a,c; DANTAS, LEGEY e MAZZONE, 2013; ABO-STATE *et al.*, 2013; JUNQUEIRA *et al.*, 2012; LAGO *et al.*, 2012; CARDONA, QUINTERO e PAZ, 2010; RODRÍGUEZ-CHONG *et al.*, 2004; MARTÍN *et al.*, 2002; ROBERTO *et al.*, 1991; UENG e GONG, 1982). Entretanto, a tecnologia de etanol 2G via hidrólise enzimática ainda é recente e requer estudos que proponham melhorias, tornando a produção integrada de etanol 1G/2G mais sustentável, econômica e otimizada.

Os processos químicos devem ser idealizados como parte de uma atividade industrial sustentável que mantêm a capacidade dos ecossistemas para sustentar a vida e a atividade industrial no futuro. Atividade industrial sustentável deve atender às necessidades do presente, sem comprometer as necessidades das gerações futuras. Para processos químicos, isto significa que os processos devem utilizar matérias-primas de forma tão eficiente quanto econômica e viável, a fim de prevenir a produção de resíduos que podem ser prejudiciais ao ambiente e preservar as reservas de matéria-prima. Os processos devem usar o mínimo de energia, além de evitar o acúmulo de dióxido de carbono na atmosfera pela queima de combustíveis fósseis e preservar as reservas de combustíveis fósseis. A água deve também ser consumida em quantidades sustentáveis, que não causem degradação da qualidade da fonte e em longo prazo, a quantidade das reservas (SMITH, 2005).

Em uma indústria, o aproveitamento de energia térmica entre as correntes do processo, através da integração energética entre geradores, dissipadores e trocadores de calor, é o procedimento mais eficaz para se alcançar a economia de energia. A integração energética



pode ser realizada em plantas preexistentes ou em projetos de plantas novas, onde o conceito é introduzido desde a sua concepção (FERNANDES JR., 2009). Além do aspecto econômico, devido à diminuição dos custos com utilidade quente e fria, há também os benefícios ambientais, como a redução dos efluentes aquosos e a redução do consumo de combustíveis fósseis, o que conseqüentemente reduz a emissão de gases poluentes (SOUZA NETO, 2005).

Trocadores de calor são equipamentos empregados na integração energética de uma planta de processamento, sendo utilizados para a troca de energia entre as correntes quentes e frias. A tarefa de um engenheiro consiste em conceber uma rede ótima de trocadores de calor (GUPTA e GHOSH, 2010). A síntese de uma rede de trocadores de calor (RTC) geralmente pretende minimizar os custos totais anuais, que consistem dos custos correspondentes ao consumo de energia e dos trocadores de calor (LUO, WEN e FIEG, 2009).

Muitos métodos baseados em conceitos termodinâmicos e programação matemática têm sido usados no desenvolvimento de algoritmos para obter o ótimo custo efetivo de uma rede. Entretanto, ainda é uma tarefa difícil e desafiadora obter a melhor solução deste problema, pois os métodos estão em constante evolução (GUPTA e GHOSH, 2010). A análise *Pinch* é uma das metodologias mais consagradas para integração energética devido à simplicidade e facilidade de aplicação e consiste de um conjunto de técnicas para a aplicação sistemática de conceitos termodinâmicos. A aplicação da técnica permite que os engenheiros de processo ganhem a intuição necessária nas interações térmicas entre processos químicos e os sistemas de utilidade que os cercam (PANJESHAHI, LANGEROUDI e TAHOUNI, 2008).

Ao longo dos últimos 20 anos a análise *Pinch* evoluiu bastante e desde então, vários estudos com aplicação da técnica foram realizados (LIEBMANN, DHOLE e JOBSON, 1998; YOON, LEE e PARK, 2007; PANJESHAHI, LANGEROUDI e TAHOUNI, 2008; SÁNCHEZ *et al.*, 2011; MODARRESI, KRAVANJA e FRIEDL, 2012).

É de suma importância trabalhos que proponham melhorias às tecnologias em desenvolvimento, pois eles auxiliam na otimização das tecnologias em termos econômicos, ambientais e de processo. Neste contexto, neste trabalho foi realizada a integração energética da biorrefinaria de cana-de-açúcar com o objetivo de minimizar o consumo de utilidades. Além disso, com o menor consumo de vapor na planta, menos bagaço precisa ser destinado ao sistema de cogeração e o excedente pode ser disponibilizado para a produção de etanol de segunda geração. Logo, a integração energética pode proporcionar à biorrefinaria economia financeira, benefícios ambientais e aumento na produção de etanol.

O presente trabalho está organizado como descrito a seguir. O primeiro capítulo apresenta uma introdução e justificativa do trabalho, contextualizando-o no atual cenário brasileiro e mundial. O segundo capítulo é composto por uma revisão bibliográfica, incluindo os conceitos da análise *Pinch* e do processo de produção de etanol de primeira e segunda geração e energia elétrica. Os capítulos três e quatro mostram os objetivos e a metodologia utilizada no estudo, respectivamente. O quinto capítulo apresenta os resultados obtidos pela integração energética e uma discussão sobre a implicação dos mesmos. O capítulo seis é responsável por apresentar as conclusões. O capítulo sete mostra sugestões de trabalhos futuros que possam auxiliar nessa linha de pesquisa. Por fim, apresentam-se as referências e apêndices empregados no desenvolvimento deste trabalho.

## **2 Estado da Arte**

### **2.1 Biorrefinaria de cana-de-açúcar**

O termo biorrefinaria é definido pelo Laboratório Nacional de Energia Renovável dos EUA (NREL, 2009) como

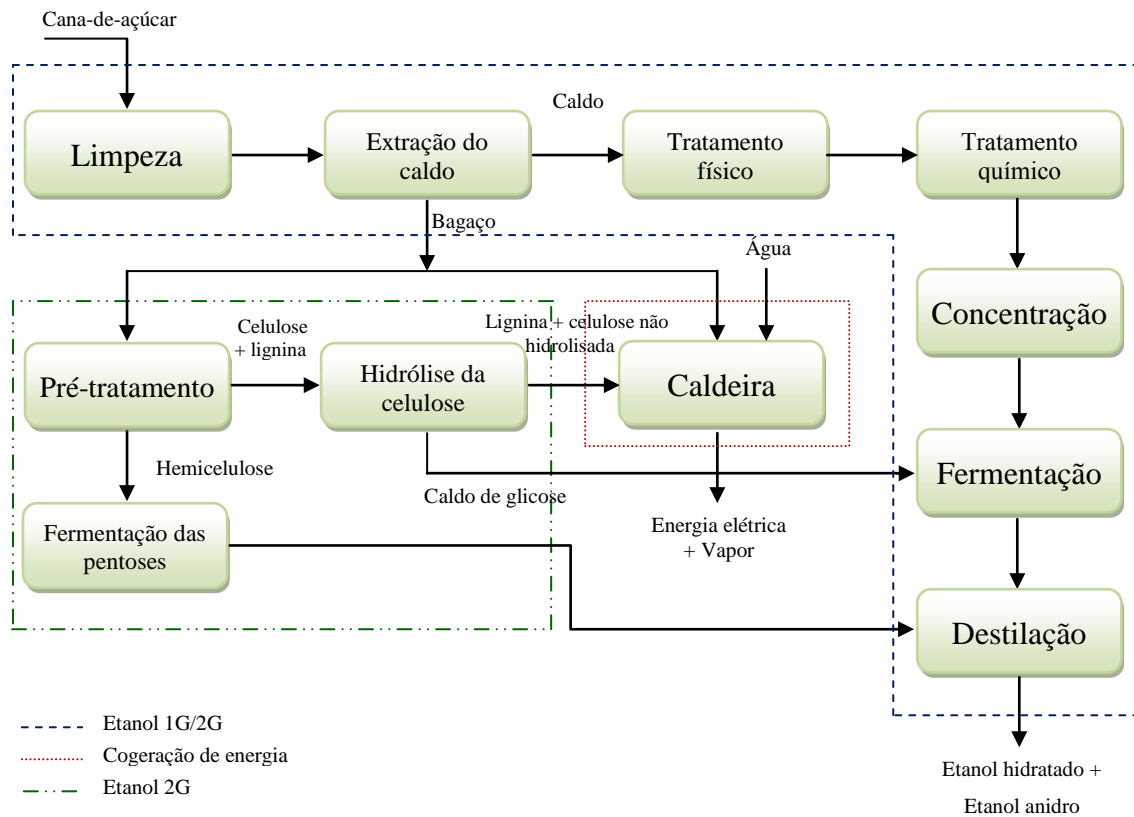
[...] uma instalação que integra os processos de conversão de biomassa e equipamentos para a produção de combustíveis, energia e produtos químicos a partir da biomassa. O conceito de biorrefinaria é análogo ao das refinarias de petróleo de hoje, que produzem combustíveis múltiplos e produtos do petróleo.

A biomassa é constituída principalmente por carboidratos, lignina, gorduras e proteínas. O objetivo de uma biorrefinaria é transformar parte desse material em produtos úteis por meio de um processo adequado, agregando valor à cadeia de produção.

Dada a grande importância do Brasil no mercado de etanol, a utilização da biomassa proveniente do processo é mais um ponto favorável. O setor sucroenergético tem como um dos seus produtos principais o etanol de primeira geração (1G) e como um dos seus subprodutos a biomassa, que pode ser queimada para a geração de energia elétrica e utilizada para a produção de etanol de segunda geração (2G). A partir do desenvolvimento de combustíveis de segunda geração, como o etanol, espera-se que a utilização da biomassa em complexos de biorrefinaria assegure benefícios ambientais e proporcione maior segurança energética (RODRIGUES, 2011).

O grupo de pesquisa de Simulação e Controle de Processos do Departamento de Engenharia Química da Universidade Federal de São Carlos (UFSCar) possui uma linha de trabalho na área de Engenharia de Bioprocessos e Sistemas: biorrefinarias. Os estudos realizados por este grupo de pesquisa estão relacionados ao desenvolvimento de uma biorrefinaria virtual no simulador EMSO, que compreende o processo de produção de etanol 1G/2G e energia elétrica. Na Figura 1 é apresentado um fluxograma com as principais entradas e saídas do processo de produção de etanol 1G/2G e energia elétrica avaliado neste trabalho (destilaria autônoma). O fluxograma é uma simplificação do processo, contudo, a biorrefinaria desenvolvida no EMSO apresenta todas as etapas necessárias para produção de etanol e energia elétrica, incluindo etapas secundárias como o aquecimento e resfriamento das correntes, remoção de gases, entre outras. As principais definições das etapas envolvidas na biorrefinaria encontram-se no Apêndice A.

**Figura 1.** Fluxograma simplificado do processo de produção de etanol 1G/2G e energia elétrica em uma destilaria autônoma.



Fonte: Elaborado pelo autor.

### 2.1.1 Produção de etanol 1G

Em uma destilaria a produção de etanol inicia-se com a limpeza da cana-de-açúcar, que tem por objetivo remover as impurezas. Esta etapa pode ser realizada com água ou ar. A extração do caldo consiste em um processo de separação do bagaço e do caldo que contém os açúcares da cana, por meio de moendas ou difusores. Nas usinas é mais utilizado o sistema de extração por moendas, pois frequentemente é uma infraestrutura preexistente na planta, não havendo necessidade de novos investimentos nesta etapa, além de apresentar a vantagem da obtenção de um bagaço com baixo teor de umidade e investimento gradual nos ternos de moendas (NAZATO *et al.*, 2011).

O caldo recém-extraído contém impurezas que devem ser removidas pelos tratamentos físico e químico, a fim de purificar e concentrar os açúcares presentes no caldo (FURLAN, 2012). O tratamento físico promove a remoção das partículas em suspensão, empregando peneiras rotativas e hidrociclones. Em seguida o caldo é encaminhado ao

tratamento químico, no qual são removidos compostos solúveis e insolúveis, partículas coloidais e suspensões, seguida pela neutralização do caldo. Esta etapa compreende o aquecimento do caldo, calagem, remoção dos gases em um tanque flash, adição de um polímero coagulante, decantação e filtração (DIAS *et al.*, 2011a).

O caldo clarificado, resultante do tratamento químico, possui aproximadamente 15°Brix. Para que o vinho contenha um teor de etanol adequado e permita a redução do consumo de energia durante as etapas posteriores, o caldo deve ser concentrado até cerca de 20°Brix (DIAS *et al.*, 2011b). Após a concentração do caldo clarificado, este é levado ao fermentador com adição da levedura *Saccharomyces cerevisiae*, onde é produzido etanol, CO<sub>2</sub> e, em menor escala, outros produtos como glicerol, ácidos orgânicos e alcoóis superiores (SOUZA e MONTEIRO, 2011). As configurações de processo da etapa de fermentação mais utilizadas são em batelada alimentada com reciclo de células, processo conhecido como Melle-Boinot e o contínuo multiestágio com reciclo de células. No Brasil o processo Melle-Boinot é o mais comumente encontrado nas usinas (PACHECO, 2010).

O vinho proveniente da fermentação possui uma concentração entre 7,0 e 10,0 % de etanol em massa, variando de acordo com o mosto. Ele é pré-aquecido e enviado para a unidade de destilação, onde é produzido álcool hidratado carburante (AEHC), que possui entre 92,6 e 93,8 % de etanol em massa (DIAS, 2008). Ainda, é possível produzir etanol anidro por destilação extrativa ou azeotrópica ou por peneiras moleculares, porém este trabalho não contemplou a modelagem da etapa de produção de etanol anidro, produzindo apenas etanol hidratado.

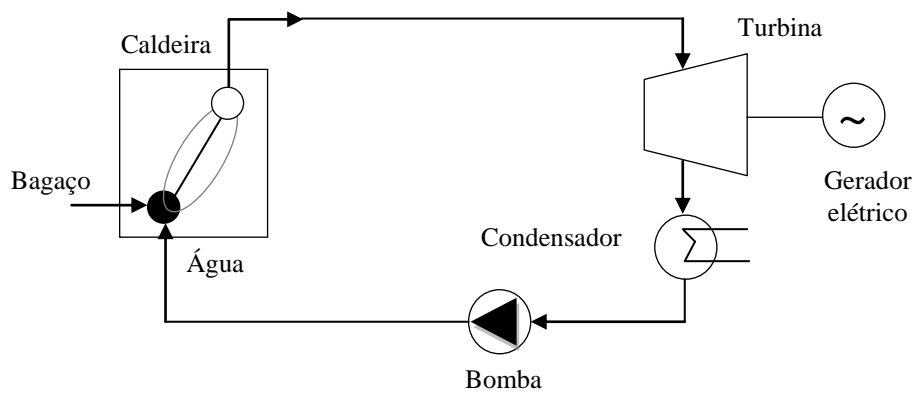
### **2.1.2 Cogeração de energia**

A cogeração de energia, uma prática corrente nas usinas, consiste da utilização do bagaço de cana-de-açúcar para a geração de vapor e energia elétrica e pode ser aumentada quando utilizadas outras fontes, como a palha e a lignina proveniente do pré-tratamento do bagaço. O crescente consumo de combustíveis tem provocado grande interesse no aumento da eficiência energética nas usinas, pois com um consumo energético menor, mais bagaço pode ser disponibilizado para a produção de etanol de segunda geração e/ou produção de energia elétrica.

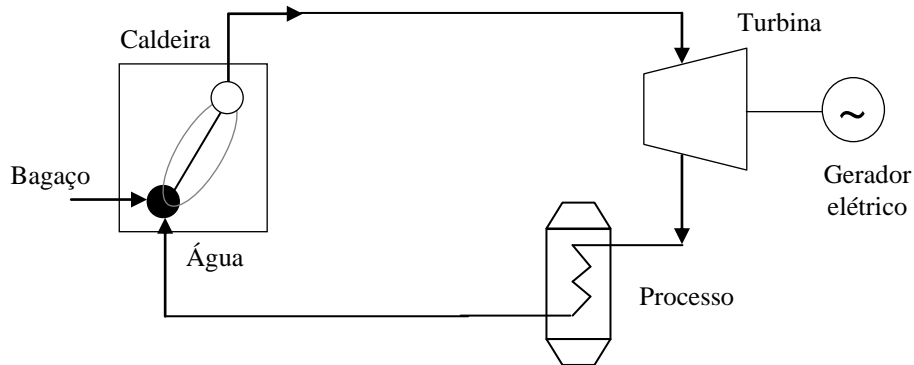
A produção combinada de energia elétrica e de calor útil pode ser realizada empregando motores de combustão interna, turbinas a vapor ou a gás. Em todos os casos

citados existe a rejeição de calor não convertido em potência no eixo, que pode ser utilizado para atender uma demanda térmica do processo (LORA e NASCIMENTO, 2004a). O Ciclo Rankine, ciclo de potência a vapor, é o ciclo comumente utilizado nas indústrias sucroalcooleiras. Os componentes principais do ciclo Rankine são a caldeira, a turbina a vapor, o condensador, a bomba de alimentação, a chaminé, o gerador elétrico e o sistema de resfriamento (LORA e NASCIMENTO, 2004b). A Figura 2 (a) apresenta um esquema do ciclo Rankine.

**Figura 2.** Esquema simplificado de cogeração de energia seguindo o Ciclo Rankine.



(a) Ciclo de Rankine.



(b) Sistema de cogeração com ciclo a vapor.

Fonte: Adaptado de Lora e Nascimento (2004a,b)

No caso da cogeração com turbinas a vapor, o acionamento da turbina se produz pela expansão do vapor de alta pressão proveniente de uma caldeira. Esta expansão se realiza nos bocais fixos e nas palhetas móveis, onde a energia contida no vapor impulsiona as palhetas. Embora a energia mecânica gerada receba as mesmas aplicações que no caso da turbina a gás, o vapor de baixa ou de média pressão rejeitado pelas turbinas pode ser

aproveitado no processo industrial quando o mesmo necessitar de vapor ou energia térmica a um nível relativamente baixo de temperatura (LORA e NASCIMENTO, 2004b). A Figura 2 (b) apresenta um sistema de cogeração com ciclo a vapor.

Uma planta de potência a vapor apresenta várias vantagens, como força motriz para a produção de energia elétrica. Além disso, o processo envolve o fluido em duas fases e o fluido de trabalho a ser bombeado de baixa para alta pressão é líquido. O trabalho necessário para trazer a água para a pressão desejada é muito menor que o trabalho necessário para elevar a pressão do gás por compressão. De fato, o trabalho necessário para bombear a água é frequentemente negligenciado na determinação da potência e da eficiência de grandes plantas de potência a vapor. Outra vantagem é a sua capacidade de queimar uma ampla variedade de combustíveis, uma vez que o fluido de trabalho não entra em contato direto com os produtos da combustão (BOYCE, 2002).

### 2.1.3 Produção de etanol 2G

O bagaço de cana-de-açúcar é constituído, majoritariamente, de celulose, hemicelulose e lignina. O aproveitamento desse subproduto das usinas na produção de etanol 2G apenas pode ser realizado com a separação dos componentes do material lignocelulósico, ou seja, ruptura do complexo de celulose, hemicelulose e lignina. Por esta razão, o pré-tratamento é uma etapa importante em processos com hidrólise enzimática, no qual há alteração da estrutura da biomassa celulósica, tornando a celulose mais acessível às enzimas que convertem polímeros de carboidratos em açúcares fermentescíveis (MOSIER *et al.*, 2005).

Existem muitos estudos na literatura com diferentes tipos de pré-tratamento para materiais lignocelulósicos, tais como explosão a vapor, *organosolv*, uso de ácido diluído ou álcali, hidrotérmico, entre outros. Os trabalhos de Taherzadeh e Karimi (2008) e Hendriks e Zeeman (2009) comparam diferentes tipos de pré-tratamento. Posteriormente, tem-se a etapa de hidrólise dos materiais lignocelulósicos, ou seja, conversão da celulose e hemicelulose em açúcares fermentescíveis, que pode ser realizada por hidrólise com ácido diluído, hidrólise com ácido concentrado ou hidrólise enzimática. A lignina não é convertida em etanol, mas pode ser utilizada na cogeração de energia.

Na hidrólise com ácido diluído frequentemente é utilizado ácido sulfúrico a 1-5% e são requeridas temperaturas entre 200 a 240°C para a hidrólise da celulose e 160°C para a

hemicelulose. Contudo, estas condições são suficientes para degradar a glicose e a xilose em hidroximetilfurfural e furfural, compostos inibidores da etapa de fermentação (WYMAN, 1994). A hidrólise com ácido concentrado é realizada a baixas temperaturas, aproximadamente 30°C, e resulta em rendimentos altos tanto de hexoses quanto de pentoses, porém o processo exige um investimento elevado em equipamentos, pois, como a operação ocorre na presença de um ácido forte, faz-se necessário o uso de ligas especiais. Além disso, a recuperação do ácido sulfúrico exige consumo energético elevado (OGEDA e PETRI, 2010; SOARES e ROSSELL, 2011).

Por outro lado, a hidrólise enzimática utilizando celulasas não gera os inibidores e as enzimas são específicas para a celulose. As celulasas, derivadas principalmente de fungos como *Trichoderma reesei* e de bactérias como *Cellulomonas fimi*, são uma mistura de ao menos três enzimas diferentes (EL-ZAWAWY *et al.*, 2011). As reações enzimáticas ocorrem em condições suaves e obtêm-se rendimentos elevados com quantidades relativamente pequenas de catalisadores. Os avanços na tecnologia de hidrólise enzimática para a produção de etanol tem sido substancial ao longo dos anos, e, como resultado, os custos de produção de etanol têm sido reduzidos consideravelmente (WYMAN, 1994).

A fermentação das hexoses (principalmente glicose), obtida na hidrólise do material lignocelulósico, pode ser realizada junto à etapa de fermentação do processo de produção de etanol 1G.

A fração de pentoses (principalmente xilose) obtida na hidrólise da hemicelulose do bagaço pode ou não ser aproveitada para a produção de etanol, aumentando a sua produção. Essa decisão depende da viabilidade comercial e técnica da conversão das pentoses em etanol (DIAS, 2008). As linhagens selvagens de *Saccharomyces cerevisiae* não metabolizam xilose e são sensíveis à inibição por subprodutos gerados no pré-tratamento. Por esta razão, tem-se a necessidade do desenvolvimento de microrganismos mais robustos, capazes de metabolizar xilose e produzir etanol (ZÚÑIGA, 2010). Algumas das estratégias abordam a fermentação com cepas recombinantes de *Saccharomyces cerevisiae*, *Pichia stipitis*, *Pachysolen tannophilus*, *Zymomonas mobilis*, *Candida shehatae*, entre outras (DELGENES, MOLETTA e NAVARRO, 1996; SÁNCHEZ *et al.*, 2004; NAKAMURA *et al.*, 2008; SILVA *et al.*, 2012).

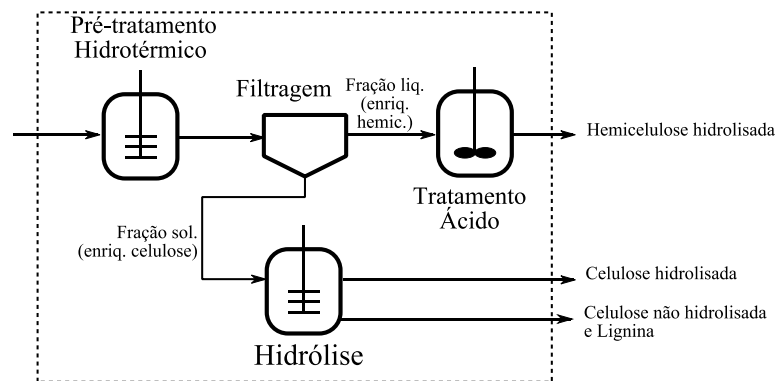
Neste trabalho foi avaliada a integração energética da biorrefinaria em diferentes cenários, os quais diferem pelo tipo de pré-tratamento para o bagaço (hidrotérmico, ácido diluído e explosão a vapor) e pela consideração ou não da etapa de fermentação das pentoses.



Nos tópicos a seguir encontra-se uma breve explicação de cada um dos pré-tratamentos empregados. Os principais parâmetros da simulação da biorrefinaria para os diferentes tipos de pré-tratamento são apresentados no Apêndice B.

### 2.1.3.1 Pré-tratamento hidrotérmico

O pré-tratamento hidrotérmico consiste no contato da água quente e comprimida com a biomassa durante alguns minutos. A água utilizada deve-se encontrar na condição líquida em altas temperaturas (160-240°C) e sob pressão. Essa técnica solubiliza principalmente a fração de hemicelulose em oligossacarídeos solúveis (GOH, LEE e BHATIA, 2010).

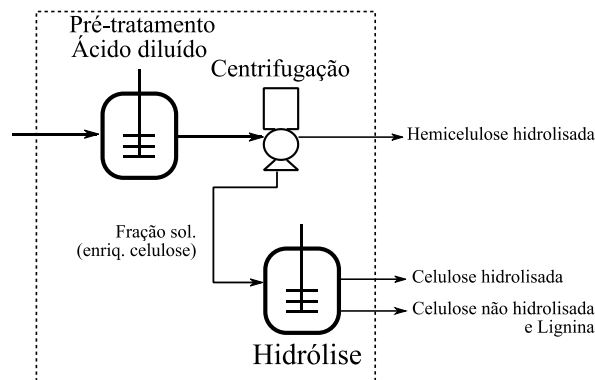


**Figura 3.** Pré-tratamento hidrotérmico.

Posterior ao pré-tratamento hidrotérmico é realizada uma filtração, onde são obtidas duas frações: uma delas enriquecida de celulose (fração sólida) e outra enriquecida em açúcares derivados da hemicelulose (fração líquida) (PÉREZ *et al.*, 2008). Acima de 90% da hemicelulose é recuperada como açúcares monômeros quando ácido é utilizado para a hidrólise da fração líquida resultante (MOSIER *et al.*, 2005). Entretanto, uma parcela dos carboidratos da biomassa lignocelulósica, em especial a hemicelulose, pode ser degradada e gerar compostos inibidores da fermentação (PETERSENA, LARSENA e THOMSEN, 2009). O pré-tratamento hidrotérmico é uma abordagem atrativa, porque não requer adição de químicos ou de materiais resistentes a corrosão (YU *et al.*, 2013; CHANDRA, TAKEUCHI e HASEGAWA, 2012). A Figura 3 apresenta um esquema com as etapas envolvidas no pré-tratamento hidrotérmico para o processo de segunda geração.

### 2.1.3.2 Pré-tratamento com ácido diluído

O pré-tratamento com ácido pode ser realizado com ácido diluído ou concentrado. No entanto, o pré-tratamento com ácido diluído é um dos métodos químicos mais frequentemente utilizados, cujo objetivo é solubilizar a fração hemicelulósica da biomassa e tornar a celulose mais acessível para a hidrólise enzimática. Pode ser realizado durante um tempo curto a uma temperatura elevada (acima de 160°C) ou durante um tempo relativamente longo a uma menor temperatura. Em geral, os pré-tratamentos realizados a temperaturas mais altas e menor tempo de residência geram maior recuperação da xilose solúvel e facilita a hidrólise enzimática na fração de celulose (VASCONCELOS *et al.*, 2013).



**Figura 4.** Pré-tratamento com ácido diluído.

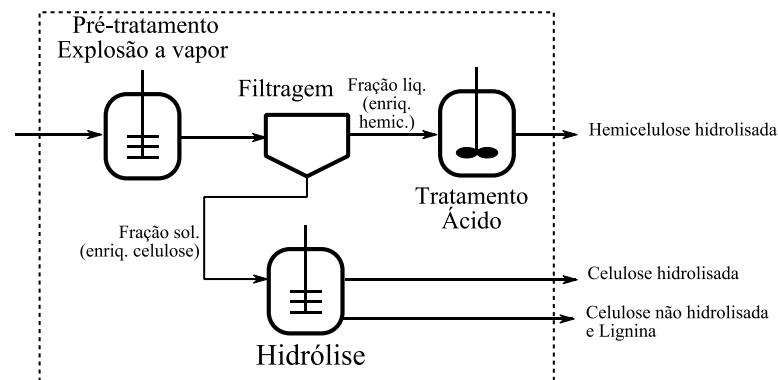
Nesse tipo de pré-tratamento é utilizado, principalmente, ácido sulfúrico ou ácido fosfórico para romper o complexo lignocelulósico (BALAT, BALAT e ÖZ, 2008). Assim como no método hidrotérmico, o pré-tratamento com ácido diluído tem a vantagem de solubilizar a hemicelulose e convertê-la em açúcares fermentáveis. No entanto, dependendo das condições do pré-tratamento pode haver formação de compostos de degradação, tais como furfural e 5-hidroximetilfurfural (HMF), que têm efeito de inibição na etapa de fermentação (ZHENG *et al.*, 2013). A Figura 4 apresenta um esquema com as etapas envolvidas no pré-tratamento com ácido diluído para o processo de segunda geração.

### 2.1.3.3 Pré-tratamento com explosão a vapor

No pré-tratamento com explosão a vapor a biomassa é exposta a vapor saturado

em alta pressão (temperaturas de até 240°C) durante alguns minutos. Em seguida, há uma descompressão, ocorrendo liberação do vapor e resfriamento rápido da biomassa. O objetivo desse pré-tratamento é solubilizar a hemicelulose para tornar a celulose mais acessível durante hidrólise enzimática e evitar a formação de inibidores (HENDRIKS e ZEEMAN, 2009). Podem ser empregados catalisadores, como dióxido de enxofre ou ácido sulfúrico (MARTÍN *et al.*, 2002).

O pré-tratamento com explosão a vapor requer pouco ou nenhum insumo químico e, portanto, é ambientalmente benigno em relação a outras tecnologias (KAAR, GUTIERREZ e KINOSHITA, 1998). Entretanto, durante a hidrólise do material lignocelulósico pode haver formação de compostos inibidores da fermentação (CHANG *et al.*, 2002). O pré-tratamento com explosão a vapor difere do hidrotérmico, uma vez que a técnica de explosão a vapor expõe a biomassa em vapor saturado de alta pressão durante um determinado tempo, seguida por descompressão rápida. Já no pré-tratamento hidrotérmico a biomassa entra em contato com água quente comprimida e a descompressão não é total após o completo pré-tratamento (KUMAR *et al.*, 2011). As vantagens são semelhantes às do pré-tratamento hidrotérmico. A Figura 5 apresenta um esquema com as etapas envolvidas no pré-tratamento com explosão a vapor para o processo de segunda geração.



**Figura 5.** Pré-tratamento com explosão a vapor.

## 2.2 Integração energética

A integração energética em plantas industriais é uma técnica na qual são combinadas correntes quentes e frias do processo em trocadores de calor, de modo que o consumo de utilidades seja reduzido e conseqüentemente, os custos de operação.

A recuperação de energia entre as correntes não é simples, pois existe um grande

número de combinações possíveis. Portanto, deve-se encontrar a rede de trocadores de calor (RTC) que possibilita o melhor benefício, que pode ser mensurado em termos técnico-econômico ou ambientais (SOUZA NETO, 2005). Existem estudos com técnicas que empregam conceitos termodinâmicos e regras heurísticas e técnicas de otimização, as quais podem ser resolvidas por métodos determinísticos e não determinísticos. Dentre as técnicas disponíveis, uma das técnicas mais utilizadas é a análise *Pinch*, que utiliza conceitos termodinâmicos para melhorar a eficiência no uso de energia, minimizando o consumo de utilidades.

### 2.3 Análise *Pinch*

A análise *Pinch* é uma técnica consagrada no projeto de redes integradas, originalmente desenvolvida por Linnhoff no final da década de 1970 (FLOWER e LINNHOFF, 1979; CERDA *et al.*, 1983; LINNHOFF e HINDMARSH, 1983). A técnica fornece ferramentas que permitem averiguar o fluxo de energia dentro do processo e identificar o caminho mais econômico de recuperar energia e minimizar a demanda de utilidades, como vapor de água e água de resfriamento (CANADA, 2003). A análise *Pinch* não é uma técnica de otimização e, por esta razão, o custo total anualizado não é minimizado, apenas o custo referente ao consumo de utilidades (custos de operação) é minimizado em uma dada condição.

Nos últimos anos surgiram vários trabalhos de integração energética com aplicação industrial utilizando a análise *Pinch*. Estes trabalhos, os quais têm se concentrado na aplicação de conceitos desta técnica e na síntese de uma rede de trocadores de calor, demonstram a importância econômica e ambiental da integração energética.

Franco (2001) analisou a integração energética de sistemas de evaporação envolvendo processos de fabricação de açúcar a partir da beterraba e da cana-de-açúcar. Neste trabalho, o autor comparou metodologias anteriormente estudadas com uma metodologia complementar, na qual a integração de sistemas de evaporação é realizada abaixo do ponto *Pinch* do processo, através do uso de trocadores de calor intermediários. A metodologia proposta se mostrou uma ferramenta útil, que aliada à integração de efeitos localizados acima do ponto *Pinch* é uma alternativa viável para a economia de energia.

Com o intuito de avaliar o potencial de cogeração e a integração energética em usinas de álcool e açúcar, Higa e Bannwart (2005) utilizaram a análise *Pinch*. Neste estudo,

compararam-se os resultados da análise *Pinch* com os valores previstos pelos projetistas da planta, indicando que poderia haver maior produção de energia elétrica, melhor eficiência energética e exergética do sistema de cogeração com a melhor utilização do combustível.

Souza Neto (2005) utilizou a metodologia *Pinch* em um estudo de caso de uma planta de produção de polietileno, com o objetivo de reduzir o consumo de utilidades, o consumo de combustíveis fósseis e, como consequência, diminuir a poluição atmosférica. Com base na análise *Pinch* foram recomendadas modificações na rede de trocadores de calor existente. Os resultados deste estudo sugeriram uma possível redução no consumo de utilidades quente e fria de 9 e 24%, respectivamente, com uma taxa interna de retorno do investimento de 39%.

Moreira *et al.* (2007) utilizaram a análise *Pinch* para propor uma rede de trocadores de calor na etapa de preaquecimento do óleo cru, envolvendo as correntes das unidades de destilação atmosférica e a vácuo de uma refinaria de petróleo. O trabalho englobou a seleção das correntes potenciais para a integração, avaliação das propriedades das correntes, realização dos balanços de massa e energia através da simulação de processos, análise de potenciais impactos operacionais e finalmente propôs um conjunto de trocas térmicas entre as correntes quentes e frias. Ao comparar os resultados obtidos com a rede de troca térmica existente verificou-se uma redução no consumo de utilidades quente e fria equivalente a 63,0% e 59,6%, respectivamente, e uma redução de 6 trocadores de calor na rede proposta.

Pfeffer *et al.* (2007) realizaram um estudo de integração energética de uma planta de etanol de segunda geração (bioetanol anidro) a partir do trigo, aplicando a técnica *Pinch*. Os resultados demonstraram que, se atendida a demanda mínima de energia, o consumo pode ser reduzido em até 63,1% de utilidade quente e 72,6% de utilidade fria.

Fernandes Jr. (2009) realizou um estudo de integração energética na etapa de extração de óleo de soja, utilizando a análise *Pinch*. Em seu trabalho foram identificadas quatro correntes com grande potencial de troca térmica, sendo duas correntes quentes e duas correntes frias. A rede de troca térmica proposta pelo autor possuía dois trocadores de calor e dois aquecedores, que são capazes de gerar uma economia de R\$ 91.000,00/ano pela redução do consumo de utilidades. Considerando o investimento necessário para os dois equipamentos e avaliando o custo total anual, houve uma redução de 77,5% no custo total anual após a implementação da rede.

Dias *et al.* (2011b) utilizam a análise *Pinch* na integração energética do processo

de produção de etanol anidro de primeira geração. Os autores concluíram que para uma usina com sistema convencional de destilação a redução no consumo de vapor a 2,5 bar pode alcançar 31% com a integração energética e 34% para vapor a 6 bar.

Palacios-Bereche (2011) avaliou o incremento na produção de etanol com hidrólise enzimática do bagaço e realizou a integração energética do processo através da análise *Pinch*. Neste trabalho, foi utilizada a explosão a vapor como pré-tratamento para o bagaço, sendo comparada a etapa de concentração do licor de glicose por sistema de evaporação e por membranas. O consumo de utilidade quente foi reduzido em 44,7% e 49,6% para a concentração do licor pelo sistema de evaporação e por membranas, respectivamente. A redução no consumo de utilidade fria também se mostrou alta, reduzido em 45 e 52% com o sistema de evaporação e membranas, respectivamente. A integração térmica permitiu destinar uma maior quantidade de bagaço para a produção de etanol 2G, apresentando um aumento de 17,4% na produção de etanol para os casos em que a concentração do licor de glicose é realizada com evaporadores e 22,4% no caso das membranas.

Modarresi, Kravanja e Friedl (2012) aplicaram a análise *Pinch* em um processo de produção de bioetanol e biometano a partir da palha de trigo, empregando o pré-tratamento de explosão a vapor. O estudo demonstrou que a demanda mínima de energia implicou em redução de 60,0% e 58,9% de utilidade quente e fria, respectivamente. A rede de trocadores de calor compatível com o processo e suas restrições não atendeu a demanda mínima, mas reduziu o consumo de utilidades em 40%.

Os trabalhos supramencionados demonstram a aplicação da análise *Pinch* em processos industriais com o objetivo de reduzir o consumo de utilidades. No entanto, com a expansão da análise *Pinch*, as aplicações não ficaram restritas a integração energética. Atualmente a técnica pode ser aplicada a minimização do consumo de água e geração de efluentes (SMITH, 2005) e minimização do consumo de hidrogênio (ALVES e TOWLER, 2002). A análise *Pinch*, aplicada a integração energética, envolve conceitos como a determinação do consumo mínimo de utilidades requeridas pelo processo, temperatura *Pinch*, número mínimo de unidades de troca térmica e área global mínima de troca térmica. Para iniciar a aplicação da técnica devem ser escolhidas as correntes do processo passíveis de trocarem calor entre si e identificadas algumas informações como vazão, temperatura inicial e final e capacidade calorífica. A seguir serão descritos alguns conceitos importantes da análise *Pinch*, para a melhor compreensão da técnica.

### 2.3.1 Curva composta

A curva composta é uma representação gráfica dos perfis de temperatura *versus* entalpia das correntes quentes e frias do processo, sendo obtida pela soma de todas as capacidades térmicas disponíveis em cada intervalo de temperatura comum. A variação da entalpia ( $\Delta H$ ) e a capacidade térmica (CP) são definidas pelas Equações 1 e 2, respectivamente.

$$\Delta H = M.C_p.\Delta T \quad (1)$$

$$CP = M.C_p \quad (2)$$

onde:

M = vazão mássica (kg/s);

C<sub>p</sub> = capacidade calorífica (kJ/kg.K);

$\Delta T$  = diferença de temperatura (K).

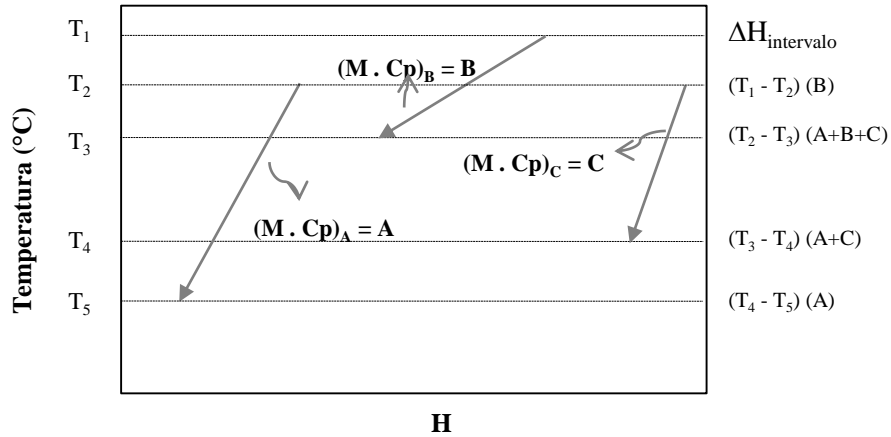
A Figura 6 (a) exemplifica a construção de uma curva composta quente formada por três correntes, com diferentes capacidades térmicas nos intervalos de temperatura de T<sub>1</sub> a T<sub>5</sub>. No intervalo de T<sub>1</sub> a T<sub>2</sub>, existe somente a corrente B, então a variação de entalpia neste intervalo de temperatura é dada por (T<sub>1</sub> – T<sub>2</sub>) (CP<sub>B</sub>). No intervalo de T<sub>2</sub> a T<sub>3</sub> coexistem as correntes A, B e C, logo, a variação de entalpia neste intervalo é (T<sub>2</sub> – T<sub>3</sub>) (CP<sub>A</sub> + CP<sub>B</sub> + CP<sub>C</sub>). O mesmo é feito para os outros intervalos de temperatura e o resultado é mostrado na Figura 6 (b). Em procedimento similar é obtida a curva composta fria com as correntes frias do processo.

As temperaturas e a variação de entalpia para as correntes não podem ser alteradas, porém a posição relativa entre as duas curvas pode ser alterada movendo-as para a direita ou para esquerda, contanto que a curva composta fria esteja sempre abaixo da curva composta quente. Este deslocamento é possível, uma vez que a entalpia de referência da corrente quente pode ser alterada independentemente da entalpia de referência da corrente fria (SMITH, 2005; CERDA *et al.*, 1983).

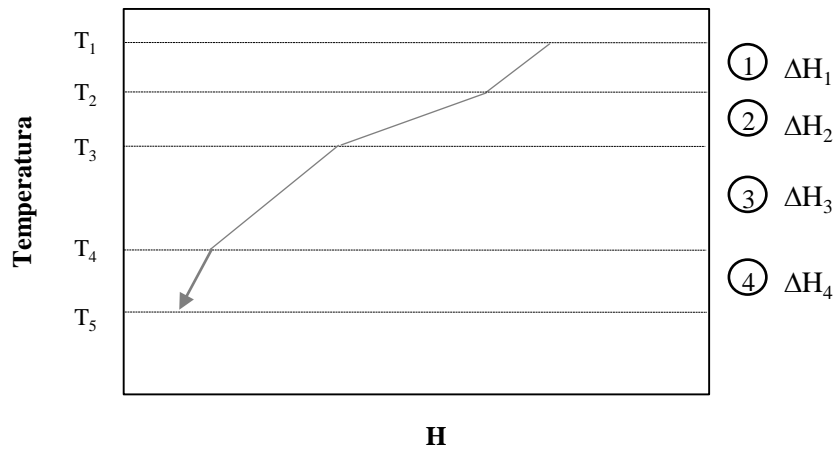
Para esclarecer o estudo de integração energética serão utilizados dados de um exemplo do Smith (2005). Na Tabela 1 são mostradas as informações de um processo constituído de quatro correntes principais e na Figura 7, a curva composta quente e fria deste mesmo processo. A fim de uma melhor assimilação dos conceitos da análise *Pinch*, vale

ressaltar que as correntes quentes são aquelas que fornecem energia (temperatura diminui se há troca de calor sensível) e as correntes frias são aquelas que recebem energia (temperatura aumenta se há troca de calor sensível).

**Figura 6.** Desenvolvimento de uma curva composta.



(a) Formação das curvas compostas.



(b) Curva composta quente.

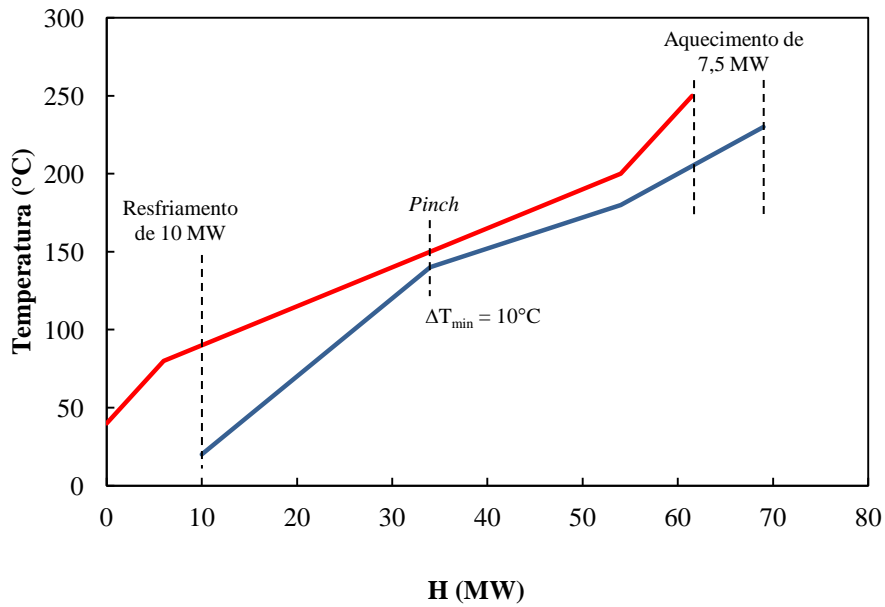
Fonte: Adaptado de Kemp, 2007.

**Tabela 1.** Dados das quatro correntes (problema exemplo).

Corrente	Tipo	T <sub>inicial</sub> (°C)	T <sub>final</sub> (°C)	M.Cp – Capacidade térmica (MW.°C <sup>-1</sup> )	ΔH (MW)
1	Fria	20	180	0,20	32,0
2	Quente	250	40	0,15	-31,5
3	Fria	140	230	0,30	27,0
4	Quente	200	80	0,25	-30,0

Fonte: Adaptado de Smith, 2005.



**Figura 7.** Curvas compostas (problema exemplo).

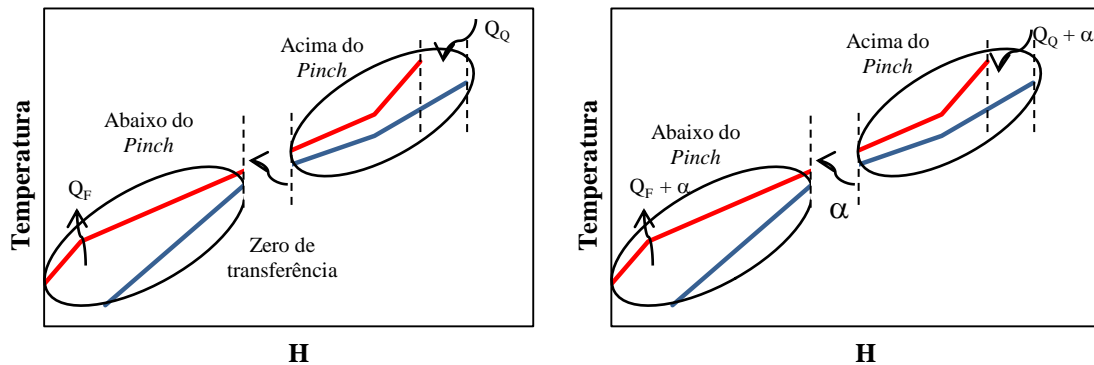
Fonte: Adaptado de Smith, 2005.

No diagrama das curvas compostas (Figura 7) a região vertical compreendida entre as duas curvas representa a possibilidade de recuperação de energia entre as correntes a uma dada diferença mínima de temperatura pré-estabelecida ( $\Delta T_{\min}$ ). Neste exemplo, para  $\Delta T_{\min} = 10^{\circ}\text{C}$ , a máxima recuperação de calor é 51,5 MW. Na região onde a curva composta fria estende-se além do final da curva composta quente, a recuperação de calor não é possível, logo, para fechar o balanço de energia deve ser fornecida ao processo utilidade quente externa. Na região onde a curva composta quente estende-se além do início da curva composta fria, a recuperação de calor também não é possível, sendo necessária utilidade fria externa para fechar o balanço de energia. A quantidade de energia necessária para fechar o balanço representa o consumo mínimo de utilidades quente e fria necessárias, que neste exemplo corresponde a 7,5 MW de utilidade quente e 10 MW de utilidade fria. A escolha da diferença mínima de temperatura entre as correntes depende de aspectos técnicos e econômicos do processo.

Ainda, no mesmo exemplo, na única região em que as curvas compostas estão a uma diferença de temperatura de  $10^{\circ}\text{C}$  identifica-se o *Pinch* do processo. Tal observação era esperada, pois Linnhoff, Madson e Wardle (1979) constataram que, em geral, o  $\Delta T_{\min}$  ocorre em somente um ponto entre as curvas e este ponto é chamado de *Pinch*. Neste ponto, o diagrama é dividido em duas regiões, acima e abaixo do *Pinch*, onde é possível inferir que acima apenas é requerida utilidade quente e abaixo apenas utilidade fria. As temperaturas

*Pinch* quente e fria do problema exemplo são, respectivamente, 150°C e 140°C. A divisão do processo também é importante na etapa da síntese da rede de trocadores de calor.

**Figura 8.** Transferência de energia.



(a) Sem transferência de energia através do *Pinch*.

(b) Com transferência de energia através do *Pinch*.

Fonte: Adaptado de Kemp, 2007.

Para garantir o mínimo de utilidade requerida, não deve haver troca de energia através do *Pinch* (Figura 8). Se há uma transferência de energia  $\alpha$  através do *Pinch* serão necessários  $(Q_Q + \alpha)$  de utilidade quente e  $(Q_F + \alpha)$  de utilidade fria (KEMP, 2007).

### 2.3.2 Tabela problema e Cascata energética

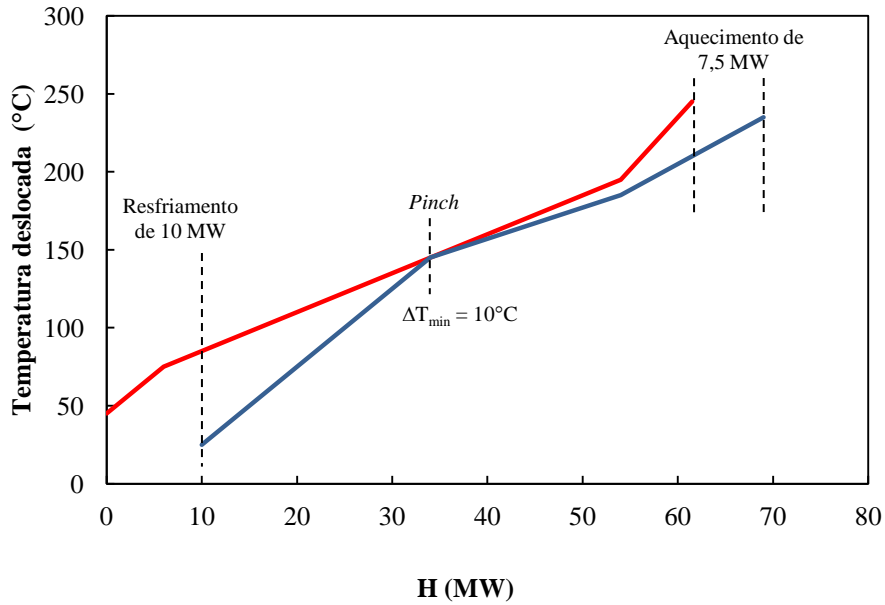
As curvas compostas podem ser utilizadas para a determinação das metas de energia (utilidade mínima) em determinados valores de  $\Delta T_{\min}$ . Entretanto, em situações complexas a abordagem com a tabela problema é mais viável. O processo de construção da tabela problema consiste em dividir o problema em intervalos de temperatura, garantindo que em qualquer intervalo as correntes quentes e frias estejam separadas ao menos em  $\Delta T_{\min}$ . Segundo Smith (2005), o procedimento pode ser dividido em duas etapas:

i) Obter os intervalos de temperatura com o deslocamento de  $\Delta T_{\min}/2$ . Para as correntes quentes a temperatura deve ser deslocada em  $-\Delta T_{\min}/2$  e para correntes frias a temperatura deve ser deslocada em  $+\Delta T_{\min}/2$ .

Considerando o exemplo citado anteriormente com as temperaturas deslocadas, podem ser obtidas as curvas compostas (Figura 9) e um diagrama que indica as correntes do processo em cada intervalo de temperatura (Figura 10). Este último facilita a compreensão da

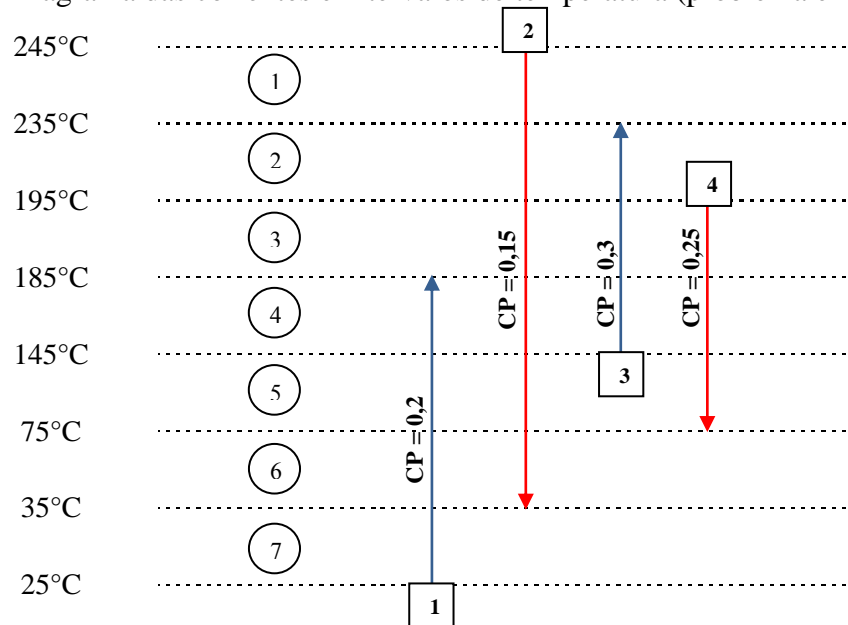
tabela problema. Na Figura 9 é possível verificar que as curvas se tocam no *Pinch* do processo, indicando que a troca de calor é viável.

**Figura 9.** Curvas compostas com temperaturas deslocadas (problema exemplo).



Fonte: Adaptado de Smith, 2005.

**Figura 10.** Diagrama das correntes e intervalos de temperatura (problema exemplo).



Fonte: Adaptado de Smith, 2005.

ii) Em cada intervalo de temperatura deve ser calculado um balanço de energia simples, dado pela Equação 3:

$$\Delta H_i = \left( \sum_{\text{correntes frias}} CP_F - \sum_{\text{correntes quentes}} CP_Q \right) \Delta T_i \quad (3)$$

onde:

$\Delta H_i$  = balanço de energia no intervalo de temperaturas deslocadas i;

$CP_F$  = capacidade térmica das correntes frias presentes no intervalo de temperaturas considerado;

$CP_Q$  = capacidade térmica das correntes quentes presentes no intervalo de temperaturas considerado;

$\Delta T_i$  = diferença de temperatura no intervalo i.

**Tabela 2.** Tabela problema (problema exemplo).

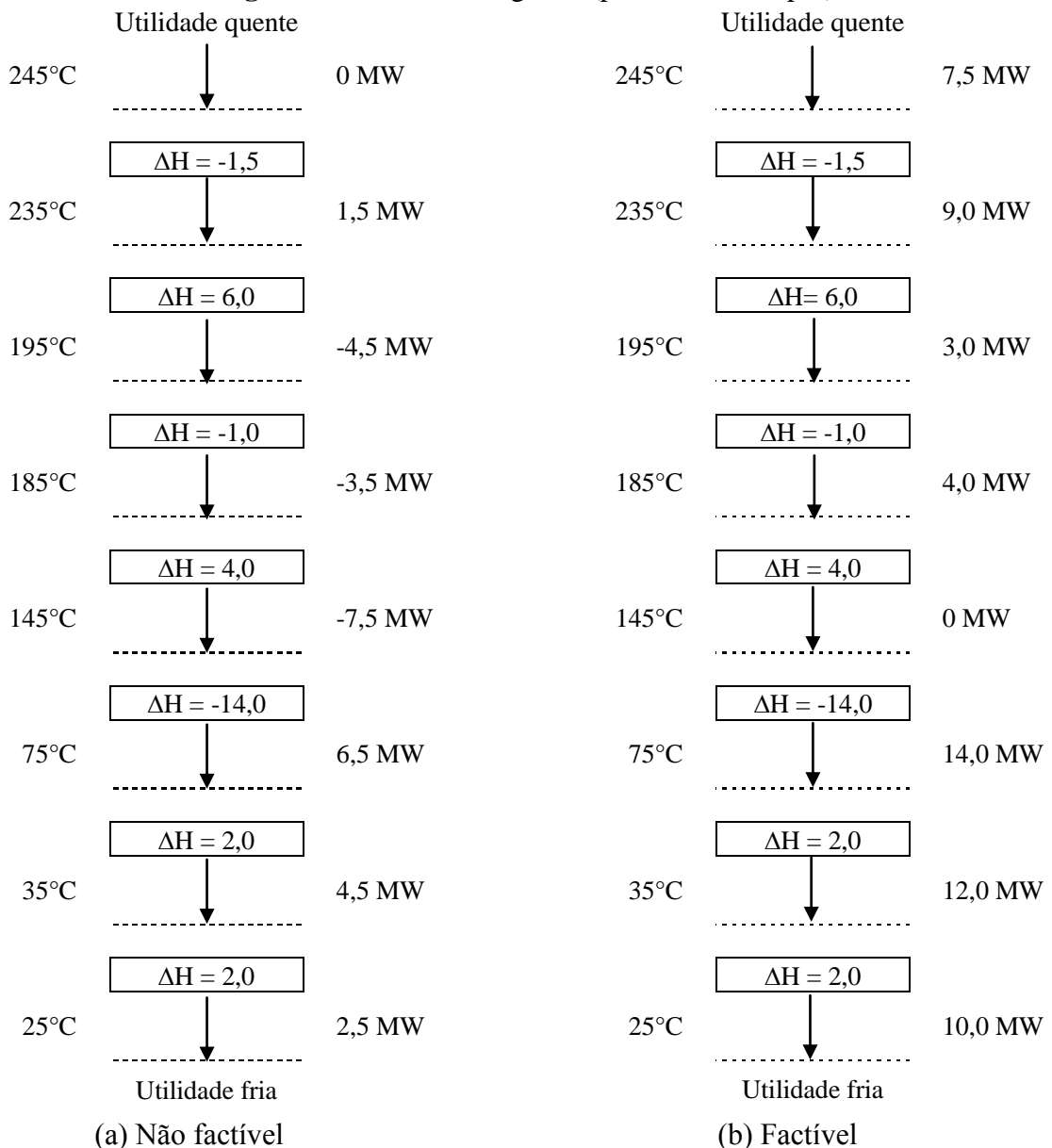
Intervalo de temperatura	Correntes	$\Delta T_{\text{intervalo}}$ (°C)	$\sum CP_F - CP_Q$ (MW.K <sup>-1</sup> )	$\Delta H_{\text{intervalo}}$ (MW)	Excesso/ <i>Déficit</i>
245°C	2				
235°C		10	-0,15	-1,5	Excesso
195°C		40	0,15	6,0	<i>Déficit</i>
185°C		10	-0,10	-1,0	Excesso
145°C	3	40	0,10	4,0	<i>Déficit</i>
75°C	1	70	-0,2	-14,0	Excesso
35°C		40	0,05	2,0	<i>Déficit</i>
25°C	4	10	0,2	2,0	<i>Déficit</i>

Fonte: Adaptado de Smith, 2005.

Para a convenção usada neste trabalho  $\Delta H_i$  positivo indica *déficit* de energia e  $\Delta H_i$  negativo indica excesso de energia. A Tabela 2 mostra este procedimento para o exemplo

exposto. Outra característica importante da tabela problema é a possibilidade de transferência de calor a partir de um intervalo superior para um intervalo inferior na forma de cascata. Em outras palavras, o excesso de energia, a partir de sub-redes de temperaturas mais altas pode ser utilizado para satisfazer *déficit* de energia de sub-redes com temperaturas inferiores (LINNHOFF e HINDMARSH, 1983).

**Figura 11.** Cascata energética (problema exemplo).



Fonte: Adaptado de Smith, 2005.

A Figura 11 (a) mostra a cascata para o problema exemplo. Para a construção da cascata não se assume que seja fornecida energia ao primeiro intervalo. O primeiro intervalo

tem um excedente de 1,5 MW, que é levado ao próximo intervalo. Este segundo intervalo tem um *deficit* de 6 MW, logo a quantidade de energia disponível partir deste intervalo é de -4,5 MW. No terceiro intervalo, o processo tem um excesso de 1 MW, e conseqüentemente, -3,5 MW é levado para o intervalo seguinte, e assim por diante.

Como se pode verificar na cascata energética do exemplo, alguns fluxos são negativos e isso é inviável, pois o calor não pode ser transferido para cima na escala de temperatura. A fim de tornar a cascata viável, deve ser adicionada uma quantidade suficiente de energia (utilidade quente) para fazer com que o fluxo de calor seja ao menos igual a zero. A menor quantidade de utilidade quente necessária é o maior fluxo de calor negativo, que neste exemplo é de 7,5 MW.

Para a construção da cascata energética de forma que a transferência de calor seja viável, é adicionada utilidade quente no primeiro intervalo (Figura 11 (b)). Pelo balanço de energia esta alteração significa que todos os fluxos são aumentados em 7,5 MW. Como resultados da nova cascata energética, são previstas as utilidades quente e fria,  $Q_Q = 7,5$  MW e  $Q_F = 10$  MW. Uma importante informação ainda pode ser deduzida a partir da Figura 8 (b), o ponto em que o fluxo de energia é igual a zero corresponde ao *Pinch* ( $T_{Pinch} = 145^\circ\text{C}$ ), assim as temperaturas *Pinch* quente e fria são  $150^\circ\text{C}$  e  $140^\circ\text{C}$ , respectivamente. Estes valores correspondem aos valores obtidos a partir das curvas compostas na Figura 7.

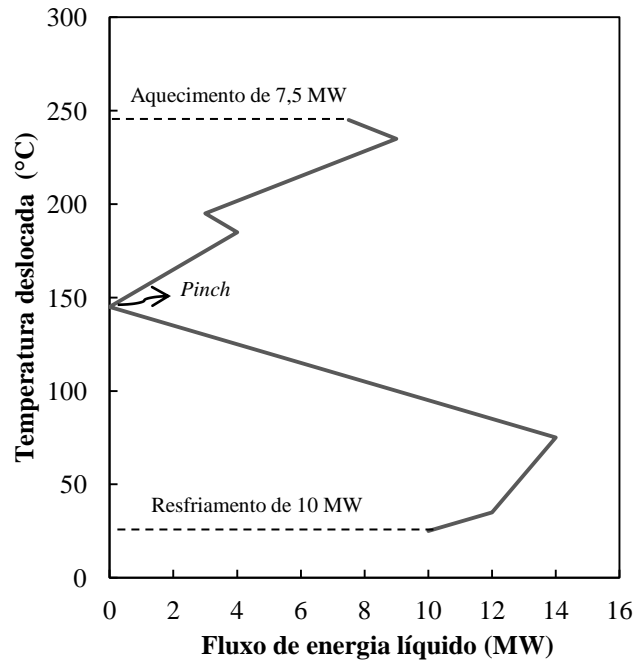
### 2.3.3 Grande curva composta

A grande curva composta (GCC) é um gráfico da temperatura deslocada *versus* fluxo de calor líquido e representa a diferença entre o calor disponível a partir das correntes quentes e o calor requerido pelas correntes frias, a uma dada temperatura deslocada. Deste modo, a GCC é simplesmente uma representação gráfica da tabela problema e da cascata energética.

Os valores de fluxo de calor líquido na extremidade superior e inferior indicam as utilidades quente e fria. Essa representação não somente indica o quanto de aquecimento e resfriamento são requeridos, mas também fornece informações sobre temperaturas necessárias. Não há necessidade de fornecer toda a utilidade quente no intervalo de temperatura mais elevado, uma boa parcela, se desejado, pode ser fornecida a temperaturas mais baixas. O *Pinch* também é facilmente visualizado, sendo o ponto onde o fluxo de calor líquido é de zero e a GCC toca o eixo das ordenadas (KEMP, 2007).

A GCC para o problema exemplo é mostrada na Figura 12. Verifica-se que  $Q_Q = 7,5$  MW (utilidade quente),  $Q_F = 10$  MW (utilidade fria) e  $T_{Pinch\ deslocada} = 145^\circ\text{C}$ , sendo que estes valores são iguais aos obtidos pelas curvas compostas, tabela problema e cascata energética.

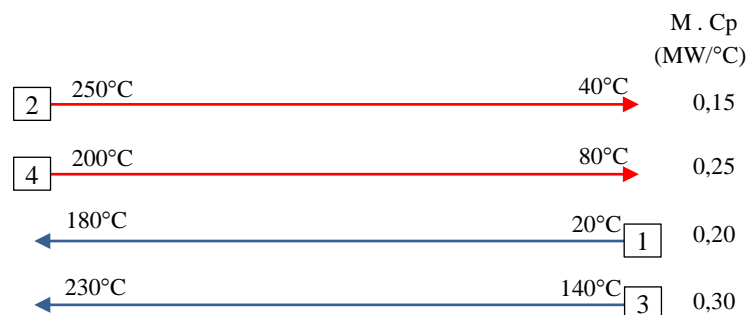
**Figura 12.** Grande curva composta (problema exemplo).



### 2.3.4 Síntese da rede de trocadores de calor

Na síntese de uma rede de trocadores de calor é recomendada a utilização do diagrama de grade, pois ele facilita a visualização do problema.

**Figura 13.** Diagrama de grade (problema exemplo).



Fonte: Adaptado de Smith (2005).

Neste diagrama as correntes são indicadas por linhas horizontais, sendo que as correntes quentes partem da esquerda para direita e as correntes frias da direita para esquerda (segue a indicação da seta com a temperatura inicial e final). Ainda, as correntes quentes são desenhadas em vermelho e as correntes frias em azul de acordo com o padrão internacional. Posteriormente, serão indicados outros símbolos, como os círculos ligados por uma linha vertical, que indicam a combinação entre uma corrente quente e fria através de um trocador de calor e círculos com as letras Q e F, que representam trocadores de calor com utilidades quente (aquecedor) e fria (resfriador), respectivamente. Para o problema exemplo descrito neste trabalho, o diagrama de grade é mostrado na Figura 13.

Ao iniciar a concepção da RTC é necessário dividir o problema em duas regiões, acima e abaixo do *Pinch*, e assegurar que alguns critérios sejam atendidos. Segundo Linnhoff e Hindmarsh (1983), existem três principais critérios a serem atendidos.

i. Número de correntes quentes e frias:

Existem várias combinações possíveis entre as correntes quentes e frias, porém certas combinações podem não garantir a máxima recuperação de energia. A Figura 14 mostra um diagrama de grade na região acima do *Pinch*, com duas correntes quentes e uma corrente fria. Acima do *Pinch* não deve ser fornecido utilidade fria, pois isto violaria o mínimo de utilidade requerida. Pelo diagrama de grade verifica-se que uma das correntes quentes não pode ser resfriada sem que haja violação do  $\Delta T_{\min}$ . Para solucionar este problema a corrente fria deve ser dividida em duas, como mostrado na Figura 15. Logo:

$$N_Q \leq N_F \quad (\text{acima do } Pinch) \quad (4)$$

onde:

$N_Q$  = número de correntes quentes, incluindo as ramificações;

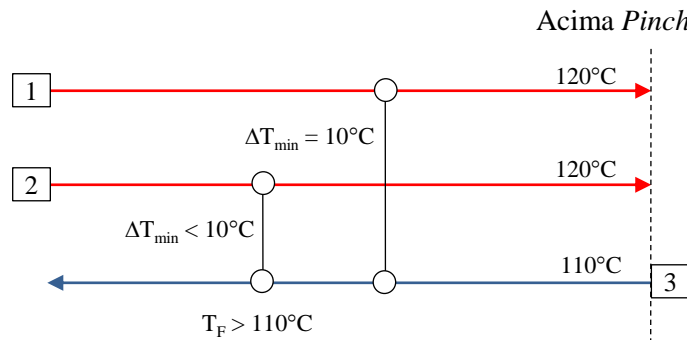
$N_F$  = número de correntes frias, incluindo as ramificações.

O mesmo argumento é válido abaixo do *Pinch*, considerando, contudo, que abaixo do *Pinch* utilidade quente não é requerida. Portanto:

$$N_Q \geq N_F \quad (\text{abaixo do } Pinch) \quad (5)$$

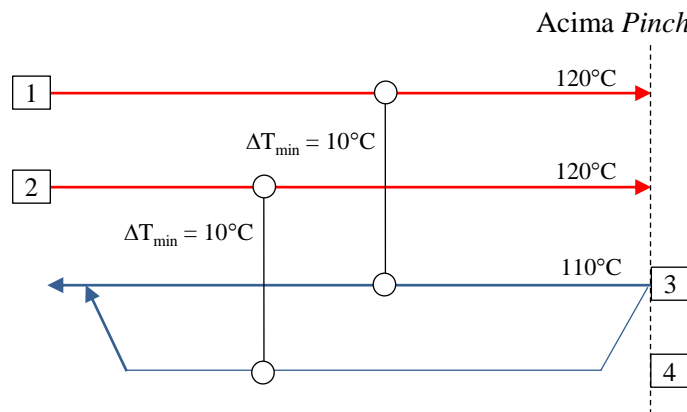


**Figura 14.** Critério 1: combinações entre as correntes (inviável).



Fonte: Adaptado de Linnhoff e Hindmarsh, 1983.

**Figura 15.** Critério 1: combinações entre as correntes (viável).



Fonte: Adaptado de Linnhoff e Hindmarsh, 1983.

ii. Inequações de CP (capacidade térmica):

O segundo critério a ser assegurado está relacionado à diferença mínima de temperatura entre as correntes quentes e frias e aos valores de CP das correntes combinadas. Para que seja viável a troca de energia entre uma corrente quente e fria, a força motriz (diferença de temperatura) deve aumentar ao se afastar do *Pinch*. Este critério apenas será satisfeito quando:

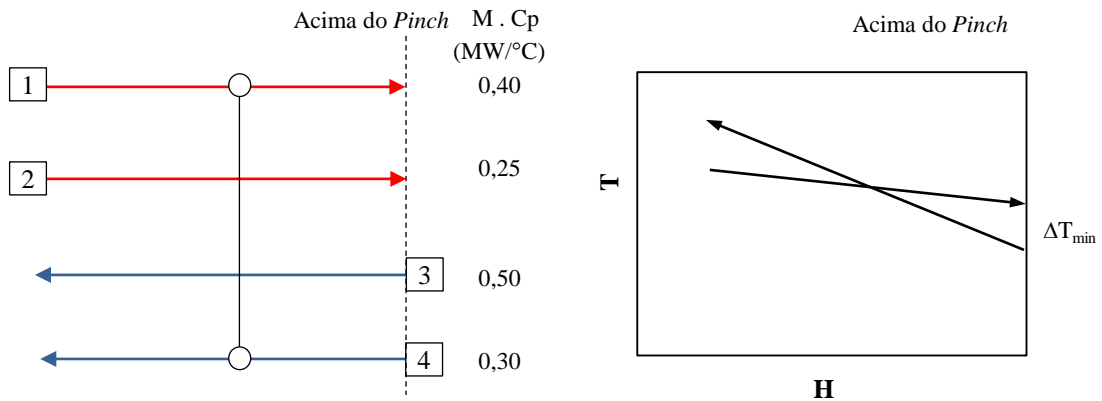
$$CP_Q \leq CP_F \text{ (acima do Pinch)} \quad (6)$$

$$CP_Q \geq CP_F \text{ (abaixo do Pinch)} \quad (7)$$

A Figura 16 mostra uma situação na qual a combinação entre uma corrente fria e uma quente é inviável e a Figura 17 mostra a combinação viável. Deve-se ressaltar que as

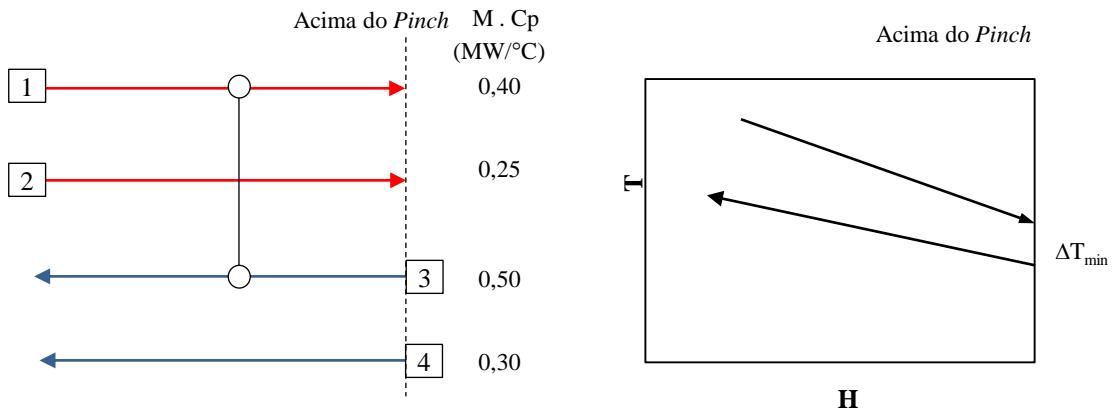
inequações de CP dadas pelas Equações 6 e 7 apenas são usadas quando ambas as extremidades de uma combinação entre uma corrente quente e fria estão na condição *Pinch* (extremidade *Pinch* quente ou fria, nesta situação o trocador de calor está na condição *Pinch*, onde  $\Delta T = \Delta T_{\min}$ ).

**Figura 16.** Critério 2: combinação entre as correntes (inviável).



Fonte: Adaptado de Linnhoff e Hindmarsh, 1983.

**Figura 17.** Critério 2: combinação entre as correntes (viável).



Fonte: Adaptado de Linnhoff e Hindmarsh, 1983.

iii. Diferenças dos CP's (fluxo de capacidade calorífica):

O terceiro critério para a síntese da RTC está relacionado às diferenças dos fluxos de capacidades calorífica das correntes combinadas, segundo as equações:

$$\text{Diferença CP} = CP_F - CP_Q \text{ (acima do } Pinch) \quad (8)$$

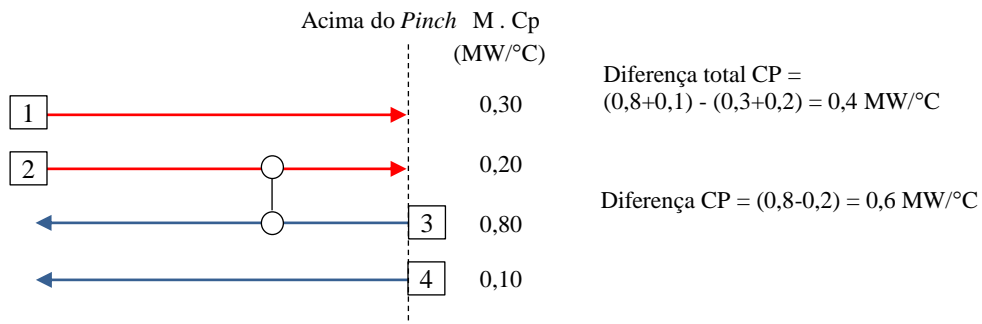
$$\text{Diferença CP} = CP_Q - CP_F \text{ (abaixo do } Pinch) \quad (9)$$

$$\text{Diferença total CP} = \sum_i^N \text{CP}_F - \sum_i^N \text{CP}_Q \text{ (acima do Pinch)} \quad (10)$$

$$\text{Diferença total CP} = \sum_i^N \text{CP}_Q - \sum_i^N \text{CP}_F \text{ (abaixo do Pinch)} \quad (11)$$

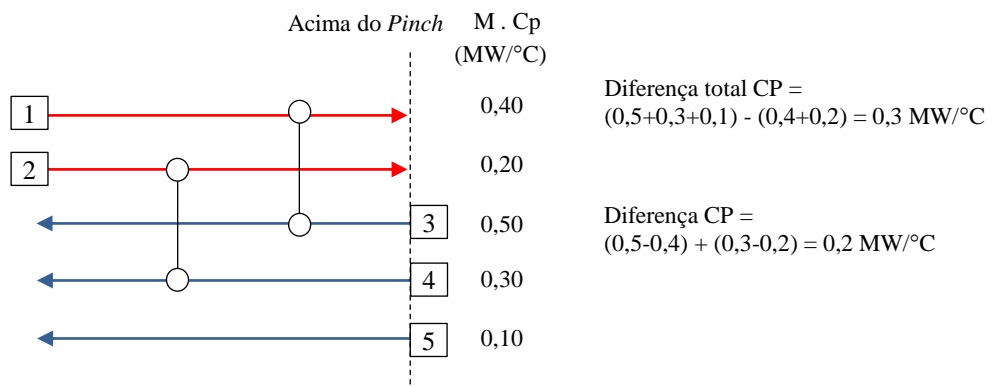
As equações acima apenas são usadas para as combinações entre uma corrente quente e fria quando se encontram na extremidade *Pinch*. Algumas combinações podem ser viáveis do ponto de vista das inequações de CP (critério ii). No entanto, podem não ser compatíveis com uma rede de trocadores praticável. Este critério expõe que a diferença de CP para qualquer trocador operando no *Pinch* (Equações 8 e 9) não deve exceder a diferença total de CP (Equações 10 e 11).

**Figura 18.** Critério 3: combinação entre correntes (inviável).



Fonte: Adaptado de Linnhoff e Hindmarsh, 1983.

**Figura 19.** Critério 3: combinação entre correntes (viável).



Fonte: Adaptado de Linnhoff e Hindmarsh, 1983.

A Figura 18 mostra uma combinação entre as correntes 2 e 3 que não satisfaz o critério de diferença de CP, apesar de satisfazer o critério das inequações. A combinação tem

uma diferença de CP de 0,6 MW/°C, enquanto que o total disponível é de apenas 0,4 MW/°C (diferença total de CP). Dessa maneira, a combinação entre essas correntes não é viável. A Figura 19 mostra uma combinação viável, pois a diferença total de CP é superior à diferença de CP entre as correntes combinadas.

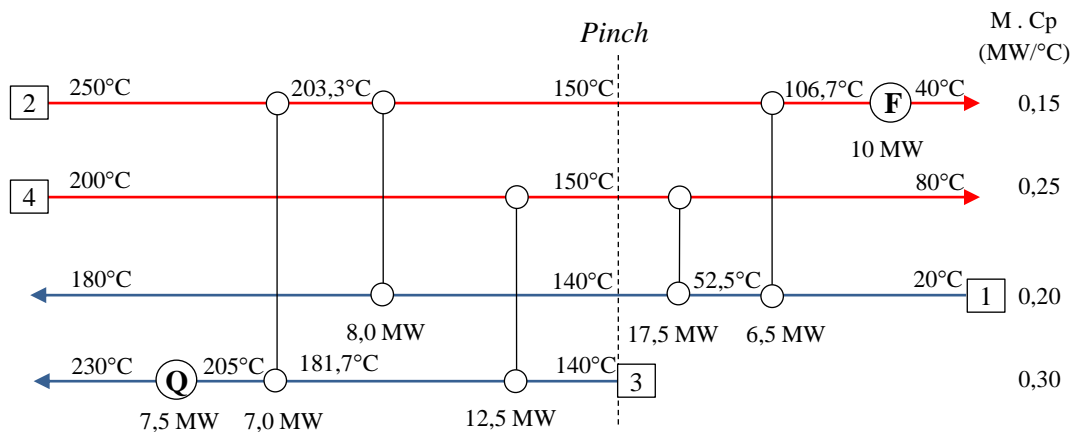
Segundo Ravagnani e Suárez (2012), os critérios mencionados podem ser generalizados como:

$$N_{\text{saído do Pinch}} \geq N_{\text{entrando no Pinch}} \quad (12)$$

$$CP_{\text{saído do Pinch}} \geq CP_{\text{entrando no Pinch}} \quad (13)$$

$$\sum CP_{\text{correntes restantes saído do Pinch}} \geq \sum CP_{\text{correntes restantes entrando no Pinch}} \quad (14)$$

**Figura 20.** Rede de trocadores de calor (problema exemplo).



Fonte: Adaptado de Smith, 2005.

Outras exigências podem ser necessárias conforme o grau de dificuldade do problema a ser estudado. Considerando o problema exemplo é possível sintetizar uma rede de trocadores de calor que atende aos critérios (Figura 20). A quantidade de energia que não é suprida pela troca entre as correntes de processo é obtida pelas utilidades, neste exemplo a utilidade quente requerida é de 7,5 MW e a utilidade fria é de 10 MW, que conferem com os valores obtidos pelas curvas compostas, tabela problema, cascata energética e grande curva composta. Na Tabela 3 é possível verificar a variação da entalpia das correntes acima e abaixo

do *Pinch*, indicando que a energia requerida para cada corrente, seja ela em excesso ou *déficit*, foi suprida pela troca entre as correntes do processo e/ou por utilidades externas.

**Tabela 3.** Variação de entalpia (problema exemplo).

Corrente	Tipo	T <sub>inicial</sub> (°C)	T <sub>final</sub> (°C)	\Delta H  (MW)	\Delta H acima/abaixo do <i>Pinch</i> (MW)
1	Fria	20	180	32,0	8,0/24,0
2	Quente	250	40	31,5	15,0/16,5
3	Fria	140	230	27,0	27,0/0,0
4	Quente	200	80	30,0	12,5/17,5

Fonte: Elaborado pelo autor.

### 2.3.5 Número mínimo de unidades de troca térmica

Na prática, uma rede de trocadores de calor deve incorporar poucas unidades de transferência de energia (utilidade quente, fria e trocadores de calor). Isso assegura uma rede com menores custos em termos de equipamentos, tubulações, manutenção e controle. O teorema de Euler para redes mostra que o número mínimo de unidades em uma rede é dado pela Equação 15 (LINNHOFF, MASON e WARDLE, 1979).

$$U = N + L - S \quad (15)$$

onde:

U = número de unidades de troca térmica;

N = o número total de correntes, incluindo as correntes do processo e as utilidades;

L = número de loops independentes;

S = o número de componentes separados em uma rede.

Para simplificar o cálculo do número mínimo de unidades, considera-se que o número de loops independentes é zero ( $L = 0$ , sem unidades extras) e a existência de apenas um componente separado ( $S = 1$ ). Logo, a Equação 15 torna-se:

$$U = N - 1 \quad (16)$$

Se o problema apenas apresenta demanda de um tipo de utilidade, ou seja, não

tem sub-redes a Equação 16 é aplicada. Contudo, quando o sistema tem um *Pinch* o problema é dividido em duas regiões, acima e abaixo do *Pinch*, e a Equação 16 é aplicada às duas regiões separadamente, como indicado pela Equação 17.

$$U = (N_{\text{Acima}} - 1) + (N_{\text{Abaixo}} - 1) \quad (17)$$

Este cálculo pode ser realizado ao problema exemplo. Acima do *Pinch* existem 5 correntes, incluindo a utilidade quente e abaixo do *Pinch* existem 4 correntes, incluindo a utilidade fria. Deste modo, o número mínimo de unidade de troca térmica será:

$$U = (5 - 1) + (4 - 1) = 7$$

Como pode ser observado pela Figura 20, o número mínimo de unidades de troca térmica obtido pela Equação 17 é o mesmo que o apresentado na rede de trocadores de calor proposta ao problema.

### 2.3.6 Área global mínima de troca térmica

O cálculo da área global mínima de troca térmica é de grande importância na análise *Pinch*, pois está diretamente relacionado aos custos de capital. A área de um trocador de calor em contracorrente é dada pela Equação 18.

$$A = \frac{\Delta H}{U \Delta T_{\text{ML}}} \quad (18)$$

onde:

A = área de troca térmica;

$\Delta H$  = variação de entalpia;

U = coeficiente global de transferência de calor;

$\Delta T_{\text{ML}}$  = diferença média logarítmica de temperatura.

A Equação 18 apenas é válida quando as simplificações de um balanço de energia implicam que o calor em uma unidade de troca térmica é igual à variação de entalpia. Para problema com uma rede de trocadores de calor é possível dividir as curvas compostas em

intervalos de entalpia e calcular a área para cada intervalo, como mostrado na Equação 19 (TOWNSEND e LINNHOFF, 1984; LINNHOFF e AHMAD, 1990).

$$A_{\min} = \frac{1}{U} \sum_{k=1}^K \frac{\Delta H_k}{\Delta T_{ML(k)}} \quad (19)$$

onde:

$A_{\min}$  = área global mínima de troca térmica;

$K$  = número total de intervalos de entalpia.

Na Equação 19 o coeficiente global de transferência de calor foi considerado constante, porém nem sempre esta consideração é válida. A Equação 20 (TOWNSEND e LINNHOFF, 1984; LINNHOFF e AHMAD, 1990) indica o cálculo da área global mínima de troca térmica quando o coeficiente global de transferência de calor não é constante.

$$A_{\min} = \sum_{k=1}^K \frac{1}{\Delta T_{ML(k)}} \left( \sum_{i=1}^{I-\text{Correntes quentes}} \frac{q_{i,k}}{h_i} + \sum_{j=1}^{J-\text{Correntes frias}} \frac{q_{j,k}}{h_j} \right) \quad (20)$$

onde:

$q_{i,k}$  = variação de entalpia da corrente quente  $i$  no intervalo de entalpia  $k$ ;

$q_{j,k}$  = variação de entalpia da corrente fria  $j$  no intervalo de entalpia  $k$ ;

$h_i$  = coeficiente convectivo da corrente quente  $i$ ;

$h_j$  = coeficiente convectivo da corrente fria  $j$ ;

$I$  = número de correntes quentes no intervalo de entalpia  $k$ ;

$J$  = número de correntes frias no intervalo de entalpia  $k$ .

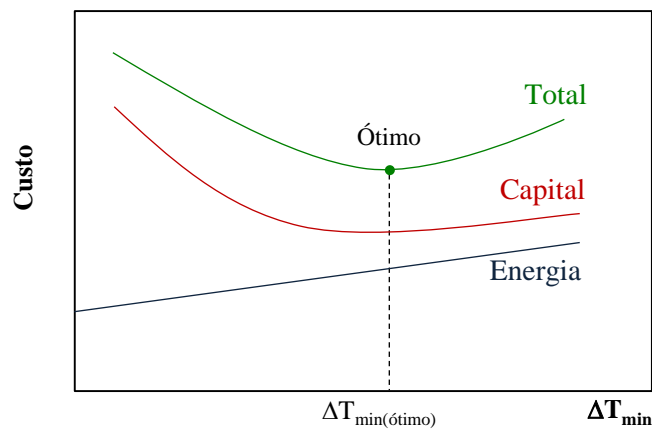
O cálculo da área global mínima de troca térmica inclui as utilidades. Dessa maneira, além das informações das correntes são necessárias as informações das utilidades usadas no processo, tais como temperatura inicial e final, variação de entalpia e coeficiente convectivo. Para o problema exemplo não será calculada a área de troca térmica, pois seria necessário escolher os tipos de utilidade usada (por exemplo, vapor e água de resfriamento) e definir as propriedades mencionadas acima.

### 2.3.7 Escolha da diferença mínima de temperatura

A escolha do valor para  $\Delta T_{\min}$  entre as correntes quentes e frias influencia o custo

de capital e o custo das utilidades quentes e frias. Por meio da Figura 21 é fácil verificar que quando  $\Delta T_{\min}$  é muito pequeno, os custos de capital tendem ao infinito, visto que a área de troca térmica também tende ao infinito. Os custos com utilidade neste caso são mínimos. Entretanto, ao aumentar  $\Delta T_{\min}$  os custos com o trocador de calor diminuem e com utilidades aumenta (LINNHOFF e HINDMARSH, 1983). Deste modo, existe um valor ótimo para o  $\Delta T_{\min}$ , no qual o custo total anual (custo de capital da rede de trocadores de calor e custo das utilidades) é mínimo.

**Figura 21.** Custo versus  $\Delta T_{\min}$ .

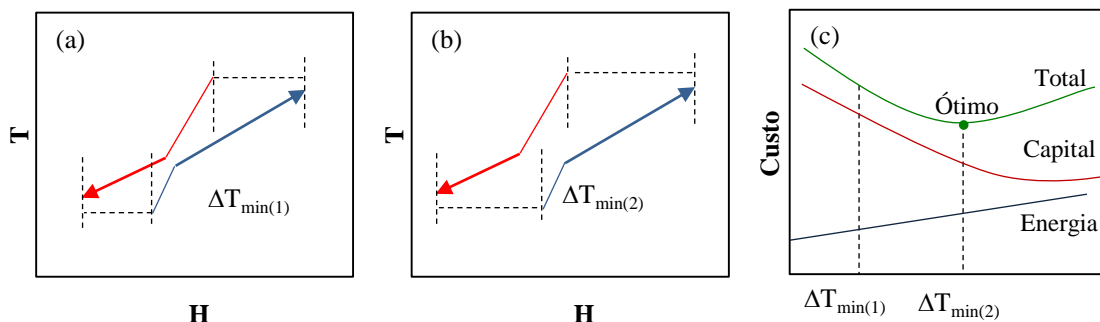


Fonte: Adaptado de Smith, 2005.

Ao especificar o  $\Delta T_{\min}$  entre as duas curvas fixa-se a utilidade quente e fria requeridas no processo. O valor da diferença mínima de temperatura ( $\Delta T_{\min}$ ) pode ser alterado, o que provoca mudança de posição entre as curvas composta quente e fria, e conseqüentemente, outros valores de utilidades serão obtidos. É importante ressaltar que a curva composta quente deve estar em uma posição tal que sempre esteja acima da curva composta fria para que a transferência de calor seja possível. O valor da diferença mínima de temperatura entre as correntes deve ser escolhido de modo que não ignore restrições práticas e que seja obtido o menor custo de capital e energia.

As Figuras 22 (a) e (b) demonstram como a escolha do  $\Delta T_{\min}$  afeta a quantidade de utilidades. À medida que o  $\Delta T_{\min}$  aumenta ( $\Delta T_{\min(1)} < \Delta T_{\min(2)}$ ), as utilidades quente e fria requeridas pelo processo são maiores. Entretanto, pela Figura 22 (c) verifica-se que apesar dos custos com utilidades serem maiores ao aumentar o  $\Delta T_{\min}$ , o custo de capital e custo total anual é menor.



**Figura 22.** Utilidades versus  $\Delta T_{\min}$ .

Fonte: Adaptado de Smith, 2005.

### 2.3.8 Relaxamento da rede

A síntese de uma rede de trocadores de calor exige dos projetistas conhecimentos sobre integração energética e o processo em questão. No entanto, nem sempre a rede proposta é viável do ponto de vista prático. Para minimizar a complexidade do processo pode ser realizado o relaxamento da rede, que tem por objetivo reduzir os custos de capital, simplificar a rede, e melhorar o retorno do projeto. A estratégia de relaxamento é um processo mais complexo que a concepção da rede e existe uma maior variedade de alternativas. Assim, o projetista tem uma maior gama de possibilidades a serem consideradas (KEMP, 2007).

Quando uma rede sofre relaxamento, a restrição da diferença mínima de temperatura pode ser relaxada, assim como os trocadores com menor demanda de energia podem ser removidos (SMITH, 2005). Para a síntese da rede o problema é dividido em dois subproblemas, aumentando o número de unidades de troca térmica e gerando laços térmicos em muitos casos. Nesse caso, alguns trocadores podem ser removidos, mas deve ser considerado o balanço entre os custos de energia e os custos de capital, pois a exclusão de um trocador de calor provocará aumento no consumo de utilidades.

## 2.4 Ferramentas de cálculo para análise *Pinch*

Os cálculos requeridos pelo método *Pinch* são conceitualmente simples e podem ser feitos a mão. Entretanto, problemas em escala real podem tornar o trabalho tedioso, consumir um longo tempo, além de ser susceptível a erros. Portanto, a disponibilidade de um *software* que execute essas tarefas repetitivas é de grande interesse no aprendizado e na aplicação do método *Pinch* (MARTÍN e MATO, 2008).

Alguns trabalhos se atêm ao desenvolvimento de *softwares* para integração energética empregando a análise *Pinch*. Entre eles, pode-se citar o trabalho de Ribeiro *et al.* (2009), que apresentaram a nova interface gráfica desenvolvida para o AtHENS. O programa AtHENS (*Automatic Heat Exchanger Network Synthesis*) foi desenvolvido por Liporace (2000) e realiza a síntese automática de redes de trocadores de calor baseado na análise *Pinch* (LIPORACE, PESSOA e QUEIROZ, 2001, 2002, 2004).

O Hint é *software* educacional gratuito para o projeto da rede de trocadores de calor que utiliza o método *Pinch*. O programa tem o objetivo de auxiliar os estudantes e pesquisadores nos cálculos da análise *Pinch* e na síntese de uma rede de trocadores de calor. O usuário insere as correntes e as propriedades das mesmas e o programa fornece a temperatura *Pinch*, utilidade quente e fria, curva composta, grande curva composta, diagrama de grade, custo de capital e área de troca térmica. Além disso, o usuário pode estudar a influência da diferença mínima de temperatura no custo e na energia requerida, otimizar o  $\Delta T_{\min}$  e sintetizar redes de trocadores de calor, seguindo regras heurísticas do método (MARTÍN e MATO, 2008).

Kemp (2007) traz no Apêndice do seu livro um *link* para uma planilha de cálculos de integração energética com a metodologia *Pinch* (ELSEVIER LTD, 2007). Nessa planilha é possível entrar com os dados das correntes (temperaturas e demanda energética), calcular as curvas compostas, tabela problema, energia requerida, temperatura *Pinch*, grande curva composta, diagrama de grade e gerar tabelas e gráficos da variação da temperatura *Pinch* e  $\Delta T_{\min}$ . No entanto, não é possível sintetizar a rede de trocadores de calor.

Na literatura são encontradas outras ferramentas gratuitas que auxiliam na análise *Pinch*, tais como THEN, PINCHLENI e *Online Pinch Analysis Tool*, mas que não contêm recursos para realizar a síntese da RTC.

Alguns simuladores comerciais incluem ferramentas de análise *Pinch*, tais como os *softwares* da Aspen Technology®. A ferramenta Aspen Energy Analyzer® é baseada em conceitos da análise *Pinch* e faz parte dos simuladores Aspen Plus® e Aspen HYSYS®. Nesta ferramenta encontram-se disponíveis diversos recursos, tais como as curvas compostas, diagramas de grade, grande curva composta, mínimo de energia requerida, rede de trocadores de calor gerada automaticamente, simulação do processo, custo de capital *versus* energia, entre outros (ASPEN TECH, 2012). Entretanto, existem algumas desvantagens no uso de simuladores comerciais, pois é necessário um conhecimento prévio do usuário em simulação de processos, além do alto custo da licença para estes *softwares*.

Podem ser citados outros programas pagos que auxiliam na análise *Pinch* e permitem a síntese da RTC, como o SuperTarget<sup>®</sup> da KBC, o *Pinch*<sup>®</sup> da Universidade de Lucerne de Ciências Aplicadas e Artes e o ProSimPlus<sup>®</sup> da ProSim.

### 3 Objetivos

O presente trabalho teve como objetivo principal propor redes de trocadores de calor utilizando a análise *Pinch* para a biorrefinaria virtual de cana-de-açúcar com produção de etanol de 1<sup>a</sup>/2<sup>a</sup> geração e energia elétrica, a fim de reduzir o consumo de utilidades.

A biorrefinaria foi avaliada em diferentes cenários:

Cenário 1 – Pré-tratamento do bagaço: hidrotérmico; Com fermentação das pentoses.

Cenário 2 - Pré-tratamento do bagaço: hidrotérmico; Sem fermentação das pentoses.

Cenário 3 – Pré-tratamento do bagaço: ácido diluído; Com fermentação das pentoses.

Cenário 4 - Pré-tratamento do bagaço: ácido diluído; Sem fermentação das pentoses.

Cenário 5 – Pré-tratamento do bagaço: explosão a vapor; Com fermentação das pentoses.

Cenário 6 – Pré-tratamento do bagaço: explosão a vapor; Sem fermentação das pentoses.

## 4 Metodologia

A integração energética da biorrefinaria virtual foi realizada com base nos princípios da análise *Pinch*, técnica desenvolvida por Linnhoff na Inglaterra. A metodologia adotada pode ser dividida em algumas etapas, descritas simplificadaamente nos tópicos a seguir.

### 4.1 Identificação de correntes de processo

Inicialmente foi realizado um estudo do processo da biorrefinaria virtual para identificação das correntes que poderiam participar da integração energética, considerando as possíveis restrições do processo.

### 4.2 Aquisição de dados

Nesta etapa fez-se a aquisição de dados das correntes, tais como temperatura inicial e final, vazão mássica e definição do tipo de corrente (quente ou fria; líquida ou gasosa). As informações foram obtidas de simulações realizadas no simulador EMSO, o qual tem sido utilizado no desenvolvimento da biorrefinaria virtual realizada pelo grupo de pesquisa de Simulação e Controle de Processos do Departamento Engenharia Química da UFSCar.

O termo EMSO significa Ambiente de Modelagem, Simulação e Otimização. É um ambiente gráfico completo, no qual o usuário pode modelar complexos processos dinâmicos ou em estado estacionário pela simples seleção e conexão de blocos dos modelos. O usuário, ainda, pode desenvolver novos modelos utilizando a linguagem de modelagem do EMSO ou utilizar outros que foram feitos a partir do EMSO Library (EML). A EML é uma biblioteca de código aberto de modelos escritos na linguagem de modelagem do EMSO (SOARES, 2006). Dentre as vantagens da utilização do EMSO é possível citar: a linguagem de programação orientada a objetos, que permite o usuário criar modelos complexos ou específicos a partir dos padrões; disponibilidade do simulador em plataformas do Windows<sup>®</sup>, Linux<sup>®</sup> e Unix<sup>®</sup>; licença gratuita.

### 4.3 Cálculo de propriedades

Para cada corrente identificada na participação da integração energética foram calculadas as propriedades termodinâmicas como a capacidade calorífica, variação de entalpia e capacidade térmica.

Na simulação a composição da cana-de-açúcar foi considerada igual a 69,73% de água, 14,50% de sacarose, 5,00% de celulose, 4,75% de hemicelulose, 2,75% de lignina, 2,07% de K<sub>2</sub>O, 0,60% de glicose e 0,60% de sujeiras. O cálculo da capacidade calorífica (Cp) para as correntes constituídas do caldo de cana-de-açúcar foi obtido pela Equação 21 (HUGOT, 1986). Sabe-se que a corrente de vinho não é mais constituída de caldo, pois o substrato foi consumido para gerar etanol, além de estarem presentes outros subprodutos em baixas concentrações. Entretanto, a fim de simplificar os cálculos, a capacidade calorífica da corrente constituída de vinho foi calculada como uma média ponderada entre a fração de caldo e de etanol, sendo que a capacidade calorífica do etanol (Equação 22) foi obtida pela média dos Cp's nas temperaturas de entrada e saída da corrente (KDB, 2013). Para as correntes da coluna de destilação, tais como a vinhaça, flegmaça e etanol foram utilizados as variações de entalpia fornecidas pela simulação das colunas no Aspen Plus<sup>®</sup>, nas mesmas condições da simulação realizada no EMSO. Nas simulações realizadas no Aspen Plus<sup>®</sup> as correntes de vinhaça, flegmaça e etanol foram consideradas constituídas de etanol e água. Mais informações sobre as simulações podem ser obtidas nos trabalhos de Furlan *et al.* (2013), Furlan (2012) e Furlan *et al.* (2012).

$$Cp_{\text{caldo}} = 4,19 - 2,35 x_{\text{açúcar}} \text{ (kJ/kg K)} \quad (21)$$

onde  $x_{\text{açúcar}}$  é a fração mássica de açúcar.

$$Cp_{\text{etanol}} = A + BT + CT^2 + DT^3 \text{ (kJ/kmol K)} \quad (22)$$

onde  $A = -67,4439$ ,  $B = 1,842515$ ,  $C = -7,30 \cdot 10^{-3}$ ,  $D = 1,05 \cdot 10^{-5}$  e  $T$  é a temperatura do etanol em K.

#### 4.4 $\Delta T_{\min}$

A escolha da diferença mínima de temperatura ( $\Delta T_{\min}$ ) entre uma corrente quente e fria depende das características do processo (YOON, LEE e PARK, 2007). Alguns trabalhos utilizam o menor valor de  $\Delta T_{\min}$  em trocadores de calor encontrado no processo real. Neste trabalho foi definida a diferença mínima de temperatura igual a 10°C.

O valor de  $\Delta T_{\min}$  influencia no consumo de utilidades dentro do processo e pode ser otimizado, de forma a se obter valores mais acurados de recuperação de energia. No entanto, como é demonstrado no Capítulo de Resultados e Discussão, o valor adotado já apresenta grande redução no consumo de utilidades. O principal objetivo deste trabalho foi demonstrar que a integração energética tem grande potencial, junto com outros estudos, de tornar a produção de etanol 2G viável, devido a maior disponibilidade de bagaço. Por este motivo, a otimização não foi escopo do trabalho e diferentes valores de  $\Delta T_{\min}$  não foram analisados.

#### 4.5 Análise *Pinch*

Nesta etapa foram obtidas as curvas compostas, temperatura *Pinch*, consumo mínimo de utilidade quente e fria, tabela problema, cascata energética e grande curva composta.

Para a integração energética foram utilizadas como ferramentas a planilha do KEMP (2007) e o *software* Hint, sendo que ambas apresentam os mesmos resultados, pois utilizam o método *Pinch*. A justificativa pelo uso destas duas ferramentas se deve à possibilidade de acesso aos dados calculados na planilha disponível em Elsevier (2007), contudo sem a viabilidade de modificar as configurações dos gráficos, e ao recurso de síntese da RTC no Hint, porém sem acesso aos dados calculados. Por esta razão, foram utilizadas as duas ferramentas, uma fornecendo os dados para refazer os gráficos na formatação desejada e a outra para sintetizar a RTC.

#### 4.6 Redes de trocadores de calor

A partir dos resultados da análise *Pinch* foram propostas redes de trocadores de calor que atendessem a demanda energética mínima para a biorrefinaria com os diferentes

tipos de pré-tratamento. Em alguns casos a rede sintetizada pode ser não viável tecnicamente, logo, para estas situações foram propostas outras redes com viabilidade técnica e com consumo energético superior à demanda mínima, mas ainda inferior ao processo sem integração.

#### **4.7 Avaliação da integração energética na biorrefinaria**

Na etapa final realizou-se uma comparação da biorrefinaria com integração energética, sem integração energética e com integração de projeto. O termo integração de projeto refere-se ao processo comumente encontrado nas usinas, no qual existe integração energética entre determinadas correntes de processo. Em alguns trechos desta dissertação o processo sem integração será referido como processo original. Os parâmetros de comparação utilizados foram consumo de vapor por volume de etanol produzido, redução no consumo energético e número de trocadores de calor.



## 5 Resultados e Discussão

Neste tópico apresentam-se os resultados da integração energética da biorrefinaria para os diferentes cenários avaliados. É importante mencionar que nesta dissertação o termo trocador de calor refere-se às unidades de troca térmica na qual a fonte de aquecimento e resfriamento são as próprias correntes do processo. O termo aquecedor refere-se à unidade de troca térmica na qual o fluido de aquecimento é uma utilidade externa, como vapor. E o termo resfriador refere-se à unidade de troca térmica na qual o fluido de resfriamento é uma utilidade externa, como água de resfriamento.

### 5.1 Cenário 1: biorrefinaria empregando o pré-tratamento hidrotérmico e considerando a etapa de fermentação das pentoses

A biorrefinaria apresentada neste tópico possui uma capacidade de moagem de 12.000 t/dia de cana-de-açúcar, produção de 1.144 m<sup>3</sup> etanol hidratado/dia e 68,5 MW de energia elétrica e consumo de 3,3 kg vapor/L etanol hidratado. O consumo de vapor supramencionado refere-se ao consumo de vapor vegetal que é utilizado como utilidade quente no processo. O particionamento entre as frações de bagaço para o sistema de cogeração e produção de etanol 2G advém da necessidade do processo ser energeticamente autossuficiente. Portanto, pela demanda energética do processo sem integração energética, é necessário queimar 2.655 t/dia de bagaço na geração de vapor para sustentar energeticamente o processo, restando 350 t/dia de bagaço para a produção de etanol de segunda geração. O conceito de particionamento entre as frações de bagaço é válido em todos os cenários avaliados neste trabalho.

Na Tabela 4 são apresentadas as informações das correntes que precisam de aquecimento ou resfriamento, referentes ao processo de produção de etanol 1G/2G e energia elétrica, empregando o pré-tratamento hidrotérmico para o bagaço de cana-de-açúcar e considerando a fermentação das pentoses. No Apêndice C encontra-se o fluxograma deste processo com indicação das correntes que foram utilizadas na integração energética. Neste primeiro momento foi considerado que todo aquecimento e resfriamento das correntes são por utilidades externas, ou seja, não há nenhuma integração energética.

Ao iniciar a análise *Pinch* foi definido o  $\Delta T_{\min}$  de 10°C, valor adotado em todos os cenários avaliados. A Figura 23 mostra o diagrama das curvas compostas. Pode-se verificar que a energia recuperada pela troca de calor entre as correntes é de 68,3 MW e a quantidade

de utilidade quente e fria necessárias para o processo é de 49,0 MW e 38,5 MW, respectivamente. A temperatura *Pinch* deslocada do processo é igual a 106,9°C e as temperaturas *Pinch* quente e fria são 111,9°C e 101,9°C, respectivamente. O vapor vegetal saturado a 2,1 bar ( $T = 121,9^{\circ}\text{C}$ ) fornecido pelo evaporador do caldo é utilizado no aquecimento das correntes frias, sem que haja necessidade de outra fonte de utilidade quente. Nos cenários seguintes, o vapor vegetal produzido no evaporador também é utilizado como utilidade quente nas mesmas condições, por esta razão não será citado novamente.

A partir dos valores de demanda mínima de utilidades e considerando os conceitos apresentados anteriormente podem ser obtidas diferentes redes de trocadores de calor. A Figura 24 mostra uma das RTC, onde estão presentes 9 trocadores de calor, 3 aquecedores e 5 resfriadores, ou seja, 17 unidades de troca térmica. Este valor representa um acréscimo de 5 unidades de troca térmica em relação ao processo sem integração energética. Em comparação com a biorrefinaria original, o processo com a rede de trocadores de calor que atende a demanda mínima energética apresenta economia de 58,2% em utilidade quente e 63,9% em utilidade fria e consumo de vapor vegetal reduzido a 1,4 kg vapor/L etanol hidratado.

**Tabela 4.** Dados das correntes de processo (Cenário 1).

Corrente	Tipo	Constituição	Equipamento		Vazão (t/h)	T <sub>inicial</sub> (°C)	T <sub>final</sub> (°C)	$\Delta H$ (kW)
			Sai	Entra				
S018-S019	Fria	Caldo	Moenda	Tanque de calagem	547,66	32,13	58,32	15.234,43
S022-S045	Quente	Caldo	Evaporador	Fermentador	338,17	121,90	31,00	-31.483,85
S023-S031	Fria	Caldo	Tanque de calagem	Flash	548,87	58,25	110,00	30.169,28
S051-S052	Fria	Vinho	Flash	Coluna 1	423,35	31,00	82,00	24.185,42
Coluna-V1	Fria	Vinhaça	Coluna 1	Refervedor	353,84	111,69	111,88	42.740,70
Coluna-F1	Fria	Flegmaça	Coluna 2	Refervedor	32,14	108,28	108,38	5.015,00
Coluna-E1	Quente	Etanol	Coluna 2	Condensador	37,38	78,17	77,43	-34.458,58
Coluna-V2	Quente	Vinhaça	Refervedor	<sup>1</sup>	353,84	111,88	25,00	-35.894,36
Coluna-F2	Quente	Flegmaça	Refervedor	<sup>1</sup>	32,14	108,38	25,00	-2.928,81
Coluna-E2	Quente	Etanol	Condensador	<sup>1</sup>	37,38	77,43	25,00	-2.100,46

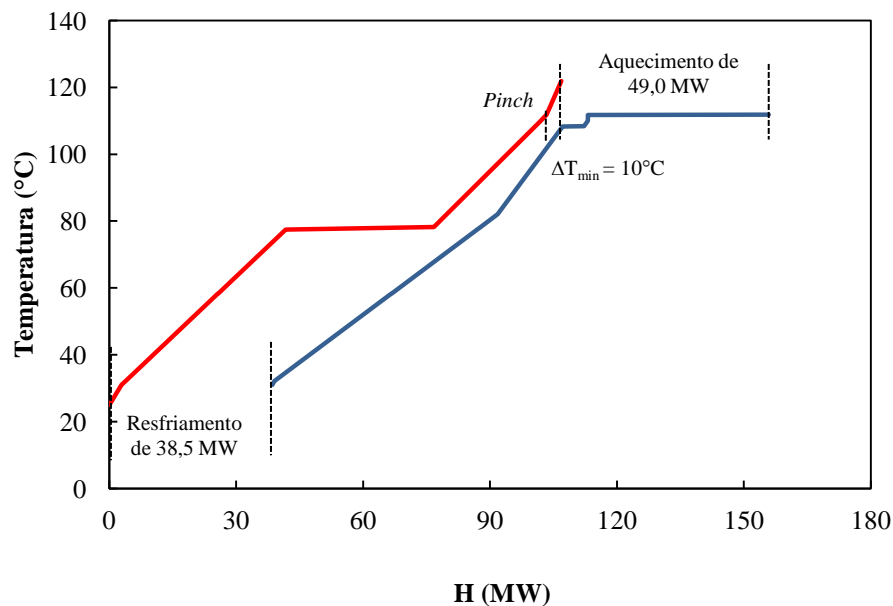
<sup>1</sup> Sai do equipamento e passa por um trocador de calor até atingir a temperatura de 25°C.

Fonte: Elaborado pelo autor.

Para sintetizar a RTC que atendesse a demanda mínima de energia foi necessário dividir a corrente de caldo (S023-S031) em dois fluxos. Em correntes com alta vazão ou

elevada temperatura, a divisão de correntes pode ser vantajosa, porém esse procedimento pode não ser compatível com o processo e suas restrições, e por este motivo, foi proposta uma segunda RTC sem divisões de correntes e com uma demanda energética de  $Q_Q = 68,7$  MW e  $Q_F = 58,2$  MW (Figura 25). No processo integrado com a segunda RTC há um acréscimo de 1 unidade de troca térmica em relação a biorrefinaria sem integração, economia de 41,5% em utilidade quente e 45,6% em utilidade fria e consumo de vapor vegetal reduzido a 1,9 kg vapor/L etanol hidratado. Durante a síntese da segunda rede foi rompido o laço térmico entre os trocadores de calor 6 e 4 com a remoção do trocador 4, além da exclusão dos trocadores 3, 8, 10 e 12. Essa é uma estratégia de relaxamento que tem por objetivo simplificar a rede. Contudo, a remoção de um laço térmico deve seguir um critério envolvendo o balanço entre os custos de energia e os custos de equipamento. Para essa análise é necessário confrontar fatores como custos de tubulações, válvulas, trocadores de calor e manutenção, retorno pela economia em utilidades e a complexidade do processo. Nas redes indicadas pelas Figuras 24 e 25 os números abaixo dos trocadores de calor, aquecedores e resfriadores indicam a taxa de energia trocada entre as correntes ou utilidades, em MW.

**Figura 23.** Curvas compostas (Cenário 1).



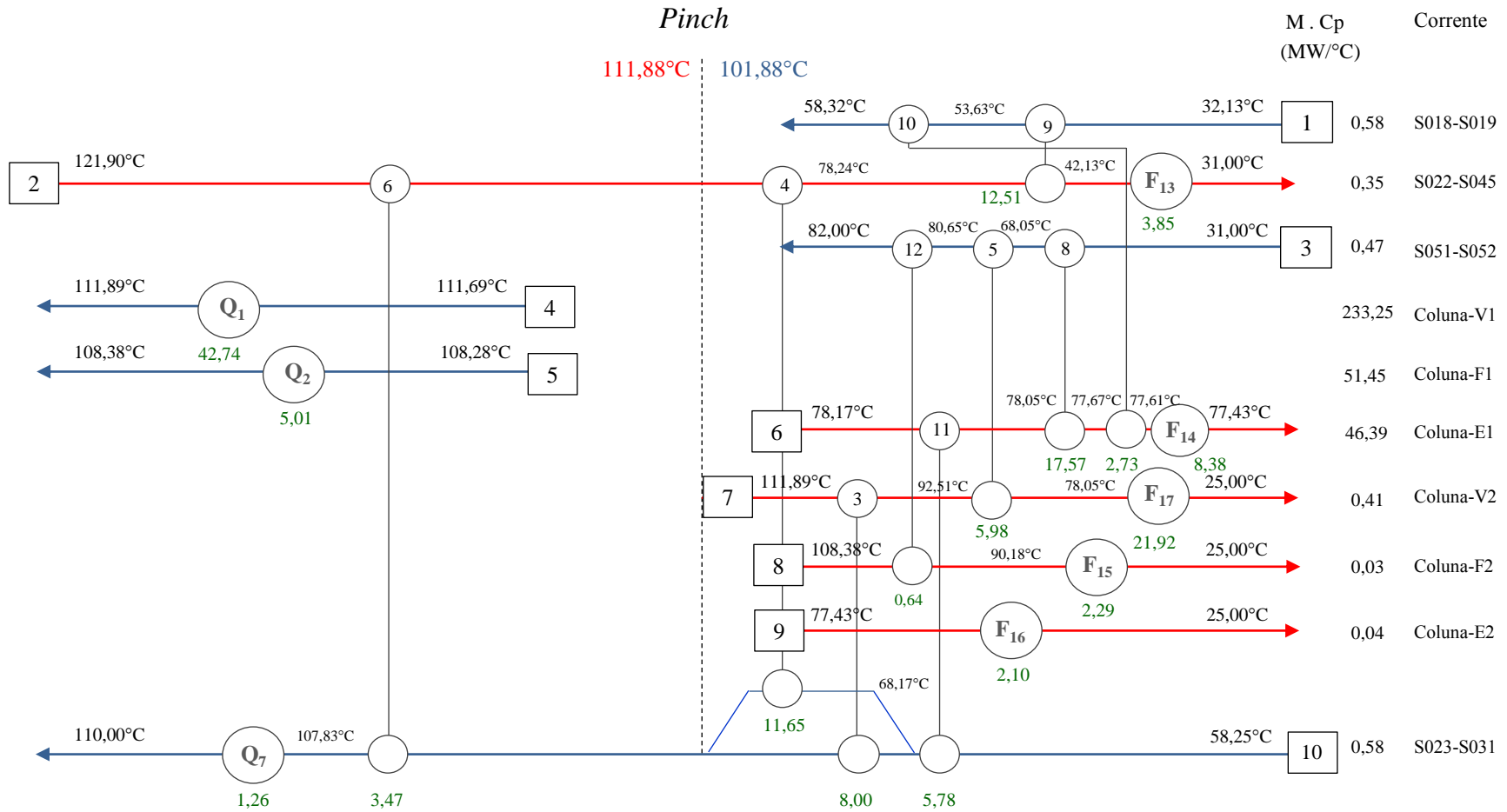
Fonte: Elaborado pelo autor.

Nas usinas frequentemente há um nível de integração no processo, o qual depende do projeto de cada planta. A biorrefinaria tomada como base (Apêndices A e B) possui integração entre a corrente de vinhaça (Coluna-V2) e de vinho na entrada da coluna de

destilação (S051-S052) e entre a corrente de caldo na saída das moendas (S018-S019) e a corrente de caldo na saída do evaporador (S022-S045). Esse tipo de integração é comumente utilizado nas destilarias e é denominado de biorrefinaria com integração de projeto neste trabalho. A demanda energética nesse processo nas mesmas condições de processo da biorrefinaria não integrada é de  $Q_Q = 77,92$  MW e  $Q_F = 67,67$  MW e consumo de 2,2 kg vapor/L etanol hidratado, indicando uma economia de 33,6% em utilidade quente e 36,7% em utilidade fria em relação ao processo não integrado. A Tabela 5 compara a redução no consumo de energia da biorrefinaria com a 1ª RTC e a 2ª RTC em relação à biorrefinaria com integração de projeto.

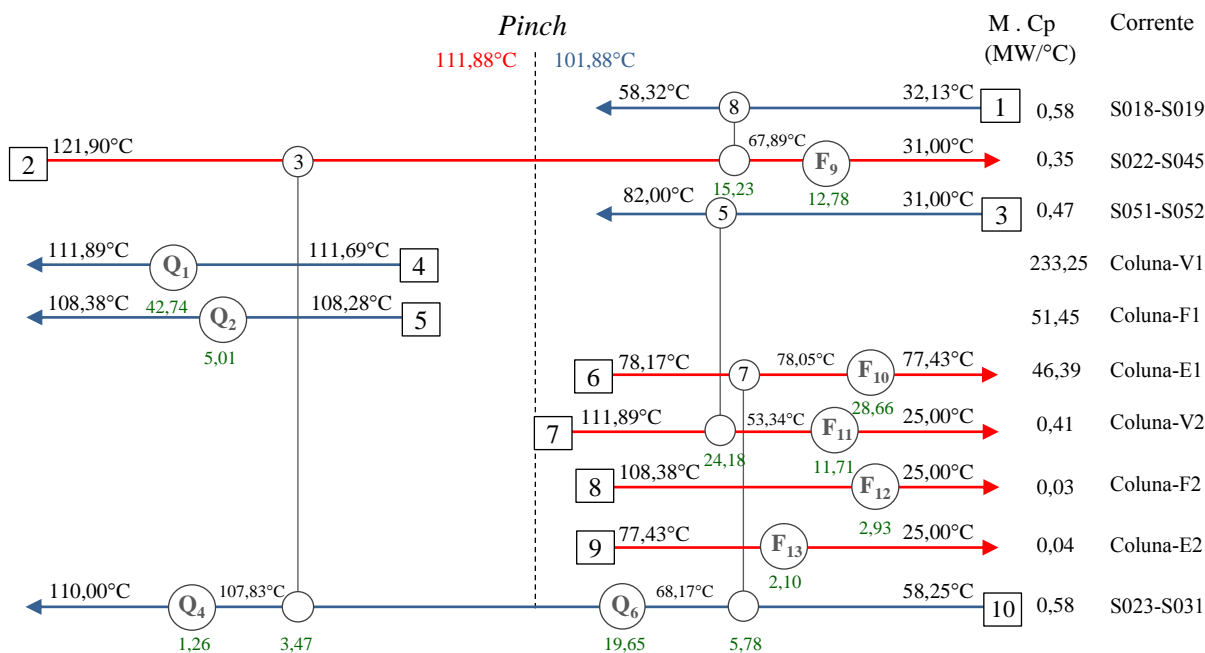
A Figura 26 compara o consumo energético dos processos com integração, sem integração e com integração de projeto. Para este primeiro cenário, a integração energética apresenta uma considerável economia de utilidade quente e fria em relação ao processo sem integração e com integração de projeto. O menor consumo de utilidades é obtido com a 1ª RTC, na qual há uma economia de aproximadamente 60% em relação ao processo sem integração e de 40% em relação ao processo com integração de projeto. O processo com a 2ª RTC apresenta uma economia inferior, porém, tem a vantagem de adicionar apenas um trocador de calor ao processo original e de manter a planta sem a divisão de correntes.

Figura 24. 1ª Rede de trocadores de calor (Cenário 1).



Fonte: Elaborado pelo autor.

Figura 25. 2ª Rede de trocadores de calor (Cenário 1).



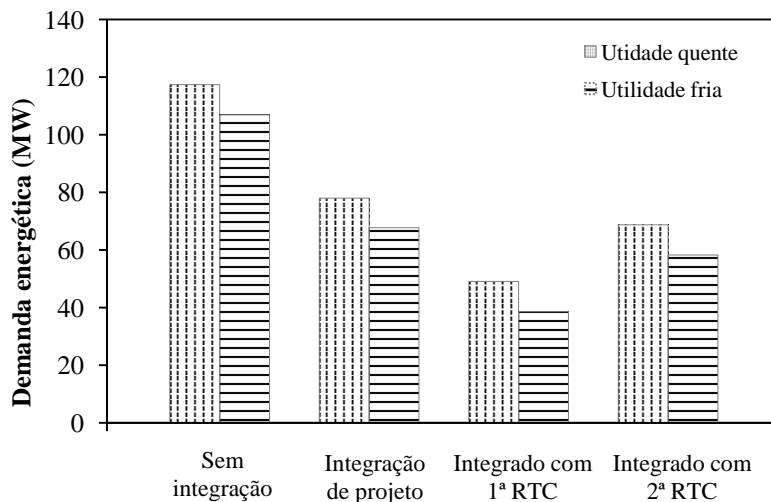
Fonte: Elaborado pelo autor.

Tabela 5. Economia de utilidades dos processos com integração energética em relação ao processo com integração de projeto (Cenário 1).

Biorrefinaria	% economia	
	Utilidade quente	Utilidade fria
1ª RTC	37,1	43,0
2ª RTC	11,9	14,0

Fonte: Elaborado pelo autor.

Figura 26. Comparação entre os processos com integração, sem integração e com integração de projeto (Cenário 1).



Fonte: Elaborado pelo autor.

## 5.2 Cenário 2: biorrefinaria empregando o pré-tratamento hidrotérmico e não considerando a etapa de fermentação das pentoses

A biorrefinaria apresentada neste tópico possui uma capacidade de moagem de 12.000 t/dia de cana-de-açúcar, produção de 1.123 m<sup>3</sup> etanol hidratado/dia e 73,6 MW de energia elétrica e consumo de 3,2 kg vapor/L etanol hidratado. A disponibilidade de bagaço é de 2.655 t/dia para cogeração de energia e 350 t/dia para a produção de etanol de segunda geração.

Na Tabela 6 são apresentadas as informações das correntes que precisam de aquecimento ou resfriamento, referentes ao processo de produção de etanol 1G/2G e energia elétrica, empregando o pré-tratamento hidrotérmico para o bagaço de cana-de-açúcar e não considerando a etapa de fermentação das pentoses. No Apêndice D encontra-se o fluxograma deste processo com indicação das correntes que foram utilizadas na integração energética.

**Tabela 6.** Dados das correntes de processo (Cenário 2).

Corrente	Tipo	Constituição	Equipamento		Vazão (t/h)	T <sub>inicial</sub> (°C)	T <sub>final</sub> (°C)	ΔH (kW)
			Sai	Entra				
S018-S019	Fria	Caldo	Moenda	Tanque de calagem	547,66	32,13	58,32	15.234,43
S022-S045	Quente	Caldo	Evaporador	Fermentador	338,17	121,90	31,00	-31.483,85
S023-S031	Fria	Caldo	Tanque de calagem	Flash	548,87	58,25	110,00	30.169,28
S051-S052	Fria	Vinho	Flash	Coluna 1	391,18	31,00	82,00	22.499,91
Coluna-V1	Fria	Vinhaça	Coluna 1	Refervedor	324,70	111,70	111,88	40.072,71
Coluna-F1	Fria	Flegmaça	Coluna 2	Refervedor	29,78	108,28	108,38	5.015,00
Coluna-E1	Quente	Etanol	Coluna 2	Condensador	36,70	78,21	77,45	-32.909,40
Coluna-V2	Quente	Vinhaça	Refervedor	<sup>1</sup>	324,70	111,88	25,00	-32.935,28
Coluna-F2	Quente	Flegmaça	Refervedor	<sup>1</sup>	29,78	108,38	25,00	-2.730,47
Coluna-E2	Quente	Etanol	Condensador	<sup>1</sup>	36,70	77,45	25,00	-2.051,90

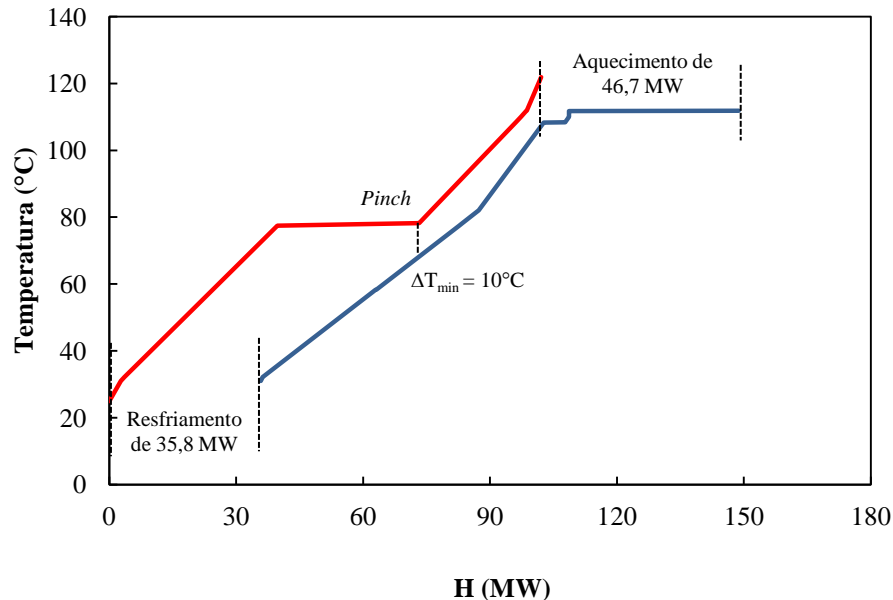
<sup>1</sup> Sai do equipamento e passa por um trocador de calor até atingir a temperatura de 25°C.

Fonte: Elaborado pelo autor.

A Figura 27 mostra o diagrama das curvas compostas, no qual se verifica que a energia recuperada pela troca de calor entre as correntes é de 66,3 MW e quantidade de utilidade quente e fria necessárias para o processo é de 46,7 MW e 35,8 MW, respectivamente. A temperatura *Pinch* deslocada do processo é igual a 73,2°C e as temperaturas *Pinch* quente e fria são 78,2°C e 68,2°C, respectivamente. O consumo de

utilidades é inferior ao do Cenário 1 devido à não utilização da fração na pentoses na etapa de produção 2G, o que torna desnecessário concentrar o licor de pentoses e leva a uma produção de etanol inferior. Em razão dos fatores supramencionados, o consumo energético é reduzido.

**Figura 27.** Curvas compostas (Cenário 2).



Fonte: Elaborado pelo autor.

Com base nos resultados apresentados foi proposta uma rede de trocadores de calor (Figura 28) com 17 unidades de troca térmica (9 trocadores de calor, 3 aquecedores e 5 resfriadores). Este valor representa um acréscimo de 5 unidades de troca térmica em relação ao processo sem integração energética. Em comparação com a biorrefinaria original, o processo com a rede de trocadores de calor que atende a demanda energética mínima apresenta economia de 58,7% em utilidade quente e 65,0% em utilidade fria e consumo de vapor vegetal reduzido a 1,3 kg vapor/L etanol hidratado. Semelhantemente ao Cenário 1, houve a necessidade de dividir a corrente de caldo (S023-S031) em dois fluxos para sintetizar uma RTC que atendesse a demanda mínima de energia. Contudo, para evitar este tipo de divisão, foi proposta uma segunda RTC sem divisões de correntes e com uma demanda energética de  $Q_Q = 54,3$  MW e  $Q_F = 43,4$  MW (Figura 29). No processo integrado com a segunda RTC há um acréscimo de 3 unidades de troca térmica em relação a biorrefinaria sem integração, economia de 51,9% em utilidade quente e 57,5% em utilidade fria e consumo de vapor vegetal reduzido a 1,5 kg vapor/L etanol hidratado. Durante a síntese da segunda rede

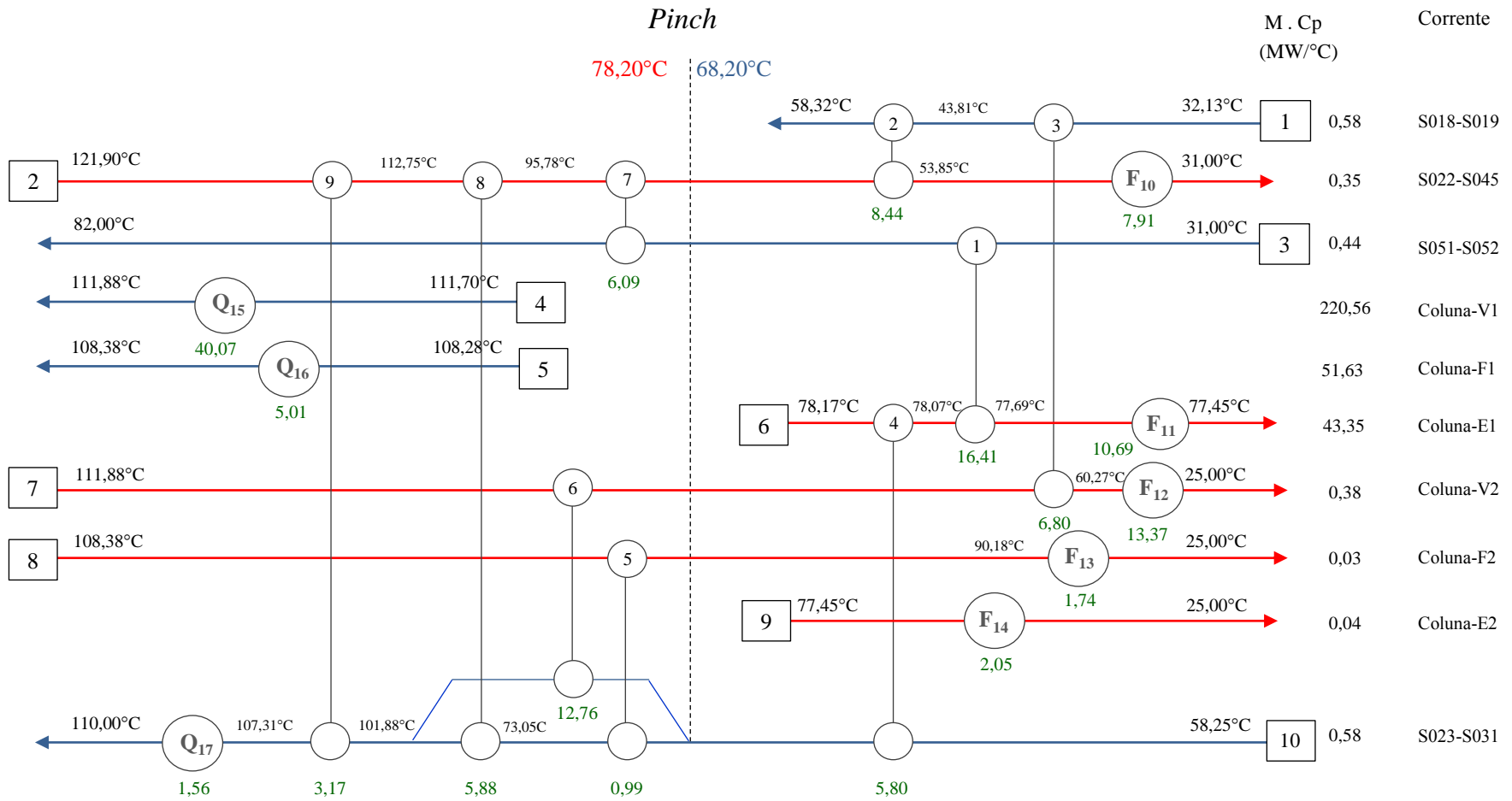


foi rompido o laço térmico entre os trocadores de calor 8 e 9, além da remoção dos trocadores 5, 6 e 7.

A demanda energética no processo com integração de projeto nas mesmas condições da biorrefinaria não integrada é de  $Q_Q = 75,3$  MW e  $Q_F = 64,4$  MW e consumo de 2,1 kg vapor/L etanol hidratado, indicando uma economia de 33,4% em utilidade quente e 37,0% em utilidade fria em relação ao processo não integrado. A Tabela 7 compara a redução no consumo de energia da biorrefinaria com a 1ª RTC e a 2ª RTC em relação à biorrefinaria com integração de projeto.

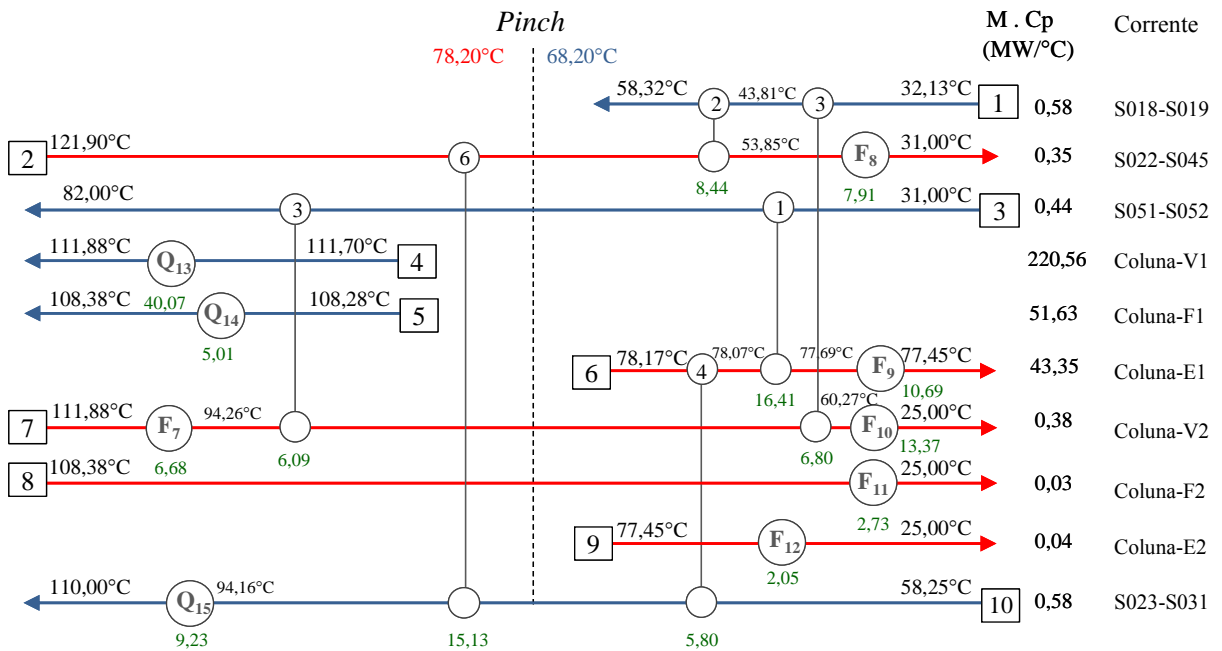
A Figura 30 compara o consumo energético dos processos com integração, sem integração e com integração de projeto. Para este segundo cenário, os resultados são semelhantes aos do Cenário 1, no qual a integração energética apresenta uma considerável economia de utilidade quente e fria em relação ao processo sem integração e com integração de projeto, sendo que o menor consumo de utilidade é obtido com a 1ª RTC, porém com o inconveniente da divisão de correntes. O processo com a 2ª RTC apresenta economia inferior, mas há uma redução no consumo na ordem de 30% em relação ao processo comumente encontrado nas usinas, o que representa um valor considerável, e ainda tem a vantagem de manter a planta sem a divisão de correntes.

Figura 28. 1ª Rede de trocadores de calor (Cenário 2).



Fonte: Elaborado pelo autor.

Figura 29. 2ª Rede de trocadores de calor (Cenário 2).



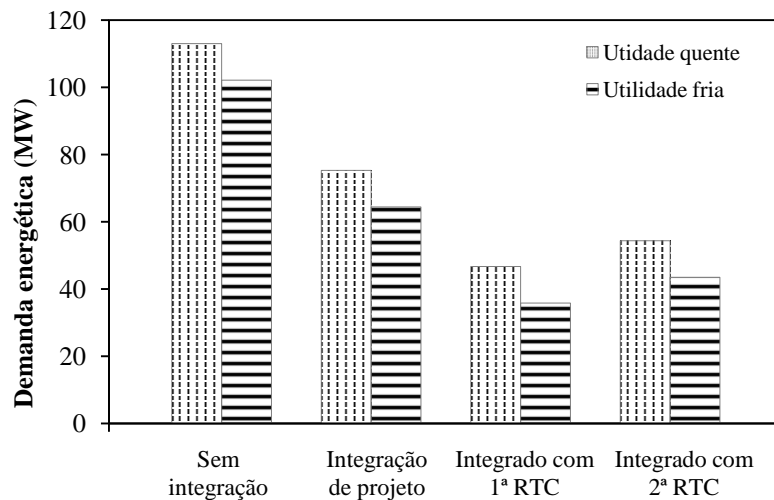
Fonte: Elaborado pelo autor.

Tabela 7. Economia de utilidades dos processos com integração energética em relação ao processo com integração de projeto (Cenário 2).

Biorrefinaria	% economia	
	Utilidade quente	Utilidade fria
1ª RTC	38,0	44,4
2ª RTC	27,8	32,5

Fonte: Elaborado pelo autor.

Figura 30. Comparação entre os processos com integração, sem integração e com integração de projeto (Cenário 2).



Fonte: Elaborado pelo autor.

### 5.3 Cenário 3: biorrefinaria empregando o pré-tratamento com ácido diluído e considerando a etapa de fermentação das pentoses

A biorrefinaria apresentada neste tópico possui uma capacidade de moagem de 12.000 t/dia de cana-de-açúcar, produção de 1.382 m<sup>3</sup> etanol hidratado/dia e 45,5 MW de energia elétrica e consumo de 3,4 kg vapor/L etanol hidratado. A disponibilidade de bagaço é de 733 t/dia para cogeração de energia e 2.272 t/dia para a produção de etanol de segunda geração. A quantidade de bagaço disponível para a segunda geração é superior aos cenários anteriores, pois o pré-tratamento com ácido diluído não emprega vapor a alta pressão como o pré-tratamento hidrotérmico e não há concentração das pentoses. Dessa maneira, é disponibilizado menos bagaço para a cogeração e mais bagaço para a produção de etanol 2G.

Na Tabela 8 são apresentadas as informações das correntes que precisam de aquecimento ou resfriamento, referentes ao processo de produção de etanol 1G/2G e energia elétrica, empregando o pré-tratamento com ácido diluído para o bagaço de cana-de-açúcar e considerando a fermentação das pentoses. No Apêndice E encontra-se o fluxograma deste processo com indicação das correntes que foram utilizadas na integração energética.

**Tabela 8.** Dados das correntes de processo (Cenário 3).

Corrente	Tipo	Constituição	Equipamento		Vazão (t/h)	T <sub>inicial</sub> (°C)	T <sub>final</sub> (°C)	ΔH (kW)
			Sai	Entra				
S018-S019	Fria	Caldo	Moenda	Tanque de calagem	547,66	32,13	58,32	15.234,43
S022-S045	Quente	Caldo	Evaporador	Fermentador	386,24	122,20	31,00	-36.078,32
S023-S031	Fria	Caldo	Tanque de calagem	Flash	548,87	58,25	110,00	30.169,28
S051-S052	Fria	Vinho	Flash	Coluna 1	638,97	31,00	82,00	36.503,05
Coluna-V1	Fria	Vinhaça	Coluna 1	Refervedor	547,39	111,69	111,88	61.265,23
Coluna-F1	Fria	Flegmaça	Coluna 2	Refervedor	46,42	108,28	108,38	5.015,00
Coluna-E1	Quente	Etanol	Coluna 2	Condensador	45,15	78,17	77,43	-45.479,59
Coluna-V2	Quente	Vinhaça	Refervedor	<sup>1</sup>	547,39	111,88	25,00	-55.496,94
Coluna-F2	Quente	Flegmaça	Refervedor	<sup>1</sup>	46,42	108,38	25,00	-4.261,95
Coluna-E2	Quente	Etanol	Condensador	<sup>1</sup>	45,15	77,43	25,00	-2.545,91

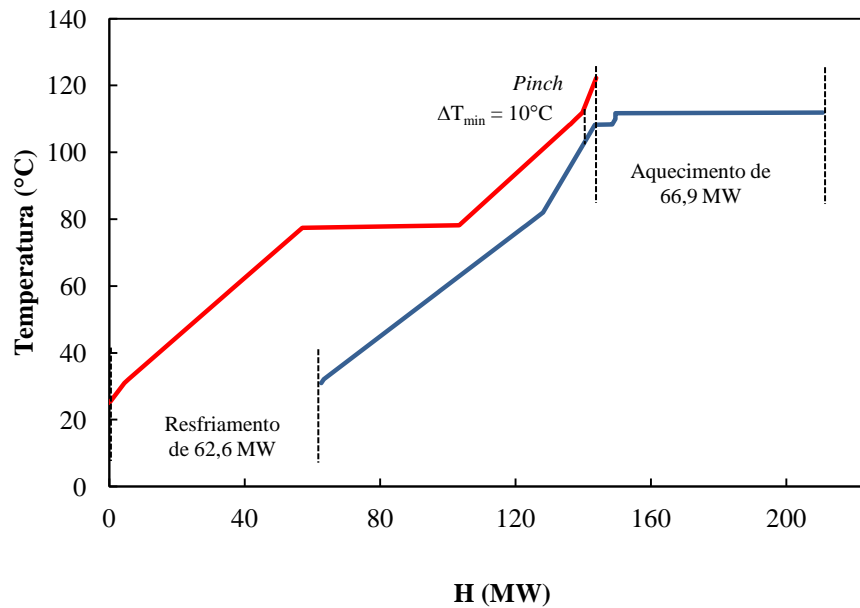
<sup>1</sup> Sai do equipamento e passa por um trocador de calor até atingir a temperatura de 25°C.

Fonte: Elaborado pelo autor.

A Figura 31 mostra o diagrama das curvas compostas, no qual se verifica que a energia recuperada pela troca de calor entre as correntes é de 76,7 MW e quantidade de

utilidade quente e fria necessárias para o processo é de 66,9 MW e 62,6 MW, respectivamente. A temperatura *Pinch* deslocada do processo é igual a 106,9°C e as temperaturas *Pinch* quente e fria são 111,9°C e 101,9°C, respectivamente. O consumo de utilidades é superior aos cenários anteriores devido à maior disponibilidade de material lignocelulósico para a segunda geração, o que provoca aumento na produção de etanol e consequentemente no consumo energético.

**Figura 31.** Curvas compostas (Cenário 3).

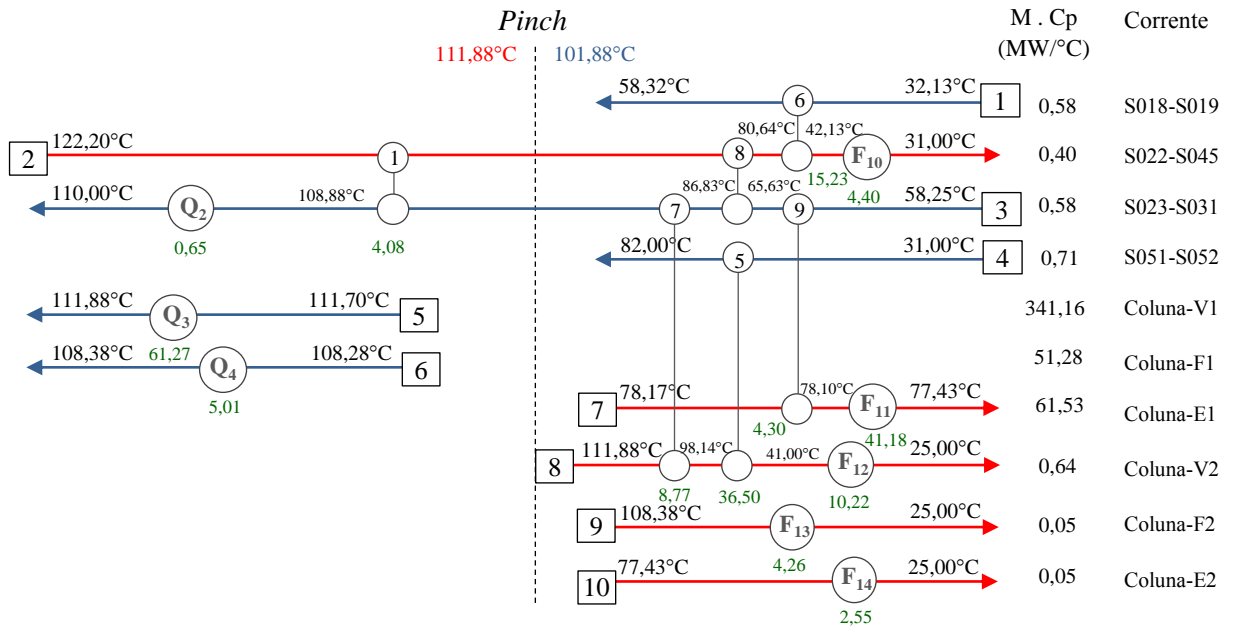


Fonte: Elaborado pelo autor.

Com base nos resultados apresentados foi proposta uma rede de trocadores de calor (Figura 32) com 14 unidades de troca térmica (6 trocadores de calor, 3 aquecedores e 5 resfriadores). Este valor representa um acréscimo de 2 unidades de troca térmica no processo sem integração energética. Em comparação com a biorrefinaria original, o processo com a rede de trocadores de calor que atende a demanda mínima energética apresenta economia de 54,8% em utilidade quente e 56,5% em utilidade fria e consumo de vapor vegetal reduzido a 1,5 kg vapor/L etanol hidratado.

A demanda energética no processo com integração de projeto nas mesmas condições de processo da biorrefinaria não integrada é de  $Q_Q = 96,4$  MW e  $Q_F = 92,1$  MW e consumo de 2,2 kg vapor/L etanol hidratado, indicando uma economia de 34,9% em utilidade quente e 36,0% em utilidade fria em relação ao processo não integrado. A biorrefinaria com a RTC proposta apresenta economia de 30,6% em utilidade quente e 32,0% em utilidade fria quando comparada à biorrefinaria com integração de projeto.

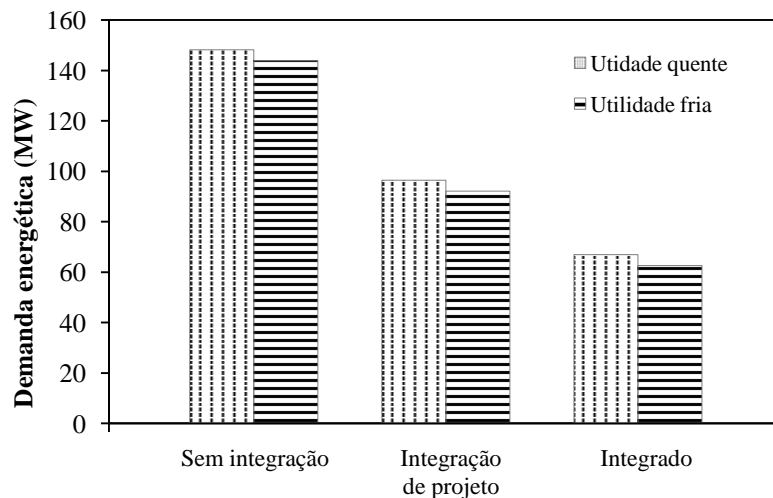
Figura 32. Rede de trocadores de calor (Cenário 3).



Fonte: Elaborado pelo autor.

A Figura 33 compara o consumo energético dos processos com integração, sem integração e com integração de projeto. Para o terceiro cenário, os resultados demonstraram que a integração energética fornece considerável redução no consumo de utilidades, sem a necessidade de dividir correntes de processo e com adição de apenas duas unidades de troca térmica em relação ao processo original.

Figura 33. Comparação entre os processos com integração, sem integração e com integração de projeto (Cenário 3).



Fonte: Elaborado pelo autor.

#### 5.4 Cenário 4: biorrefinaria empregando o pré-tratamento com ácido diluído e não considerando a etapa de fermentação das pentoses

A biorrefinaria apresentada neste tópico possui uma capacidade de moagem de 12.000 t/dia de cana-de-açúcar, produção de 1.253 m<sup>3</sup> etanol hidratado/dia e 45,1 MW de energia elétrica e consumo de 3,1 kg vapor/L etanol hidratado. A disponibilidade de bagaço é de 650 t/dia para cogeração de energia e 2.355 t/dia para a produção de etanol de segunda geração. Como citado no Cenário 3, a maior quantidade de bagaço disponível para a segunda geração se deve a não utilização de vapor a alta pressão no pré-tratamento, o que consequentemente reduz o consumo de bagaço no sistema de cogeração.

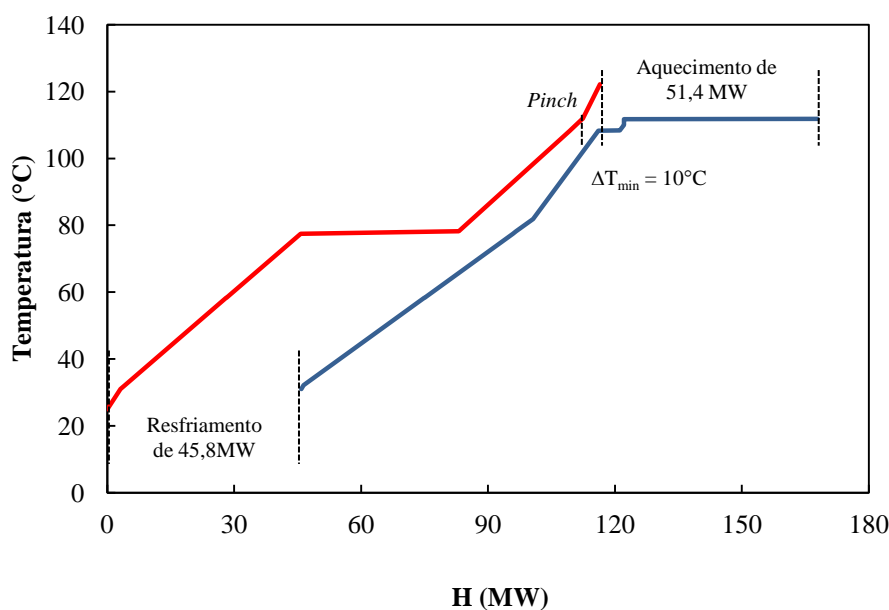
Na Tabela 9 são apresentadas as informações das correntes que precisam de aquecimento ou resfriamento, referentes ao processo de produção de etanol 1G/2G e energia elétrica, empregando o pré-tratamento com ácido diluído para o bagaço de cana-de-açúcar e não considerando a etapa de fermentação das pentoses. No Apêndice F encontra-se o fluxograma deste processo com indicação das correntes que foram utilizadas na integração energética.

**Tabela 9.** Dados das correntes de processo (Cenário 4).

Corrente	Tipo	Constituição	Equipamento		Vazão (t/h)	T <sub>inicial</sub> (°C)	T <sub>final</sub> (°C)	ΔH (kW)
			Sai	Entra				
S018-S019	Fria	Caldo	Moenda	Tanque de calagem	547,66	32,13	58,32	15.234,43
S022-S045	Quente	Caldo	Evaporador	Fermentador	388,19	122,20	31,00	-36.260,74
S023-S031	Fria	Caldo	Tanque de calagem	Flash	548,87	58,25	110,00	30.169,28
S051-S052	Fria	Vinho	Flash	Coluna 1	450,38	31,00	81,85	25.851,95
Coluna-V1	Fria	Vinhaça	Coluna 1	Refervedor	375,23	111,70	111,88	45.784,82
Coluna-F1	Fria	Flegmaça	Coluna 2	Refervedor	34,22	108,28	108,38	5.015,00
Coluna-E1	Quente	Etanol	Coluna 2	Condensador	40,92	78,21	77,45	-36.711,97
Coluna-V2	Quente	Vinhaça	Refervedor	<sup>1</sup>	375,23	111,88	25,00	-38.059,36
Coluna-F2	Quente	Flegmaça	Refervedor	<sup>1</sup>	34,22	108,38	25,00	-3.132,03
Coluna-E2	Quente	Etanol	Condensador	<sup>1</sup>	40,92	77,45	25,00	-2.293,71

<sup>1</sup> Sai do equipamento e passa por um trocador de calor até atingir a temperatura de 25°C.

Fonte: Elaborado pelo autor.

**Figura 34.** Curvas compostas (Cenário 4).

Fonte: Elaborado pelo autor.

A Figura 34 mostra o diagrama das curvas compostas, no qual se verifica que a energia recuperada pela troca de calor entre as correntes é de 70,6 MW e quantidade de utilidade quente e fria necessárias para o processo é de 51,4 MW e 45,8 MW, respectivamente. A temperatura *Pinch* deslocada do processo é igual a 106,9°C e as temperaturas *Pinch* quente e fria são 111,9°C e 101,9°C, respectivamente. Similarmente ao Cenário 2, o consumo de utilidades é inferior ao processo com o mesmo pré-tratamento e fermentação das pentoses devido à menor produção de etanol, e conseqüentemente, menor demanda energética.

Com base nos resultados apresentados foi proposta uma rede de trocadores de calor (Figura 35) com 15 unidades de troca térmica (7 trocadores de calor, 3 aquecedores e 5 resfriadores). Este valor representa um acréscimo de 3 unidades de troca térmica em relação ao processo sem integração energética. Em comparação com a biorrefinaria original, o processo com a rede de trocadores de calor que atende a demanda mínima energética apresenta economia de 57,9% em utilidade quente e 60,6% em utilidade fria e consumo de vapor vegetal reduzido a 1,3 kg vapor/L etanol hidratado. Assim como nos Cenários 1 e 2 houve a necessidade de dividir a corrente de caldo (S023-S031) em dois fluxos para sintetizar uma RTC que atendesse a demanda mínima de energia. Contudo, para evitar este tipo de divisão, foi proposta uma segunda RTC sem divisões de correntes e com uma demanda energética de  $Q_Q = 71,1$  MW e  $Q_F = 65,5$  MW (Figura 36). No processo integrado com a

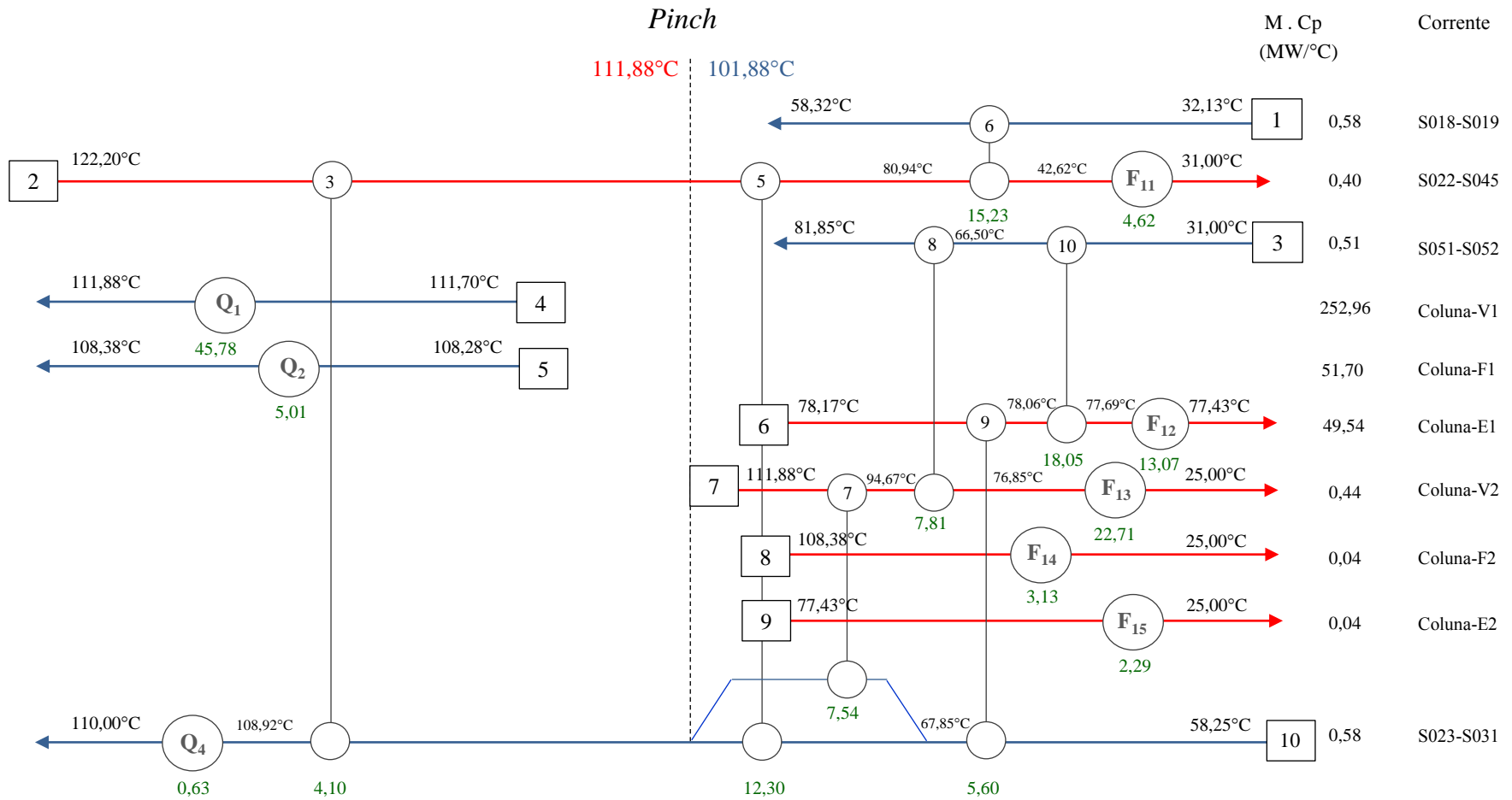


segunda RTC há um acréscimo de 1 unidade de troca térmica em relação a biorrefinaria sem integração, economia de 41,8% em utilidade quente e 43,8% em utilidade fria e consumo de vapor vegetal reduzido a 1,8 kg vapor/L etanol hidratado. Durante a síntese da segunda rede foi rompido o laço térmico entre os trocadores de calor 3 e 5 com remoção do trocador 5, além da exclusão dos trocadores 7 e 10.

A demanda energética do processo com integração de projeto nas mesmas condições da biorrefinaria não integrada é de  $Q_Q = 81,0$  MW e  $Q_F = 75,4$  MW e consumo de 2,1 kg vapor/L etanol hidratado, indicando uma economia de 33,7% em utilidade quente e 35,3% em utilidade fria em relação ao processo não integrado. A Tabela 10 compara a redução no consumo de energia da biorrefinaria com a 1ª RTC e a 2ª RTC em relação à biorrefinaria com integração de projeto.

A Figura 37 compara o consumo energético dos processos com integração, sem integração e com integração de projeto. Os resultados são semelhantes aos anteriores, demonstrando que o processo com ambas as redes propostas reduzem o consumo energético, de maneira mais significativa com a 1ª RTC, mas com os inconvenientes anteriormente citados para os Cenários 1 e 2. O processo com a 2ª RTC proposta tem consumo energético superior, porém ainda é inferior ao consumo do processo sem integração e com integração de projeto, além da vantagem de não haver divisão de correntes.

Figura 35. 1ª Rede de trocadores de calor (Cenário 4).



Fonte: Elaborado pelo autor.

Figura 36. 2ª Rede de trocadores de calor (Cenário 4).

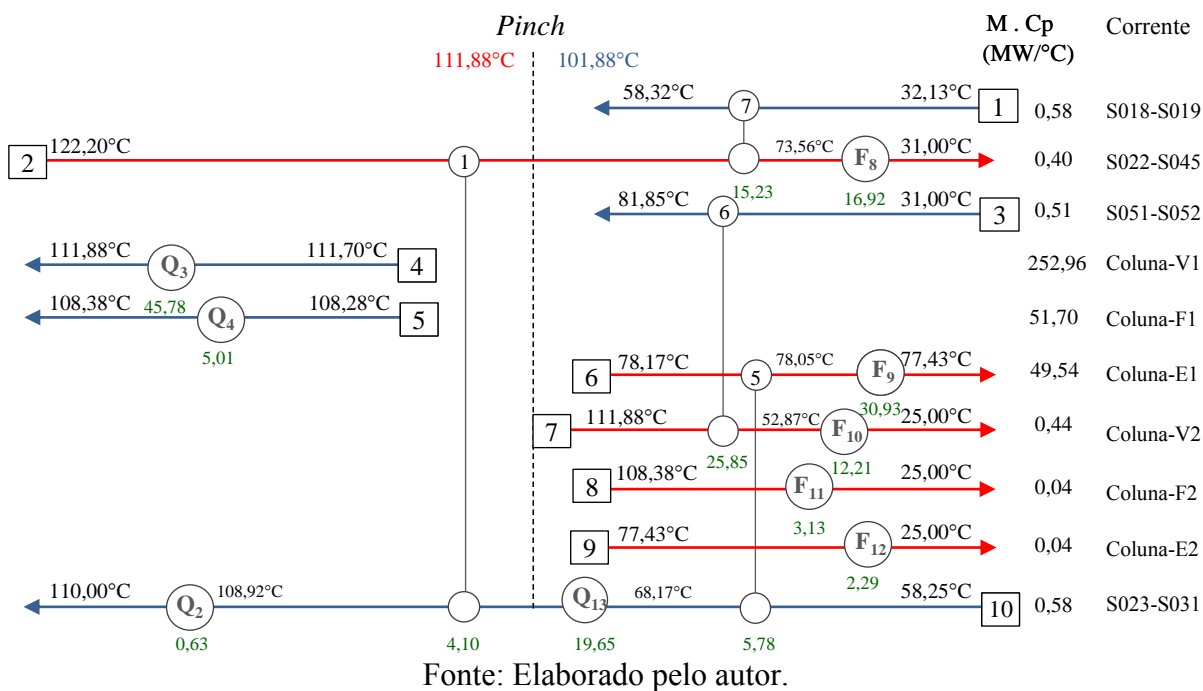
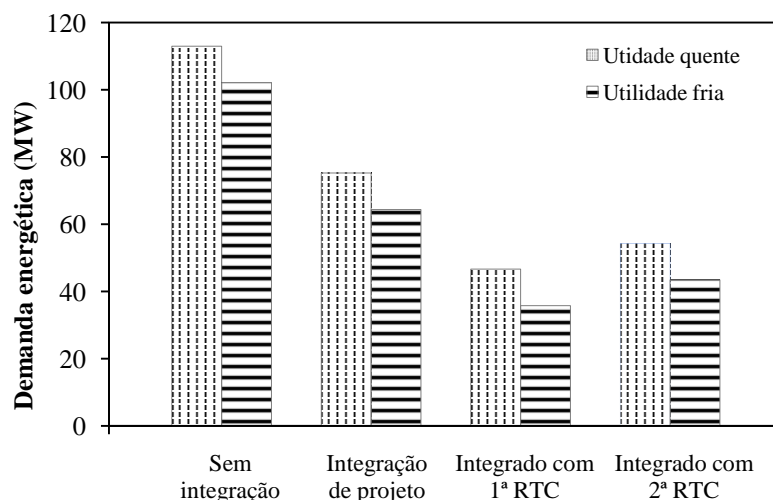


Tabela 10. Economia de utilidades dos processos com integração energética em relação ao processo com integração de projeto (Cenário 4).

Biorrefinaria	% economia	
	Utilidade quente	Utilidade fria
1ª RTC	36,5	39,2
2ª RTC	12,2	13,1

Fonte: Elaborado pelo autor.

Figura 37. Comparação entre os processos com integração, sem integração e com integração de projeto (Cenário 4).



Fonte: Elaborado pelo autor.

### 5.5 Cenário 5: biorrefinaria empregando o pré-tratamento com explosão a vapor e considerando a etapa de fermentação das pentoses

A biorrefinaria apresentada neste tópico possui uma capacidade de moagem de 12.000 t/dia de cana-de-açúcar, produção de 1.123 m<sup>3</sup> etanol hidratado/dia e 71,8 MW de energia elétrica e consumo de 3,2 kg vapor/L etanol hidratado. A disponibilidade de bagaço é de 2.866 t/dia para cogeração de energia e 151 t/dia para a produção de etanol de segunda geração. O pré-tratamento com explosão a vapor requer grandes quantidades de vapor a alta pressão, o que justifica a quase totalidade de bagaço disponibilizado para o sistema cogeração.

Na Tabela 11 são apresentadas as informações das correntes que precisam de aquecimento ou resfriamento, referentes ao processo de produção de etanol 1G/2G e energia elétrica, empregando o pré-tratamento com explosão a vapor para o bagaço de cana-de-açúcar e considerando a etapa de fermentação das pentoses. No Apêndice G encontra-se o fluxograma deste processo com indicação das correntes que foram utilizadas na integração energética.

**Tabela 11.** Dados das correntes de processo (Cenário 5).

Corrente	Tipo	Constituição	Equipamento		Vazão (t/h)	T <sub>inicial</sub> (°C)	T <sub>final</sub> (°C)	ΔH (kW)
			Sai	Entra				
S018-S019	Fria	Caldo	Moenda	Tanque de calagem	546,97	32,12	58,33	15.232,01
S022-S045	Quente	Caldo	Evaporador	Fermentador	335,16	122,20	31,00	-31.306,91
S023-S031	Fria	Caldo	Tanque de calagem	Flash	548,17	58,27	110,46	30.394,31
S051-S052	Fria	Vinho	Flash	Coluna 1	401,07	31,00	81,85	22.839,76
Coluna-V1	Fria	Vinhaça	Coluna 1	Refervedor	333,90	111,70	111,88	40.871,16
Coluna-F1	Fria	Flegmaça	Coluna 2	Refervedor	30,48	108,28	108,38	5.015,00
Coluna-E1	Quente	Etanol	Coluna 2	Condensador	36,69	78,16	77,42	-33.280,94
Coluna-V2	Quente	Vinhaça	Refervedor	<sup>1</sup>	333,90	111,88	25,00	-33.873,20
Coluna-F2	Quente	Flegmaça	Refervedor	<sup>1</sup>	30,48	108,38	25,00	-2.787,72
Coluna-E2	Quente	Etanol	Condensador	<sup>1</sup>	36,69	77,42	25,00	-2.053,96

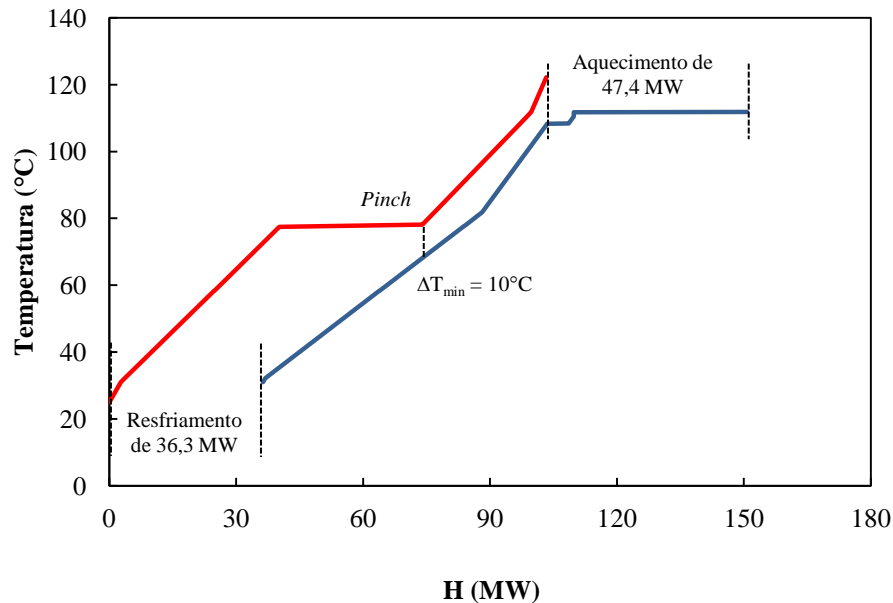
<sup>1</sup> Sai do equipamento e passa por um trocador de calor até atingir a temperatura de 25°C.

Fonte: Elaborado pelo autor.

A Figura 38 mostra o diagrama das curvas compostas, no qual se verifica que a energia recuperada pela troca de calor entre as correntes é de 67,0 MW e quantidade de utilidade quente e fria necessárias para o processo é de 47,4 MW e 36,3 MW,

respectivamente. A temperatura *Pinch* deslocada do processo é igual a 73,2°C e as temperaturas *Pinch* quente e fria são 78,2°C e 68,2°C, respectivamente.

**Figura 38.** Curvas compostas (Cenário 5).



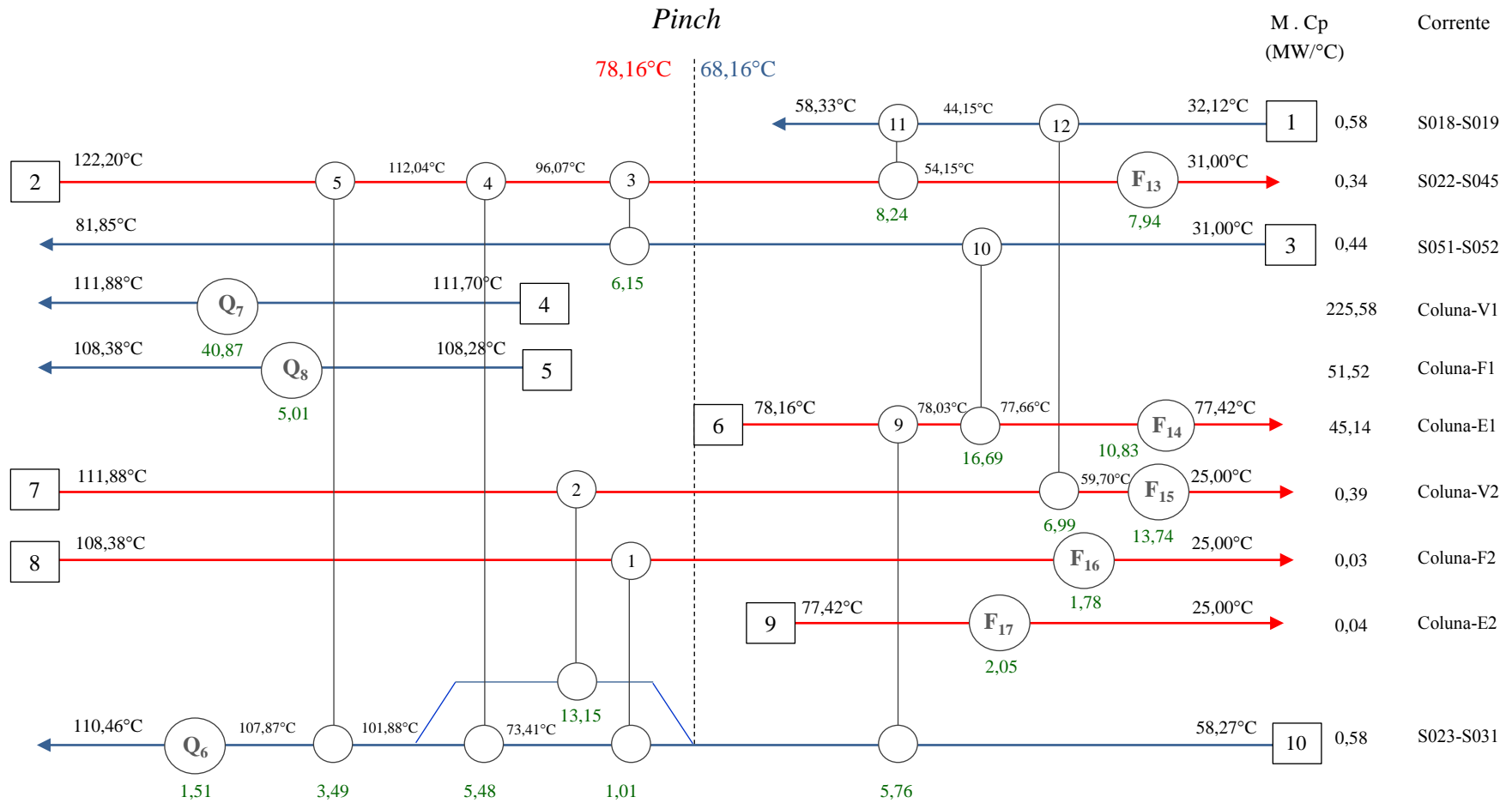
Fonte: Elaborado pelo autor.

Com base nos resultados apresentados foi proposta uma rede de trocadores de calor (Figura 39) com 17 unidades de troca térmica (9 trocadores de calor, 3 aquecedores e 5 resfriadores). Este valor representa um acréscimo de 5 unidades de troca térmica em relação ao processo sem integração energética. Em comparação com a biorrefinaria original, o processo com a rede de trocadores de calor que atende a demanda mínima energética apresenta economia de 58,6% em utilidade quente e 64,8% em utilidade fria e consumo de vapor vegetal reduzido a 1,3 kg vapor/L etanol hidratado. Similarmente aos Cenários 1, 2 e 4 houve a necessidade de dividir a corrente de caldo (S023-S031) em dois fluxos para sintetizar uma RTC que atendesse a demanda mínima de energia. Contudo, para evitar este tipo de divisão, foi proposta uma segunda RTC sem divisões de correntes e com uma demanda energética de  $Q_Q = 54,4$  MW e  $Q_F = 44,3$  MW (Figura 40). No processo integrado com a segunda RTC há um acréscimo de 3 unidades de troca térmica em relação a biorrefinaria sem integração, economia de 51,6% em utilidade quente e 57,1% em utilidade fria e consumo de vapor vegetal reduzido a 1,6 kg vapor/L etanol hidratado. Durante a síntese da segunda rede foi rompido o laço térmico entre os trocadores de calor 4 e 5, além da remoção dos trocadores 1, 2 e 3.

A demanda energética do processo com integração de projeto nas mesmas condições da biorrefinaria não integrada é de  $Q_Q = 76,3$  MW e  $Q_F = 65,2$  MW e consumo de 2,2 kg vapor/L etanol hidratado, indicando uma economia de 33,3% em utilidade quente e 36,9% em utilidade fria em relação ao processo não integrado. A Tabela 12 compara a redução no consumo de energia da biorrefinaria com a 1ª RTC e a 2ª RTC em relação à biorrefinaria com integração de projeto.

A Figura 41 compara o consumo energético dos processos com integração, sem integração e com integração de projeto. Para o Cenário 5, os resultados são semelhantes aos anteriores, demonstrando que o processo com ambas as redes propostas reduzem o consumo energético, de maneira mais significativa com a 1ª RTC, mas com os inconvenientes anteriormente citados para os Cenários 1, 2 e 4. O processo com a 2ª RTC proposta tem consumo energético superior, porém ainda é inferior ao consumo do processo sem integração (economia na ordem de 50%) e com integração de projeto (economia na ordem de 30%), além da vantagem de não haver divisão de correntes.

Figura 39. 1ª Rede de trocadores de calor (Cenário 5).



Fonte: Elaborado pelo autor.

Figura 40. 2ª Rede de trocadores de calor (Cenário 5).

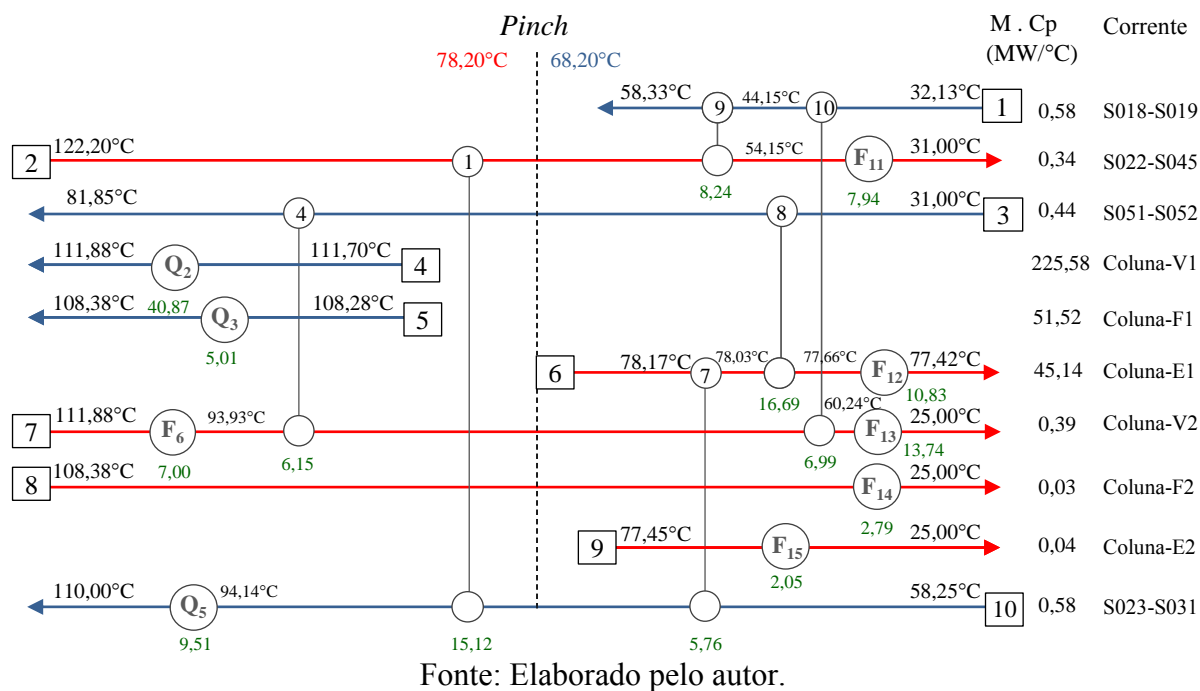
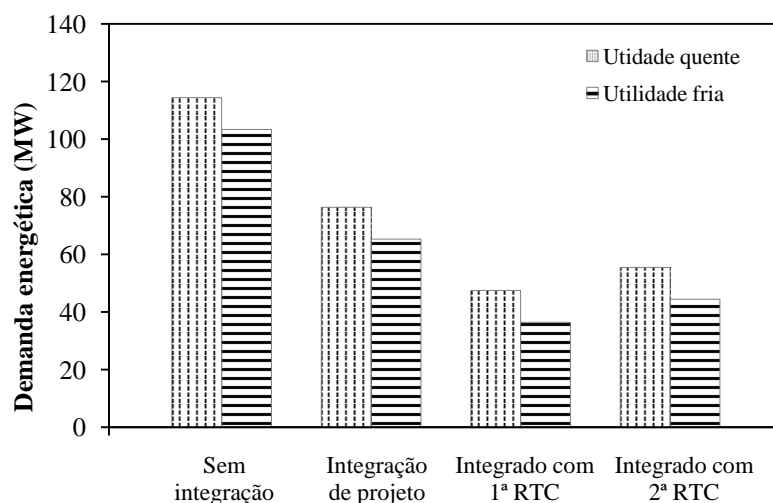


Tabela 12. Economia de utilidades dos processos com integração energética em relação ao processo com integração de projeto (Cenário 5).

Biorrefinaria	% economia	
	Utilidade quente	Utilidade fria
1ª RTC	37,9	44,3
2ª RTC	27,4	32,0

Fonte: Elaborado pelo autor.

Figura 41. Comparação entre os processos com, sem e com integração de projeto (Cenário 5).



Fonte: Elaborado pelo autor.



## 5.6 Cenário 6: biorrefinaria empregando o pré-tratamento com explosão a vapor e não considerando a etapa de fermentação das pentoses

A biorrefinaria apresentada neste tópico possui uma capacidade de moagem de 12.000 t/dia de cana-de-açúcar, produção de 1.115 m<sup>3</sup> etanol hidratado/dia e 73,5 MW de energia elétrica e consumo de 3,2 kg vapor/L etanol hidratado. A disponibilidade de bagaço é de 2.866 t/dia para cogeração de energia e 151 t/dia para a produção de etanol de segunda geração.

Na Tabela 13 são apresentadas as informações das correntes que precisam de aquecimento ou resfriamento, referentes ao processo de produção de etanol 1G/2G e energia elétrica, empregando o pré-tratamento com explosão a vapor para o bagaço de cana-de-açúcar e não considerando a etapa de fermentação das pentoses. No Apêndice H encontra-se o fluxograma deste processo com indicação das correntes que foram utilizadas na integração energética.

**Tabela 13.** Dados das correntes de processo (Cenário 6).

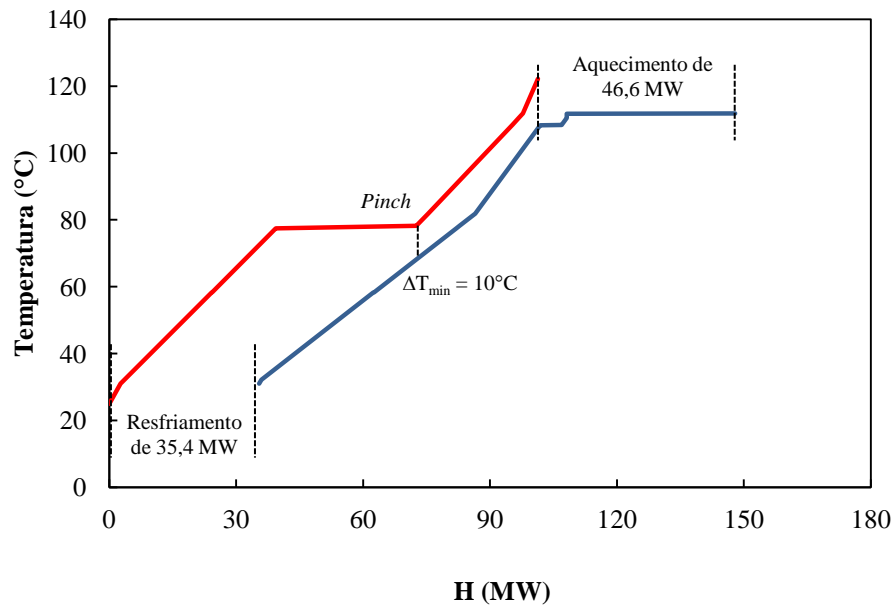
Corrente	Tipo	Constituição	Equipamento		Vazão (t/h)	T <sub>inicial</sub> (°C)	T <sub>final</sub> (°C)	$\Delta H$ (kW)
			Sai	Entra				
S018-S019	Fria	Caldo	Moenda	Tanque de calagem	546,97	32,12	58,33	15.232,01
S022-S045	Quente	Caldo	Evaporador	Fermentador	335,16	122,20	31,00	-31.306,91
S023-S031	Fria	Caldo	Tanque de calagem	Flash	548,17	58,27	110,46	30.394,31
S051-S052	Fria	Vinho	Flash	Coluna 1	387,72	31,00	81,85	22.076,52
Coluna-V1	Fria	Vinhaça	Coluna 1	Refervedor	321,78	111,70	111,88	39.770,36
Coluna-F1	Fria	Flegmaça	Coluna 2	Refervedor	29,52	108,28	108,38	5.015,00
Coluna-E1	Quente	Etanol	Coluna 2	Condensador	36,42	78,21	77,45	-32.648,57
Coluna-V2	Quente	Vinhaça	Refervedor		321,78	111,88	25,00	-32.643,53
Coluna-F2	Quente	Flegmaça	Refervedor		29,52	108,38	25,00	-2.702,65
Coluna-E2	Quente	Etanol	Condensador		36,42	77,45	25,00	-2.036,03

Fonte: Elaborado pelo autor.

A Figura 42 mostra o diagrama das curvas compostas, no qual se verifica que a energia recuperada pela troca de calor entre as correntes é de 65,9 MW e quantidade de utilidade quente e fria necessárias para o processo é de 46,6 MW e 35,4 MW, respectivamente. A temperatura *Pinch* deslocada do processo é igual a 73,2°C e as

temperaturas *Pinch* quente e fria são 78,2°C e 68,2°C, respectivamente. Nos Cenários 5 e 6 a quantidade de bagaço disponível para a produção de etanol de segunda geração é igual, além do valor ser pequeno em relação aos demais cenários. Em razão desta observação, o consumo de vapor, a produção de etanol e a demanda energética são muito semelhantes para ambos os cenários.

**Figura 42.** Curvas compostas (Cenário 6).



Fonte: Elaborado pelo autor.

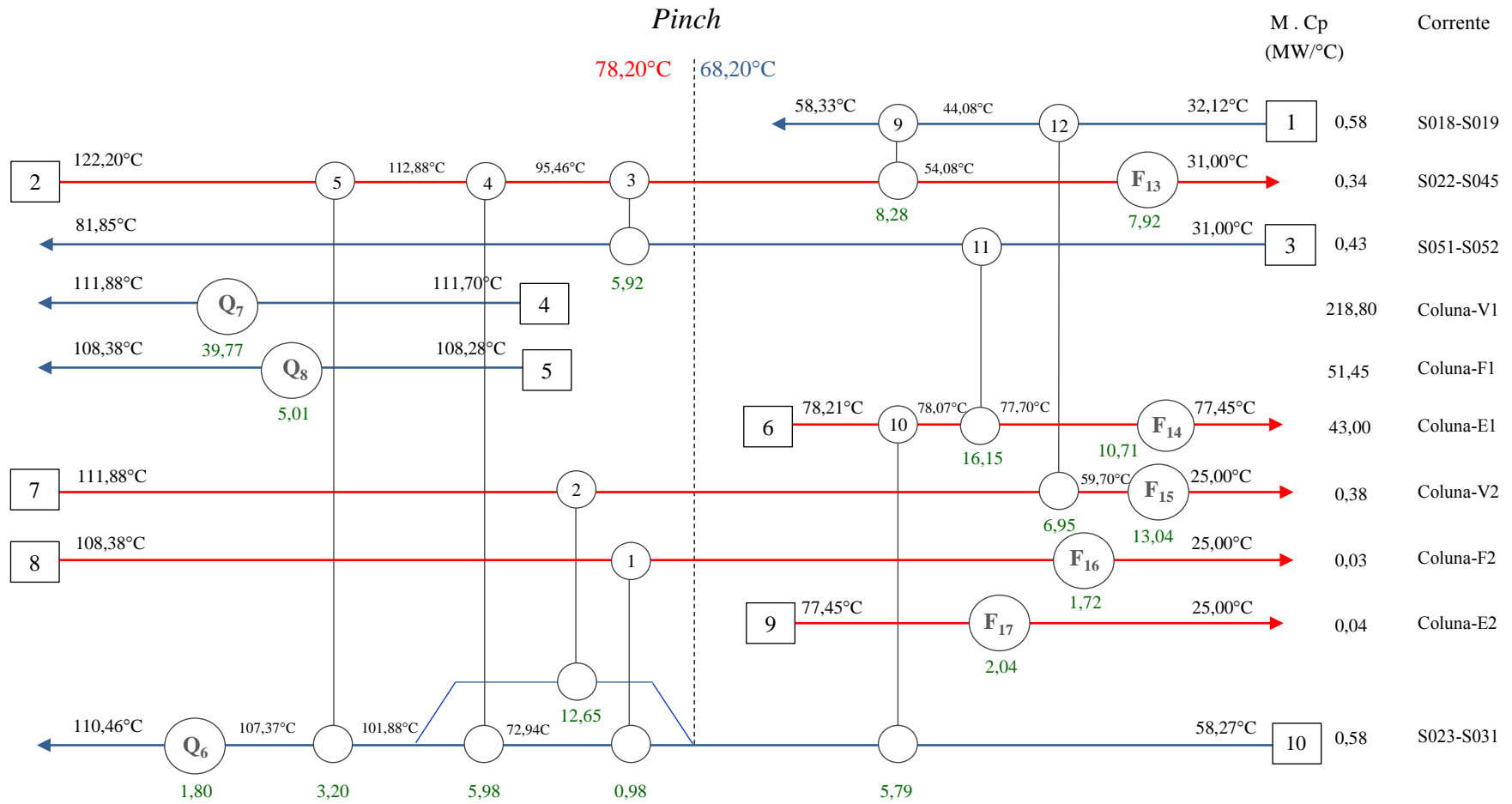
Com base nos resultados apresentados foi proposta uma rede de trocadores de calor (Figura 43) com 17 unidades de troca térmica (9 trocadores de calor, 3 aquecedores e 5 resfriadores). Este valor representa um acréscimo de 5 unidades de troca térmica em relação ao processo sem integração energética. Em comparação com a biorrefinaria original, o processo com a rede de trocadores de calor que atende a demanda mínima energética apresenta economia de 58,6% em utilidade quente e 65,0% em utilidade fria e consumo de vapor vegetal reduzido a 1,3 kg vapor/L etanol hidratado. Similarmente aos Cenários 1, 2, 4 e 5 houve a necessidade de dividir a corrente de caldo (S023-S031) em dois fluxos para sintetizar uma RTC que atendesse a demanda mínima de energia. Contudo, para evitar este tipo de divisão, foi proposta uma segunda RTC sem divisões de correntes e com uma demanda energética de  $Q_Q = 54,3$  MW e  $Q_F = 43,1$  MW (Figura 44). No processo integrado com a segunda RTC há um acréscimo de 3 unidades de troca térmica em relação a biorrefinaria sem integração, economia de 51,7% em utilidade quente e 57,4% em utilidade

fria e consumo de vapor vegetal reduzido a 1,6 kg vapor/L etanol hidratado. Durante a síntese da segunda rede foi rompido o laço térmico entre os trocadores de calor 4 e 5, além da remoção dos trocadores 1, 2 e 3.

A demanda energética do processo com integração de projeto nas mesmas condições da biorrefinaria não integrada é de  $Q_Q = 75,2$  MW e  $Q_F = 64,0$  MW e consumo de 2,2 kg vapor/L etanol hidratado, indicando uma economia de 33,2% em utilidade quente e 36,8% em utilidade fria em relação ao processo não integrado. A Tabela 14 compara a redução no consumo de energia da biorrefinaria com a 1ª RTC e a 2ª RTC em relação à biorrefinaria com integração de projeto.

A Figura 45 compara o consumo energético dos processos com integração, sem integração e com integração de projeto. Os comentários citados no Cenário 5 são, também, válidos para este cenário. Ao comparar os resultados dos Cenários 5 e 6 é possível verificar que os valores de economia de energia e as redes de trocadores de calor são similares. Tais resultados devem-se à pequena quantidade de bagaço destinada à segunda geração. Por este motivo, a fermentação das pentoses não eleva muito a produção de etanol e consequentemente, a demanda energética também varia pouco.

Figura 43. 1ª Rede de trocadores de calor (Cenário 6).



Fonte: Elaborado pelo autor.

Figura 44. 2ª Rede de trocadores de calor (Cenário 6).

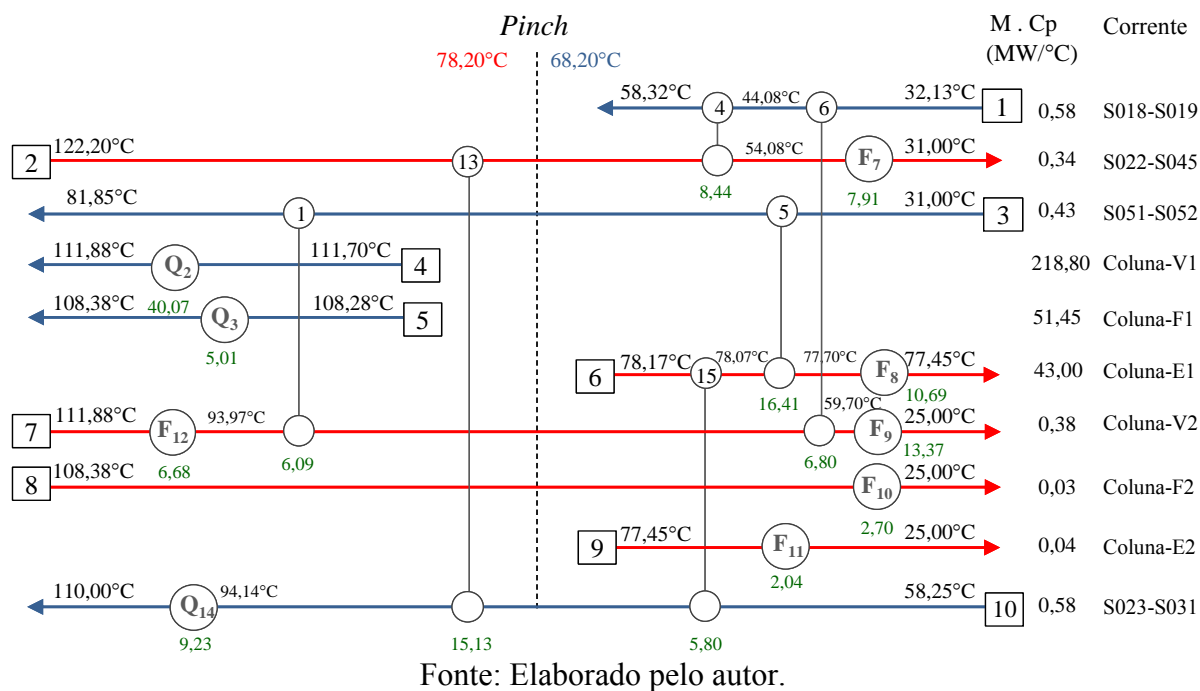
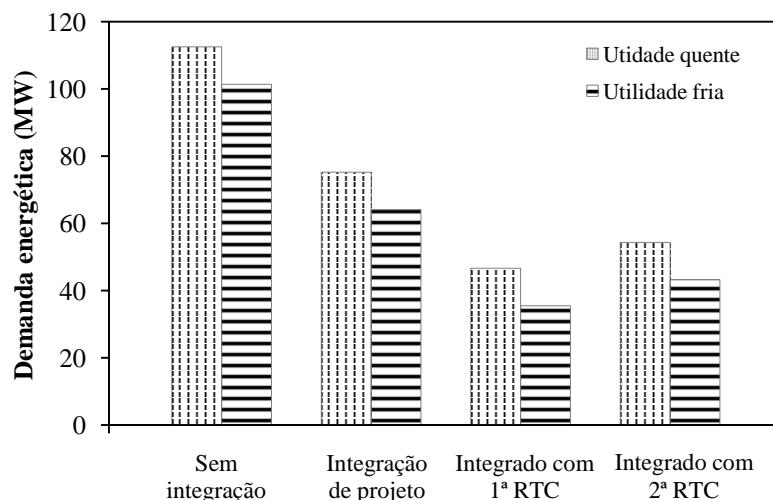


Tabela 14. Economia de utilidades dos processos com integração energética em relação ao processo com integração de projeto (Cenário 6).

Biorrefinaria	% economia	
	Utilidade quente	Utilidade fria
1ª RTC	38,0	44,7
2ª RTC	27,8	32,6

Fonte: Elaborado pelo autor.

Figura 45. Comparação entre os processos com integração, sem integração e com integração de projeto (Cenário 6).



Fonte: Elaborado pelo autor.

## **5.9 Comparações entre os processos**

Neste último tópico são realizadas algumas comparações entre os processos com integração energética, sem integração energética e com integração de projeto para os seis cenários avaliados neste trabalho. A Tabela 15 sintetiza os principais resultados.

Como citado anteriormente, a quantidade de bagaço disponibilizada para a cogeração de energia é superior nos processos que utilizam os pré-tratamentos hidrotérmico e explosão a vapor. Entretanto, a fração de bagaço disponibilizada para a produção de etanol de segunda geração é superior nos processos que empregam ácido diluído como pré-tratamento em relação aos demais processos. O particionamento entre as frações de bagaço destinadas para sistema de cogeração e para a produção de etanol de segunda geração foi definido em função da necessidade do processo ser energeticamente autossuficiente. Em consequência desta definição, a produção de etanol e o consumo de utilidades são superiores nos processos que utilizam o pré-tratamento com ácido diluído.

A inclusão da etapa fermentação das pentoses influencia pouco a produção de etanol nos processos com os pré-tratamentos hidrotérmico (cenários 1 e 2) e explosão a vapor (cenários 5 e 6), pois a quantidade de bagaço disponibilizada para a segunda geração é pequenas nesses processos. Por esta razão, a produção de etanol entre os cenários 1 e 2 e entre os cenários 5 e 6 são praticamente iguais. Ainda, a lignina e a celulose não hidrolisada são destinadas ao sistema de cogeração, aumentando a quantidade de energia gerada. Entretanto, para que ambas as frações possam ser utilizadas na caldeira deve ser realizada uma etapa para a remoção do excedente de água, aumentando o consumo de energia na planta. A quantidade de lignina e celulose não hidrolisada é maior nos processos com o pré-tratamento com ácido diluído, pois a quantidade de bagaço destinada para a produção de etanol 2G é muito superior aos demais cenários avaliados, o que provoca maior geração desses componentes.

A produção de energia elétrica varia de 45,1 a 73,6 MW nos processos avaliados, sendo superior nos cenários com os pré-tratamentos hidrotérmico e explosão a vapor em função da maior quantidade de bagaço destinada para o sistema de cogeração.

O vapor de escape, proveniente das turbinas e denominado de vapor de escape total, é usado na concentração do licor de hexoses e pentoses e nas etapas que envolvem o pré-tratamento. Para o acionamento nas moendas é usada eletricidade produzida pelo próprio processo. O consumo nas moendas é de 16 kWh/t de fibra em cada moenda para todos os cenários. É intuitivo que o consumo de vapor de escape seja superior nos processos com os pré-tratamentos hidrotérmico e explosão a vapor, pois os mesmos utilizam grande quantidade

de vapor de escape no pré-tratamento. No entanto, os valores apresentados de consumo de vapor de escape total (ver Tabela 15) demonstram o contrário. Os processos com os pré-tratamentos hidrotérmico e explosão a vapor empregam vapor de escape a alta pressão (próximo a 20 bar) nas etapas do pré-tratamento e os processos com ácido diluído empregam vapor de escape a baixa pressão (2,5 bar). Dessa maneira, a vazão mássica de vapor necessária para o aquecimento do fluido no pré-tratamento com ácido diluído é superior aos demais pré-tratamentos, resultando em maior consumo de vapor de escape total quando comparado aos demais cenários.

Vale lembrar que nas usinas brasileiras é comumente realizada a integração energética entre a corrente de vinhaça (Coluna-V2) e de vinho na entrada da coluna de destilação (S051-S052) e entre a corrente de caldo na saída das moendas (S018-S019) e a corrente de caldo na saída do evaporador (S022-S045). Todas as redes de trocadores de calor propostas para os Cenários 1, 3 e 4 possuem integração energética entre as mesmas correntes do processo comumente encontrado nas usinas (com integração de projeto), além da integração entre outras correntes do processo. Para os Cenários 2 e 5 e 6, as redes que atendem a demanda mínima de energia (1ª RTC) não integram energia entre a corrente de vinho (S051-S052) e vinhaça (Coluna-V2). Caso fosse suposta a troca entre as mesmas, a rede obtida não atenderia a demanda mínima de energia. Entretanto, há integração energética entre a corrente de caldo na saída das moendas (S018-S019) e a corrente de caldo na saída do evaporador (S022-S045). Em todos os cenários avaliados com a 2ª RTC proposta há integração energética entre as mesmas correntes que o processo com integração de projeto. Os trocadores de calor com maior demanda energética são entre as correntes S018-S019 e S022-S045 e entre as correntes S051-S052 e Coluna-E1, sendo que todas as onze redes propostas possuem integração entre S018-S019 e S022-S045 e oito das onze redes propostas possuem integração entre S051-S052 e Coluna-E1. O Apêndice I mostra uma representação esquemática do processo com integração de projeto e dos processos nos seis cenários com as redes propostas.

Todas as redes propostas que atendem a demanda mínima de energia têm uma divisão na corrente de caldo (S023-S031), com exceção da rede do Cenário 3. Durante a síntese da rede um dos critérios a serem atendidos impôs a necessidade de dividir uma corrente fria com alta capacidade térmica em dois fluxos diferentes. A corrente de caldo (S023-S031) foi escolhida por ser a corrente fria que passa pelo *Pinch* com maior capacidade térmica, conseqüentemente, pode trocar calor em maior quantidade com as correntes quentes escolhidas.

A economia de utilidades em relação ao processo sem integração energética aproxima-se de 60% para a 1ª RTC e varia entre 40% a 50% para a 2ª RTC. Ao serem comparados com o processo com integração de projeto, estes valores variam entre 30% a 40% para a 1ª RTC e 10% a 30% para a 2ª RTC. Os processos com a 2ª RTC possuem maior amplitude na faixa de economia, devido às tentativas de propor redes que fossem factíveis do ponto vista prático, o que provoca aumento na demanda de energia em maior ou menor quantidade dependendo do cenário avaliado.

O número de unidades de troca térmica varia entre 14 a 17 para os processos com a 1ª RTC e 13 a 15 para os processos com a 2ª RTC. O Cenário 3 apresenta menor número de unidades de troca térmica, 14 no total. Em todos os cenários avaliados o número de aquecedores e resfriadores são iguais para a 1ª RTC, variando apenas o número de trocadores de calor. Entretanto, para a 2ª RTC os valores variam de acordo com um padrão relacionado à temperatura *Pinch*. Para temperaturas *Pinch* quente e fria iguais a 111,9°C e 101,9°C, respectivamente, a segunda rede tem quatro aquecedores e cinco resfriadores. Quando as temperaturas *Pinch* quente e fria são iguais a 78,2°C e 68,2°C, respectivamente, a segunda rede tem três aquecedores e seis resfriadores. As redes com temperatura *Pinch* superior (111,9°C e 101,9°C para quente e fria, respectivamente) têm um aquecedor abaixo do *Pinch* na corrente S023-S031 e as redes com temperatura *Pinch* inferior (78,2°C e 68,2°C para quente e fria, respectivamente) têm um resfriador acima do *Pinch* na corrente Coluna-V2. A adição de aquecedores abaixo do *Pinch* e de resfriadores acima do *Pinch* são violações à técnica e foram realizadas a fim de evitar a divisão de correntes, junto ao rompimento de laços térmicos e remoção de outros trocadores de calor com menor demanda energética.

O consumo de vapor vegetal saturado (2,1 bar) nos processos sem integração energética varia em pequena quantidade para os cenários avaliados, entre 3,1 a 3,4 kg vapor/L etanol hidratado. O consumo de vapor vegetal varia entre 1,3 a 1,5 kg vapor/L etanol hidratado para os processos com a 1ª RTC. A economia é inferior com a 2ª RTC, pois o consumo varia entre 1,5 a 1,9 kg vapor/L etanol hidratado. Contudo, apresenta as vantagens de processo citadas anteriormente. Além do objetivo de reduzir o consumo energético na planta, tem-se o interesse em aumentar a disponibilidade de bagaço para a produção de etanol de segunda geração.

Na biorrefinaria deste trabalho o bagaço destinado para cogeração de energia é queimado, fornecendo vapor a 65 bar. Em seguida, o vapor aciona as turbinas, gerando vapor de escape a baixa pressão (a 2,5 bar) e vapor de escape a alta pressão, sendo que o último somente é gerado nos processos com os pré-tratamentos hidrotérmico e explosão a vapor. O



vapor de escape a alta pressão é utilizado nas etapas do pré-tratamento hidrotérmico e explosão a vapor e o vapor de escape a baixa pressão é utilizado nos evaporadores para a concentração do licor de hexoses e pentoses e no pré-tratamento com ácido diluído. O vapor vegetal saturado a 2,1 bar fornecido pelo evaporador é empregado como utilidade quente. A economia de vapor vegetal no processo integrado com as redes de trocadores de calor pode minimizar o consumo de bagaço utilizado para gerar vapor ao processo. Assim, o excedente pode ser disponibilizado para a produção de etanol de segunda geração. Contudo, para que haja tal economia, o evaporador simples empregado no desenvolvimento deste processo deve ser substituído por um evaporador de múltiplo efeito, no qual o caldo é concentrado nas mesmas especificações, utilizando menos vapor de escape e gerando menos vapor vegetal, mas em quantidade suficiente para atender a demanda de vapor da planta. Como consequência, menos bagaço precisa ser destinado para o sistema de cogeração e o excedente é encaminhado para a produção de etanol 2G, aumentando a produção de etanol no processo.

**Figura 46.** Algoritmo para resolução do processo iterativo de cálculo da demanda energética.

**Algoritmo**

**Etapa 1:** Processo sem integração. Cálculo da demanda energética sem integração.

**Etapa 2:** Integração energética, obtenção da nova demanda de utilidades.

**Etapa 3:** Estimativa da nova vazão mássica de bagaço destinado para a produção de etanol 2G (novas condições).

**Etapa 4:** Simulação do processo nas novas condições.

**Etapa 5:** Integração energética, obtenção da nova demanda de utilidades. Se os valores de demanda energética calculados nas duas últimas iterações forem suficientemente próximos significa que o problema convergiu, caso contrário, voltar para a Etapa 3.

Fonte: Elaborado pelo autor.

A integração energética exige investimentos na planta, que, neste caso, além dos custos dos trocadores de calor, há o custo de capital do evaporador de múltiplo efeito. Para verificar a viabilidade econômica da integração energética seria necessário avaliar a redução nos custos com utilidades, o aumento da produção de etanol, os custos da rede de trocadores de calor e os custos associados às alterações no processo como a inserção de um evaporador de múltiplo efeito. É necessário levar em conta que o consumo de utilidades sofre alterações com aumento da produção de etanol, pois a demanda energética é influenciada pelas vazões mássicas do processo. Assim, o problema se torna iterativo, no qual a integração energética

provoca variações no processo, que conseqüentemente alteram a demanda energética calculada anteriormente. A solução do problema pode ser simplificada de acordo com o algoritmo a seguir (Figura 46). Entretanto, não foi realizado o estudo da viabilidade econômica da integração energética, pois estava fora escopo deste trabalho.

Vale comentar ainda que os custos associados aos trocadores de calor que empregam vinhaça como fluido de troca térmica serão superiores aos outros trocadores de calor, pois a vinhaça é levemente ácida e, por esta razão, necessita de materiais mais resistentes.

Tabela 15. Comparação entre os cenários avaliados.

Cenário <sup>1</sup>	Bag. Cald. <sup>2</sup> (t/dia)	Bag. 2G <sup>3</sup> (t/dia)	L+ C Cald. <sup>4</sup> (t/dia)	Vinhaça (t/dia)	Flegmaça (t/dia)	Etanol (m <sup>3</sup> /dia)	Energia elétrica (MW)	Cons. vap. esc. total (kg/t cana) <sup>5</sup>	Ut. quente (MW) <sup>6</sup>	Ut. fria (MW) <sup>7</sup>	Econ. ut. <b>q/f</b> (s/ int., %) <sup>8</sup>		Econ. ut. <b>q/f</b> (int. proj., %) <sup>9</sup>		NUTT - A - R <sup>10</sup>		Cons. vap. (s/ int, kg vapor/L etanol hidratado) <sup>11</sup>	Cons. vap. (c/ int, kg vapor/L etanol hidratado) <sup>12</sup>	
											1ª RTC	2ª RTC	1ª RTC	2ª RTC	1ª RTC	2ª RTC		1ª RTC	2ª RTC
											1	2.655	350	110	8.492	771		1.144	68,5
2	2.655	350	110	7.793	715	1.123	73,6	441,7	113,0	102,1	58,7/65,0	51,8/57,5	38,0/44,4	27,8/32,5	17 - 3 - 5	15 - 3 - 6	3,2	1,3	1,5
3	733	2.272	1.120	13.137	1109	1.382	45,5	585,1	148,2	143,9	54,8/56,5	-	30,6/32,0	-	14 - 3 - 3	-	3,4	1,5	-
4	650	2.355	1.161	9.005	821	1.253	45,1	579,2	122,1	116,5	57,9/60,6	41,8/43,8	36,5/39,2	12,2/13,1	15 - 3 - 5	13 - 4 - 5	3,1	1,3	1,8
5	2.866	151	49	8.014	731	1.123	71,8	430,4	114,3	103,3	58,6/64,8	51,6/57,1	37,4/44,3	27,4/32,0	17 - 3 - 5	15 - 3 - 6	3,2	1,3	1,6
6	2.866	151	49	7.723	708	1.115	73,5	399,5	112,5	101,3	58,6/65,0	51,7/57,4	38,0/44,7	27,8/32,6	17 - 3 - 5	15 - 3 - 6	3,2	1,3	1,6

Fonte: Elaborado pelo autor.

<sup>1</sup> Cenário 1- hidrotérmico e com fermentação das pentoses; Cenário 2- hidrotérmico e sem fermentação das pentoses; Cenário 3- ácido diluído e com fermentação das pentoses; Cenário 4- ácido diluído e sem fermentação das pentoses; Cenário 5- explosão a vapor e com fermentação das pentoses; Cenário 6- explosão a vapor e sem fermentação das pentoses.

<sup>2</sup> Bag. Cald. - bagaço destinado para a cogeração de energia.

<sup>3</sup> Bag. 2G - bagaço destinado para a produção de etanol de segunda geração.

<sup>4</sup> L + C Cald. - lignina e celulose não hidrolisada destinada para a cogeração de energia.

<sup>5</sup> Cons. vap. esc. total (kg/t cana) - consumo de vapor de escape total do processo sem integração energética.

<sup>6</sup> Ut. quente - demanda de utilidade quente no processo sem integração energética.

<sup>7</sup> Ut. fria - demanda de utilidade fria no processo sem integração energética.

<sup>8</sup> Econ. ut. **q/f** (s/ int., %) - economia de utilidade **quente/fria** dos processos com as redes propostas em relação ao processo sem integração energética, em %.

<sup>9</sup> Econ. ut. **q/f** (int. proj., %) - economia de utilidade **quente/fria** dos processos com as redes propostas em relação ao processo com integração de projeto, em %.

<sup>10</sup> NUTT - A - R - número de unidades de troca térmica, número de aquecedores e número de resfriadores.

<sup>11</sup> Cons. vap. (s/ int, kg vapor/L etanol hidratado) - consumo de vapor vegetal (2,1 bar, saturado) do processo sem integração energética.

<sup>12</sup> Cons. vap. (c/ int, kg vapor/L etanol hidratado) - consumo de vapor vegetal (2,1 bar, saturado) do processo com as redes propostas.

## 6 Conclusões

A integração energética da biorrefinaria de cana-de-açúcar proporciona grande economia de utilidades (quente e fria) no processo. De maneira geral, os processos que incluem a etapa de fermentação das pentoses têm maior produção de etanol quando comparado aos processos que não fazem uso da fração de pentoses, devido à maior disponibilidade de matéria-prima para a produção de etanol. Em consequência, o consumo de vapor aumenta na mesma ordem de grandeza da produção de etanol.

Para os seis cenários estudados, a biorrefinaria com a 1ª RTC demonstrou uma redução no consumo de energia superior a 50% comparada aos correspondentes processos sem integração energética e acima de 30% comparada aos processos com integração de projeto, como comumente encontrados nas usinas brasileiras. Ao comparar os seis cenários com a 2ª RTC, a economia é acima de 40% em relação aos processos sem integração energética, valor inferior ao processo com a 1ª RTC, mas apresenta vantagens de processo como a não divisão de correntes. Por último, se a comparação for realizada em relação aos mesmos processos com a 2ª RTC em relação aos processos com integração de projeto, a economia varia de 10 a 30%, dependendo do processo comparado. Dessa maneira, é possível inferir que a integração energética fornece vantagens econômicas e ambientais ao processo, devido à redução no consumo de utilidades, e aumenta a disponibilidade de bagaço para a produção de etanol de segunda geração e/ou energia elétrica. Contudo, a escolha da melhor rede depende de um estudo mais aprofundado sobre a viabilidade econômica da integração energética, incluindo a determinação dos custos de investimento da rede de trocadores de calor e de um evaporador de múltiplo efeito, os ganhos pela redução nos custos de utilidades e o aumento na produção de etanol.

Em relação à metodologia utilizada, análise *Pinch*, é possível concluir que é uma técnica simples, de fácil aplicação e entendimento. Apesar da técnica não envolver a otimização do custo total anualizado como alguns métodos mais atuais, é possível obter resultados bastante satisfatórios e que promovem economia real nos custos de operação de processos, além da melhor gestão de energia e redução na emissão de gases e efluentes aquosos. É importante comentar, ainda, que a integração energética para os processos designados nesta dissertação auxilia, junto a outros trabalhos, na viabilização do processo integrado de produção de etanol de primeira e segunda geração.

## 7 Sugestões de Trabalhos Futuros

Nesta dissertação foi realizada a integração energética de uma biorrefinaria de cana-de-açúcar, porém alguns tópicos não foram abordados por estarem fora do escopo do trabalho. Entretanto, esses tópicos são fundamentalmente importantes e por esta razão, algumas sugestões de trabalhos futuros são apresentadas a seguir.

- Avaliação do  $\Delta T_{\min}$  ótimo;
- Estimativa dos custos de equipamentos de troca térmica para determinar os custos de investimento das redes;
- Simulação dos processos com as redes propostas;
- Definição das modificações no processo para a introdução das redes propostas indicando quais custos estão associados a essas modificações;
- Estimativa da nova fração de bagaço destinada à produção de etanol de segunda geração;
- Estudo da viabilidade econômica da integração energética a fim de definir qual a melhor rede e a sua viabilidade para cada um dos processos;
- Desenvolvimento de um *software* que possibilite a síntese automática das redes de trocadores de calor com auxílio da análise *Pinch*;
- Integração energética pela técnica de otimização simultânea, minimizando os custos de utilidades e de investimento simultaneamente.

## Referências

- ABO-STATE, M. A.; RAGAB, A. M. E.; EL-GENDY, N. S.; FARAHAT, L. A.; MADIAN, H. R. Effect of different pretreatments on egyptian sugar-cane bagasse saccharification and bioethanol production. *Egyptian Journal of Petroleum*, v.22, 2013, p.161–167, 2013.
- ALVES, J. J.; TOWLER, G. P. Analysis of Refinery Hydrogen Distribution Systems. *Industrial Engineering Chemistry Research*, v.41, n.23, p.5759-5769, 2002.
- ASPEN TECH. *Course Information: EHX2911 Improved Energy Efficiency through Heat Integration*. 2012. Disponível em: <<http://support.aspentech.com>>. Acessado em: 28 ago. 2012.
- BALAT, M.; BALAT, H.; ÖZ, C. Progress in bioethanol processing. *Progress in Energy and Combustion Science*, v.34, p.551–573, 2008.
- BOYCE, M. P. *Handbook por Cogeneration and Combined Cycle Power Plants*. 1ª ed. Asme Press, 2002. 557 p.
- BRASIL. Ministério de Minas e Energia e Empresa de Pesquisa Energética. *Avaliação do comportamento dos usuários de veículos flex-fuel no consumo de combustíveis no Brasil*. Brasília, 2013a. 47 p.
- BRASIL. Conselho Interministerial do Açúcar e do Álcool. Resolução nº 1, de 28 de fevereiro de 2013. *Diário Oficial da União*, Brasília, 2013b.
- BRASIL. Ministério de Minas e Energia. *Boletim mensal dos combustíveis renováveis (ed. 63)*. Brasília, 2013c. 29 p.
- BRASIL. Ministério de Minas e Energia. *Boletim mensal dos combustíveis renováveis (ed. 64)*. Brasília, 2013d. 24 p.
- BRASIL. Ministério de Minas e Energia. *Resenha Energética Brasileira: Exercício de 2011*. Brasília, 2012a. 25 p.
- BRASIL. Ministério de Minas e Energia. *Boletim mensal dos combustíveis renováveis (ed. 54)*. Brasília, 2012b. 26 p.
- BRASIL. Ministério de Minas e Energia e Empresa de Pesquisa Energética. *Plano Decenal de Expansão da Energia 2021*. Brasília, 2012c. 387 p.
- BRASIL. Ministério de Minas e Energia. *Plano nacional de eficiência energética: Premissas e diretrizes básicas*. Brasília, 2011. 134 p.
- CANADA. Natural Resources Canada. *Pinch analysis: for the efficient use of energy, water and hydrogen*. Canada, 2003. 61 p.
- CARDONA, C. A.; QUINTERO, J. A.; PAZ, I. C. Production of bioethanol from sugarcane bagasse: Status and perspectives. *Bioresource Technology*, v.101, p.4754–4766, 2010.

CERDA, J.; WESTERBERG, A. W.; MASON, D.; LINNHOFF, B. Minimum utility usage in heat exchanger network synthesis. *Chemical Engineering Science*, v.38, n.3, p.373-387, 1983.

CHANDRA, R.; TAKEUCHI, H.; HASEGAWA, T. Hydrothermal pretreatment of rice straw biomass: A potential and promising method for enhanced methane production. *Applied Energy*, v.94, p.129-140, 2012.

CHANG, J.; CHENG, W.; YIN, Q.; ZUO, R.; SONG, A.; ZHENG, Q.; WANG, P.; WANG, X.; LIU, J. Effect of steam explosion and microbial fermentation on cellulose and lignin degradation of corn stover. *Bioresource Technology*, v.104, p.587-592, 2012.

DANTAS, G. A.; LEGEY, L. F. L.; MAZZONE, A. Energy from sugarcane bagasse in Brazil: An assessment of the productivity and cost of different technological routes. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, v.21, p.356-364, 2013.

DELGENES, J. P.; MOLETTA, R.; NAVARRO, J. M. Effects of lignocellulose degradation products on ethanol fermentations of glucose and xylose by *Saccharomyces cerevisiae*, *Zymomonasmobilis*, *Pichiastipitis*, and *Candida shehatae*. *Enzyme and Microbial Technology*, v.19, n.3, p.220-225, 1996.

DIAS, M. O. S.; JUNQUEIRA, T. L.; CAVALETT, O.; PAVANELLO, L. G.; CUNHA, M. P.; JESUS, C. D. F.; MACIEL FILHO, R. M.; BONOMI, A. Biorefineries for the production of first and second generation ethanol and electricity from sugarcane. *Applied Energy*, v.109, p.72-78, 2013a.

DIAS, M. O. S.; JUNQUEIRA, T. L.; CAVALETT, O.; CUNHA, M. P.; JESUS, C. D. F.; MANTELATTO, P. E.; ROSSELL, C. E. V.; MACIEL FILHO, R.; BONOMI, A. Cogeneration in integrated first and second generation ethanol from sugarcane. *Chemical Engineering Research and Design*, v.91, p.1411-1417, 2013b.

DIAS, M. O. S.; JUNQUEIRA, T. L.; CAVALETT, O.; CUNHA, M. P.; JESUS, C. D. F.; ROSSELL, C. E. V.; MACIEL FILHO, R.; BONOMI, A. Integrated versus stand-alone second generation ethanol production from sugarcane bagasse and trash. *Bioresource Technology*, v.103, 152-161, 2012.

DIAS, M. O. S.; CUNHA, M. P.; MACIEL FILHO, R.; BONOMI, A.; JESUS, C. D. F.; ROSSELL, C. E. V. Simulation of integrated first and second generation bioethanol production from sugarcane: comparison between different biomass pretreatment methods. *Journal Industrial Microbiology Biotechnology*, v.38, p.955-966, 2011a.

DIAS, M. O. S.; MODESTO, M.; ENSINAS, A. V.; NEBRA, S. A.; MACIEL FILHO, R.; ROSSELL, C. E. V. Improving bioethanol production from sugarcane: evaluation of distillation, thermal integration and cogeneration systems. *Energy*, v. 36, p.3691-3703, 2011b.

DIAS, M. O. S.; CUNHA, M. P.; JESUS, C. D. F.; ROCHA, G. J. M.; PRADELLA, J. G. C.; CARLOS E.V. ROSSELL, C. E. V.; MACIEL FILHO, R.; BONOMI, A. Second generation ethanol in Brazil: Can it compete with electricity production? *Bioresource Technology*, v.102, p.8964-8971, 2011c.

DIAS, M. O. S. Simulação do processo de produção de etanol a partir do açúcar e do bagaço, visando a integração do processo e a maximização da produção de energia e excedentes do bagaço. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2008.

EIA. Energy Information Administration: Brazil Overview. 2013. Disponível em: <http://www.eia.gov/countries/analysisbriefs/brazil/brazil.pdf>. Acessado em: 10 dez. 2013.

ELSEVIER LTD. *Pinch analysis spreadsheet*. 2007. Disponível em: <<http://www.elsevierdirect.com/v2/companion.jsp?ISBN=9780750682602>>. Acessado em: 10 out. 2012.

EL-ZAWAWY, W. K.; IBRAHIM, M. M.; ABDEL-FATTAH, Y. R.; A. SOLIMAN, N. A.; MAHMOUD, M. M. Acid and enzyme hydrolysis to convert pretreated lignocellulosic materials into glucose for ethanol production. *Carbohydrate Polymers*, v.84, p.865–871, 2011.

FERNANDES JR., C. C. *Integração energética da etapa de extração de óleo de soja, utilizando a Análise Pinch*. 2009. 80 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) - Universidade Estadual do Oeste do Paraná, Toledo, 2009.

FLOWER, J. R.; LINNHOFF, B. Thermodynamic analysis in the design of process networks. *Computers and Chemical Engineering*, v.3, p.283-291, 1979.

FRANCO, M. *Integração energética de sistemas de evaporação localizados abaixo do ponto Pinch*. 2001. 128 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) - Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2001.

FURLAN, F. F.; TONON FILHO, R.; PINTO, F. H. P. B.; COSTA, C. B. B.; 2, CRUZ, A. J. G.; GIORDANO, R. L. C.; GIORDANO, R. C. Bioelectricity versus bioethanol from sugarcane bagasse: is it worth being flexible? *Biotechnology for Biofuels*, v.6, p.142-143, 2013.

FURLAN, F. F. *Desenvolvimento de ambiente integrado para simulação e otimização estática da produção de etanol a partir de bagaço de cana-de-açúcar por rota bioquímica*. 2012. 108 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) - Universidade Federal de São Carlos, São Carlos, 2012.

FURLAN, F. F.; COSTA, C. B. B.; CRUZ, A. J. G.; SECCHI, A. R.; SOARES, R. P.; GIORDANO, R. C. Integrated tool for simulation and optimization of a first and second generation ethanol-from-sugarcane production plant. *Computer Aided Process Engineering*, v.30, p.81-85, 2012

GOH, C. S.; LEE, K. T.; BHATIA, S. Hot compressed water pretreatment of oil palm fronds to enhance glucose recovery for production of second generation bio-ethanol. *Bioresource Technology*, v.101, p.7362–7367, 2010.

GUPTA, A.; GHOSH, P. A randomized algorithm for the efficient synthesis of heat exchanger networks. *Computers and Chemical Engineering*, v.34, p.1632–1639, 2010.



HENDRIKS, A. T. W. M.; ZEEMAN, G. Pretreatments to enhance the digestibility of lignocellulosic biomass. *Bioresource Technology*, v.100, p.10-18, 2009.

HIGA, M.; BANNWART, A. C. Avaliação energética em usina de açúcar e álcool utilizando a Análise Pinch. *Revista Iberoamericana de Ingeniería Mecánica*. v.9, n.3, p.95-101, 2005.

HUGOT, E. *Handbook of cane sugar engineering*. 3 ed. Elsevier, 1986. 1166 p.

JUNQUEIRA, T. L.; DIAS, M. O. S.; CAVALETT, O.; JESUS, C. D. F.; CUNHA, M. P.; ROSSELL, C. E. V.; MACIEL FILHO, R.; BONOMI, A. Economic and environmental assessment of integrated 1st and 2nd generation sugarcane bioethanol production evaluating different 2nd generation process alternatives. *Computer Aided Chemical Engineering*, v.30, p.177–181, 2012.

KAAR, W. E.; GUTIERREZ, C. V.; KINOSHITA, C. M. Steam explosion of sugarcane bagasse as a pretreatment for conversion to ethanol. *Biomass and Bioenergy*, v.14, n.3, p.277-287, 1998.

KDB. *Korea Thermophysical Properties Data Bank: Temperature Dependent Properties*. 2013. Disponível em: <<http://www.thermo.com/research/kdb>>. Acessado em: 24 set. 2013.

KEMP, I. C. *Pinch Analysis and Process Integration: a user guide on process integration for the efficient use of energy*. 2 ed. Elsevier, 2007. 396 p.

KUMAR, S.; KOTHARI, U.; KONG, L.; LEE, Y. Y.; GUPTA, R. B. Hydrothermal pretreatment of switchgrass and corn stover for production of ethanol and carbon microspheres. *Biomass and Bioenergy*, v.35, p.956-968, 2011.

LAGO, A. C.; BONOMI, A.; CAVALETT, O.; CUNHA, M. P.; LIMA, M. A. P. Sugarcane as a carbon source: The Brazilian case. *Biomass and bioenergy*, v.46, p.5-12, 2012.

LIEBMANN, K.; DHOLE, V. R.; JOBSON, M. Integrated design of a conventional crude oil distillation tower using Pinch analysis. *Chemical Engineering Research and Design*, v.76, n.3, p.335-347, 1998.

LINNHOFF, B.; AHMAD, S. Cost optimum heat exchanger networks – 1. Minimum energy and capital using simple models for capital cost. *Computer Chemical Engineering*, v.14, n.7, p.729-750, 1990.

LINNHOFF, B.; HINDMARSH, E. The Pinch design method for networks. *Chemical Engineering Science*, v.38, n.5, p.745-763, 1983.

LINNHOFF, B.; MASON, D. R.; WARDLE, I. Understanding heat exchanger networks. *Computer Chemical Engineering*, v.3, p.295-302, 1979.

LIPORACE, F. S.; F. L. P. PESSOA, F. L. P.; QUEIROZ, E. M. Heat Exchanger Network Synthesis considering changing phase streams. *Thermal Engineering*, v.3, n.2, p.87-95, 2004.

LIPORACE, F. S.; F. L. P. PESSOA, F. L. P.; QUEIROZ, E. M. An alternative procedure to retrofit an industrial plant: a case study. *Latin American Applied Research*, v.32, p.161-170, 2002.

LIPORACE, F. S.; F. L. P. PESSOA, F. L. P.; QUEIROZ, E. M. AtHENS (Automatic Heat Exchanger Network Synthesis) Performance. *Latin American Applied Research*, v.31, p.383-390, 2001.

LIPORACE, N. *Síntese de redes de trocadores de calor: proposta de um procedimento automático e estudo da influência da presença de misturas que mudam de fase*. 2000. 191 p. Tese (Doutorado em Engenharia Química) – Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2000.

LORA, E. E. S.; NASCIMENTO, M. A. R. *Geração termelétrica: planejamento, projeto e operação*. v. 2. Interciência, 2004a. 1296 p.

LORA, E. E. S.; NASCIMENTO, M. A. R. *Geração termelétrica: planejamento, projeto e operação*. v. 1. Interciência, 2004b. 1296 p.

LUO, X.; WEN, Q. Y.; FIEG, G. A hybrid genetic algorithm for synthesis of heat exchanger networks. *Computers and Chemical Engineering*, v.33, p.1169-1181, 2009.

MARTÍN, A.; MATO, A. F. Hint: An educational software for heat exchanger network design with the *Pinch* method. *Education for chemical engineers*, v.3, p.e6-e14, 2008.

MARTÍN, C.; GALBE, M.; WAHLBOM, C. F.; HAHN-HÄGERDAL, B.; JÖNSSON, L. J. Ethanol production from enzymatic hydrolysates of sugarcane bagasse using recombinant xylose-utilising *Saccharomyces cerevisiae*. *Enzyme and Microbial Technology*, v.31, p.274-282, 2002.

MODARRESI, A.; KRAVANJA, P.; FRIEDL, A. *Pinch* and exergy analysis of lignocellulosic ethanol, biomethane, heat and power production from straw. *Applied Thermal Engineering*, v.43, p.20-28, 2012.

MOREIRA, A. M.; PELLANDA, A. P.; VELOZ, C. S. C.; BUTRIMAVICIUS, P. J.; PORTO, M. F.; AHÓN, V. R. R.; COSTA, A. L. H. Estudo da integração energética de uma unidade de destilação atmosférica e a vácuo. In: Congresso Brasileiro de P&D em Petróleo e Gás, 4, 2007, Campinas. *Anais...* Campinas: ABPG e UNICAMP, 21 a 24 out. 2007.

MOSIER, N.; WYMAN, C.; DALE, B.; ELANDER, R.; LEE, Y. Y.; HOLTZAPPLE, M.; LADISCH, M. Features of promising technologies for pretreatment of lignocellulosic biomass. *Bioresource Technology*, v.96, p.673-686, 2005.

NAKAMURA, N.; YAMADA, R.; KATAHIRA, S.; TANAKA, T.; FUKUDA, H.; KONDO, A. Effective xylose/cellobiose co-fermentation and ethanol production by xylose-assimilating *S. cerevisiae* via expression of  $\beta$ -glucosidase on its cell surface. *Enzyme and Microbial Technology*, v.43, n.3, p.233-236, 2008.

NAZATO, C.; SILVA, D. F.C.; FERRAZ, S. C. U.; HARDER, M. N. C. Moenda x Difusor: diferentes pontos de vista sobre assunto. *Bioenergia em revista: Diálogos*, v.1, n.1, 2011.

NREL. *Biomass Research: What Is a Biorefinery?*. 2009. Disponível em: <<http://www.nrel.gov/biomass/biorefinery.html>>. Acessado em: 11 set. 2012.

OGEDA, T. L.; PETRI, D. F. Hidrólise enzimática de biomassa. *Química Nova* [online], v.33, n.7, p.1549-1558, 2010.

PACHECO, T. F. *Fermentação alcoólica com leveduras de características flocculantes em reator tipo torre com escoamento ascendente*. 2010. 94 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Universidade Federal de Uberlândia, Uberlândia, 2010.

PALACIOS-BERECHÉ R. *Modelagem e integração energética do processo de produção de etanol a partir da biomassa de cana-de-açúcar*. 2011. 262 p. Tese (Doutorado em Engenharia Mecânica) – Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2011.

PANJESHAHI, M. H.; LANGEROUDI, E. G.; TAHOUNI, N. Retrofit of ammonia plant for improving energy efficiency. *Energy*. v.33, p.46–64, 2008.

PÉREZ, J. A.; BALLESTEROS, I.; BALLESTEROS, M.; SÁEZ, F.; NEGRO, M. J.; MANZANARES, P. Optimizing Liquid Hot Water pretreatment conditions to enhance sugar recovery from wheat straw for fuel-ethanol production. *Fuel*, v.87, p.3640–3647, 2008.

PETERSENA, M. O.; LARSENA, J.; THOMSEN, M. H. Optimization of hydrothermal pretreatment of wheat straw for production of bioethanol at low water consumption without addition of chemicals. *Biomass and bioenergy*, v.33, p.834–840, 2009.

PFEFFER, M.; WUKOVITS, W.; BECKMANN, G.; FRIEDL, A. Analysis and decrease of the energy demand of bioethanol-production by process integration. *Applied Thermal Engineering*, v.7, p.2657-2664, 2007.

RAVAGNANI, M. A. S. S.; SUÁREZ, J. A. C. *Redes de trocadores de calor*. 1ª ed. Eduem, 2012. 471 p.

RIBEIRO, R. T. C. S.; MIRRE, R. C.; QUEIROZ, E. M.; PESSOA, F. L. P. Programa computacional para integração energética baseado no ATHENS. In: Congresso Brasileiro de Engenharia Química em Iniciação Científica, 8, 2000, Uberlândia. *Anais...* Uberlândia: UFU, 27 a 30 jul. 2009.

ROBERTO, I. C.; LACK, L. S.; BARBOSA, M. F. S.; MANCILHA, I. M. Utilization of Sugar Cane Bagasse Hemicellulosic Hydrolysate by *Pichia stipitis* for the Production of Ethanol. *Process Biochemistry*, v.26, p.15-21, 1991.

RODRIGUES, J. A. R. Do engenho à biorrefinaria: a usina de açúcar como empreendimento industrial para a geração de produtos bioquímicos e biocombustíveis. *Química Nova* [online], v.34, n.7, p.1242-1254, 2011.

RODRÍGUEZ-CHONG, A.; RAMÍREZ, J. A.; GARROTE, G.; VÁZQUEZ, M. Hydrolysis of sugar cane bagasse using nitric acid: a kinetic assessment. *Journal of Food Engineering*, v.61, p.143–152, 2004.

SÁNCHEZ, E.; OJEDA, K.; EL-HALWAGI, M.; KAFAROV, M. V. Biodiesel from microalgae oil production in two sequential esterification/transesterification reactors: *Pinch* analysis of heat integration. *Chemical Engineering Journal*, v.176-177, p.211-216, 2011.

SÁNCHEZ, S.; BRAVO, V.; MOYA, A. J.; CASTRO, E.; CAMACHO, F. Influence of temperature on the fermentation of d-xylose by *Pachysolentannophilus* to produce ethanol and xylitol. *Process Biochemistry*, v.39, n.6, p.673-679, 2004.

SILVA, J. P.; MUSSATTO, S. I.; ROBERTO, I. C.; TEIXEIRA, J. A. Fermentation medium and oxygen transfer conditions that maximize the xylose conversion to ethanol by *Pichiastipitis*. *Renewable Energy*, v.37, n.1, p.259–265, 2012.

SMITH, R. *Chemical Process Design and Integration*. 2 ed. West Sussex: John Wiley & Sons, 2005. 687 p.

SOARES, P. A.; ROSSELL, C. E. V. *Conversão da celulose pela tecnologia organosolv*. 1 ed. São Paulo: NAIPE, 2011.

SOARES, R. P. *EMSO Manual*. 2006. Disponível em: <<http://www.vrtech.com.br/rps/emso.html>>. Acessado em: 13 set. 2012.

SOUZA, J. L. U; MONTEIRO, R. A. B. Fatores interferentes na fermentação alcoólica para a produção de etanol. *Cadernos de pós-graduação da FAZU*, v.2, 2011.

SOUZA NETO, J. N. *Metodologia para aplicação de integração energética numa planta industrial*. 2005. 72 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Universidade Federal da Bahia, Salvador, 2005.

TAHERZADEH, M. J.; KARIMI, K. Pretreatment of lignocellulosic wastes to improve ethanol and biogas production: A Review. *International Journal of Molecular Science*, v.9, p.1621-1651, 2008.

TOWNSEND, D. W.; LINNHOFF, B. Surface area targets for heat exchanger networks. In: Annual Research Meeting, 11, 1984, Bath (UK). *Proceedings...* Bath: IChemE, abr. 1984.

UENG, P. P.; GONG, C. S. Ethanol production from pentoses and sugar-cane bagasse hemicellulose hydrolysate by *Mucor* and *Fusarium* species. *Enzyme and Microbial Technology*, v.4, 1982, p.169-171, 1982.

VASCONCELOS, S. M.; SANTOS, A. M. P; ROCHA, G. J. M.; SOUTO-MAIOR, A. M. Diluted phosphoric acid pretreatment for production of fermentable sugars in a sugarcane-based biorefinery. *Bioresource Technology*, v.135, p.46-52, 2013.

WYMAN, C. E. Ethanol from lignocellulosic technology, economics, and opportunities. *Bioresource Technology*, v.50, p.3-16, 1994.

YOON, S. G.; LEE, J.; PARK, S. Heat integration analysis for an industrial ethylbenzene plant using *Pinch* analysis. *Applied Thermal Engineering*, v.27, p.886-893, 2007.

YU, Q.; ZHUANG, X.; LV, S.; HE, M.; ZHANG, Y.; YUAN, Z.; QI, W.; WANG, Q.; WANG, W.; TAN, X. Liquid hot water pretreatment of sugarcane bagasse and its comparison with chemical pretreatment methods for the sugar recovery and structural changes. *Bioresource Technology*, v.129 p.592–598, 2013.

ZHENG, Y.; LEE, C.; YU, C.; CHENG, Y. S.; ZHANG, R.; JENKINS, B. M.; VANDERGHEYNST, J. S. Dilute acid pretreatment and fermentation of sugar beet pulp to ethanol. *Applied Energy*, v.105, p.1-7, 2013.

ZÚÑIGA, U. F. R. Desenvolvimento de um bioprocesso para a produção de celulases específicas na cadeia produtiva do etanol de segunda geração. 2010. 197 p. Tese (Doutorado em Engenharia Ambiental) – Universidade de São Paulo, São Carlos, 2010.

## **Apêndice**

**Apêndice A - Definições****Tabela A 1.** Definições das etapas da biorrefinaria.

<b>Etapa</b>	<b>Definição</b>
Limpeza	Com água
Extração do caldo	Moendas
Fermentação	Batelada alimentada com reciclo de células (Melle-Boinot)
Levedura para fermentação das hexoses	<i>Saccharomyces cerevisiae</i>
Combustíveis para o sistema de cogeração	Bagaço, lignina e celulose não hidrolisada
Pré-tratamentos para o bagaço	Hidrotérmico, Ácido diluído e Explosão a vapor
Levedura para a fermentação das pentoses	<i>Pichia stipitis</i>

## Apêndice B - Parâmetros da simulação

**Tabela B 1.** Principais parâmetros utilizados na simulação da biorrefinaria válidos para todos os pré-tratamentos.

Parâmetro	Valor	Unidade
Eficiência na limpeza da cana	70	%
Perdas de açúcar na limpeza da cana	1,5	% (massa)
Recuperação de açúcar nas moendas 1; 2; 3; 4; 5; 6	70; 53,5; 53; 52; 52; 52	% (massa)
Teor de umidade do bagaço da cana	50	% (massa)
Perdas de açúcar no decantador	6,8	% (massa)
Concentração de açúcar no evaporador	21,4	°Brix
Pressão no evaporador	2,1	bar
Conversão de glicose na fermentação	89,0	%
Pressão do vapor produzido na caldeira	65	bar

**Tabela B 2.** Parâmetros da modelagem da biorrefinaria com o pré-tratamento hidrotérmico.

Parâmetro	Valor	Unidade
Pressão do vapor de escape da Turbina 1 (contrapressão)	2,5	bar
Pressão do vapor de escape da Turbina 2 (condensação)	0,1	bar
Pressão do vapor de escape da Turbina 3 (contrapressão)	20	bar
Pressão de descarga no pré-tratamento	1	bar
Temperatura de descarga no pré-tratamento	195	°C
Pressão do vapor usado para aquecer a água líquida no pré-tratamento	20	bar
Temperatura do vapor usado no pré-tratamento	383,6	°C
Conversão da hemicelulose no pré-tratamento	20,9	%
Conversão da celulose no pré-tratamento	0,7	%
Conversão da celulose na hidrólise	65,0	%
Pressão tratamento ácido para as pentoses	1	bar
Conversão da hemicelulose no tratamento ácido para as pentoses	70,0	%
Conversão da celulose no tratamento ácido para as pentoses	23,3	%



**Tabela B 3.** Parâmetros da simulação da biorrefinaria com o pré-tratamento com ácido diluído.

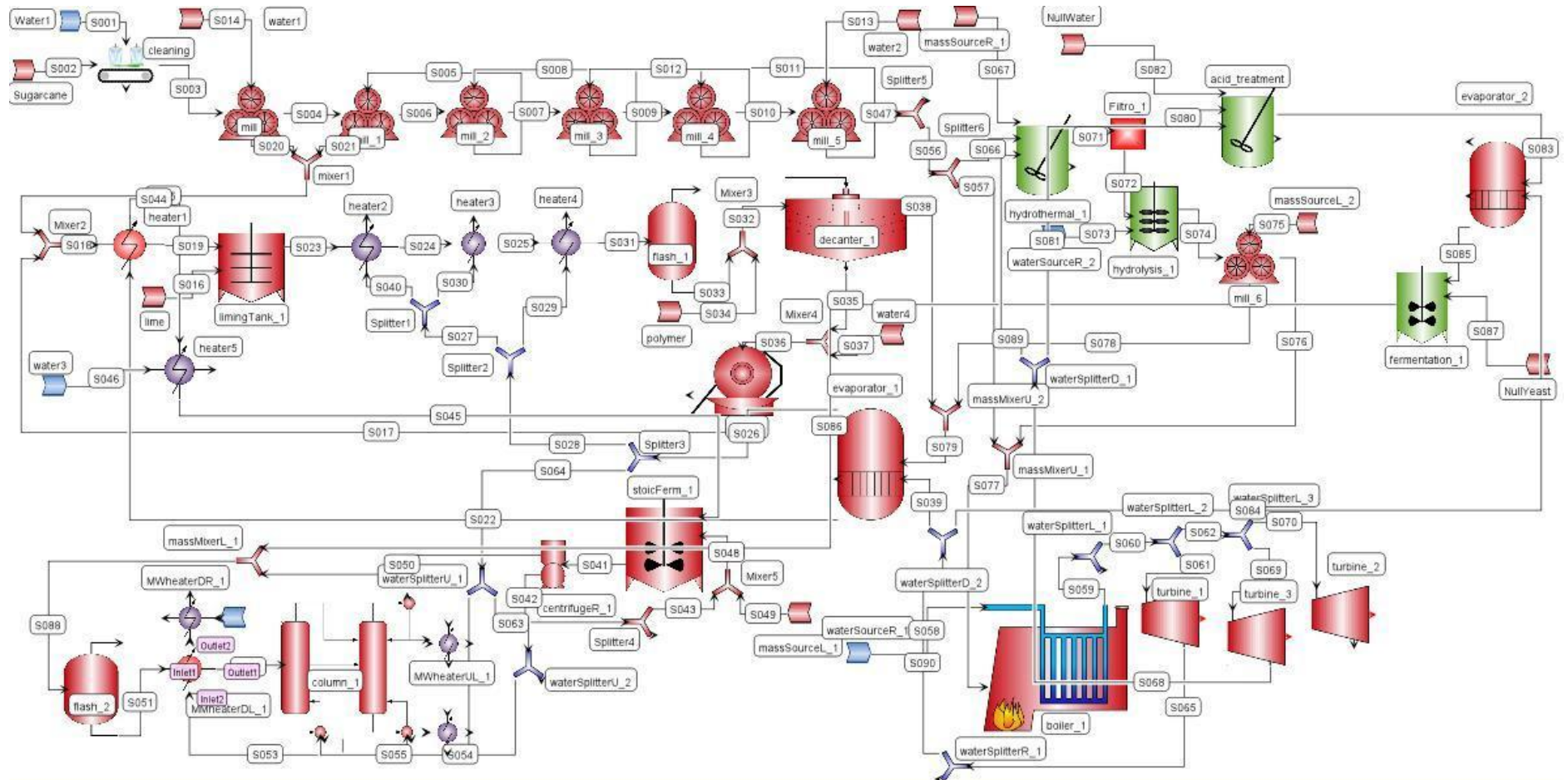
<b>Parâmetro</b>	<b>Valor</b>	<b>Unidade</b>
Pressão do vapor de escape da Turbina 1 (contrapressão)	2,5	bar
Pressão do vapor de escape da Turbina 2 (condensação)	0,1	bar
Pressão interna no pré-tratamento	2	bar
Temperatura interna pré-tratamento	120	°C
Conversão da hemicelulose no pré-tratamento	74,0	%
Conversão da celulose no pré-tratamento	8,0	%
Conversão da celulose na pré-hidrólise	20,0	%
Conversão da celulose na hidrólise	62,5	%
Ácido sulfúrico	3,0	% (v/v)

**Tabela B 4.** Parâmetros da simulação da biorrefinaria com o pré-tratamento de explosão a vapor.

<b>Parâmetro</b>	<b>Valor</b>	<b>Unidade</b>
Pressão do vapor de escape da Turbina 1 (contrapressão)	2,5	bar
Pressão do vapor de escape da Turbina 2 (condensação)	0,1	bar
Pressão do vapor de escape da Turbina 3 (contrapressão)	19	bar
Pressão de descarga no pré-tratamento	1	bar
Pressão do vapor no pré-tratamento	18	bar
Temperatura do vapor no pré-tratamento	378,5	°C
Conversão da hemicelulose no pré-tratamento	24,0	%
Conversão da celulose no pré-tratamento	1,4	%
Conversão da celulose na hidrólise	75,0	%
Pressão tratamento ácido para as pentoses	1	bar
Conversão da hemicelulose no tratamento ácido para as pentoses	70	%
Conversão da celulose no pré-tratamento para as pentoses	23,3	%

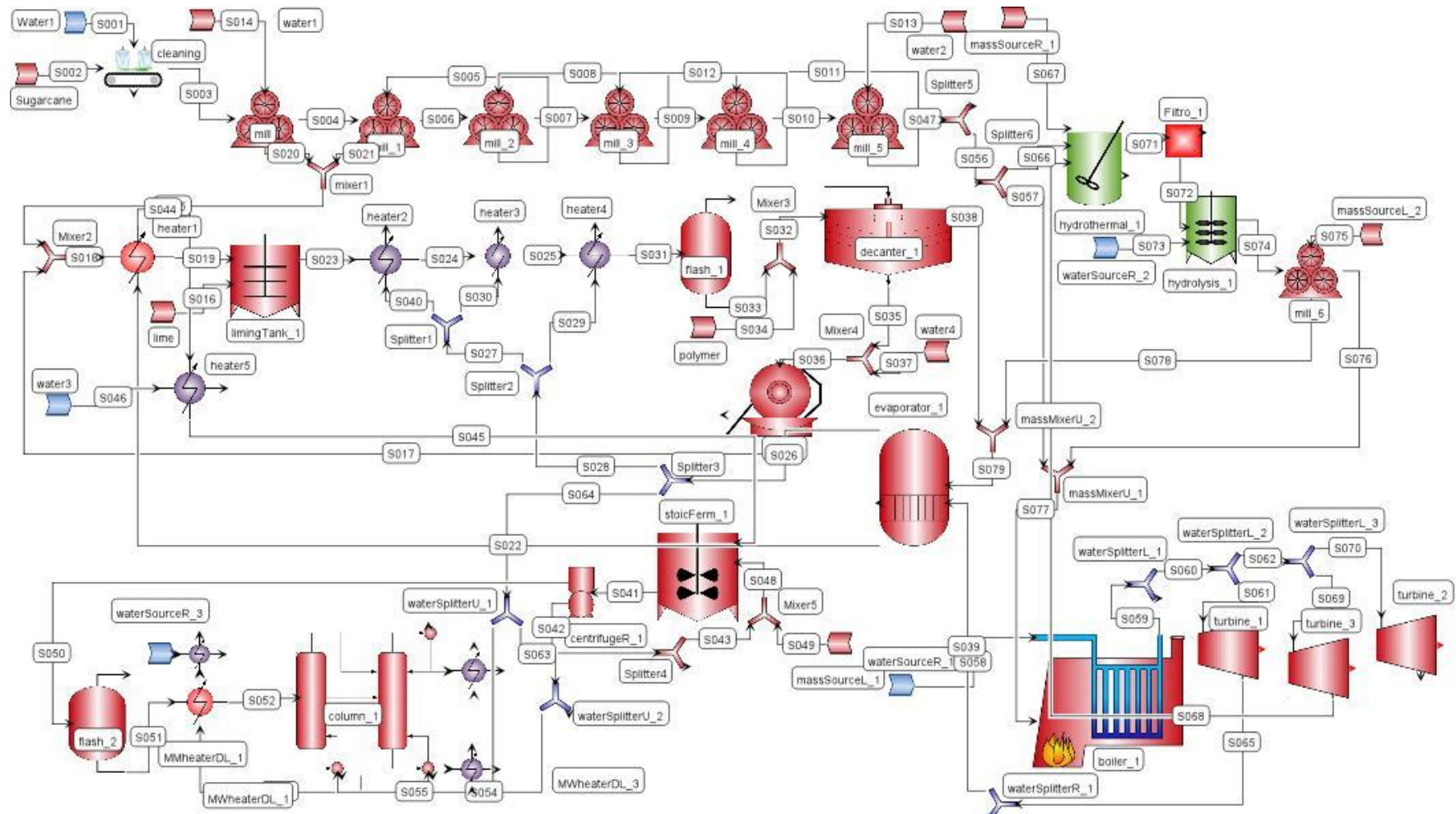
Apêndice C - Fluxograma do Cenário 1

Figura C 1. Fluxograma do processo com o pré-tratamento hidrotérmico e considerando a fermentação das pentoses.



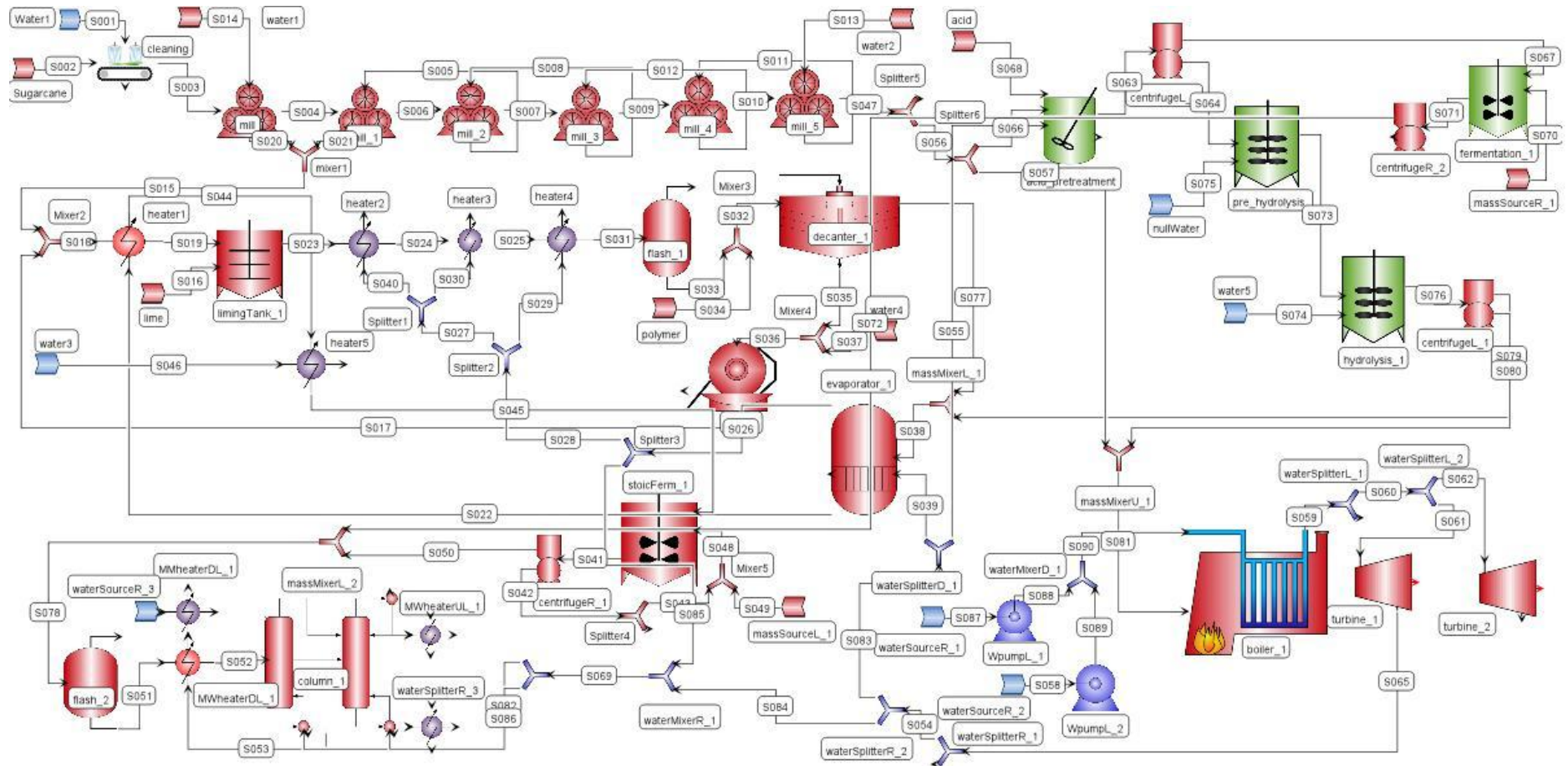
Apêndice D - Fluxograma do Cenário 2

Figura D 1. Fluxograma do processo com o pré-tratamento hidrotérmico e não considerando a fermentação das pentoses.



Apêndice E - Fluxograma do Cenário 3

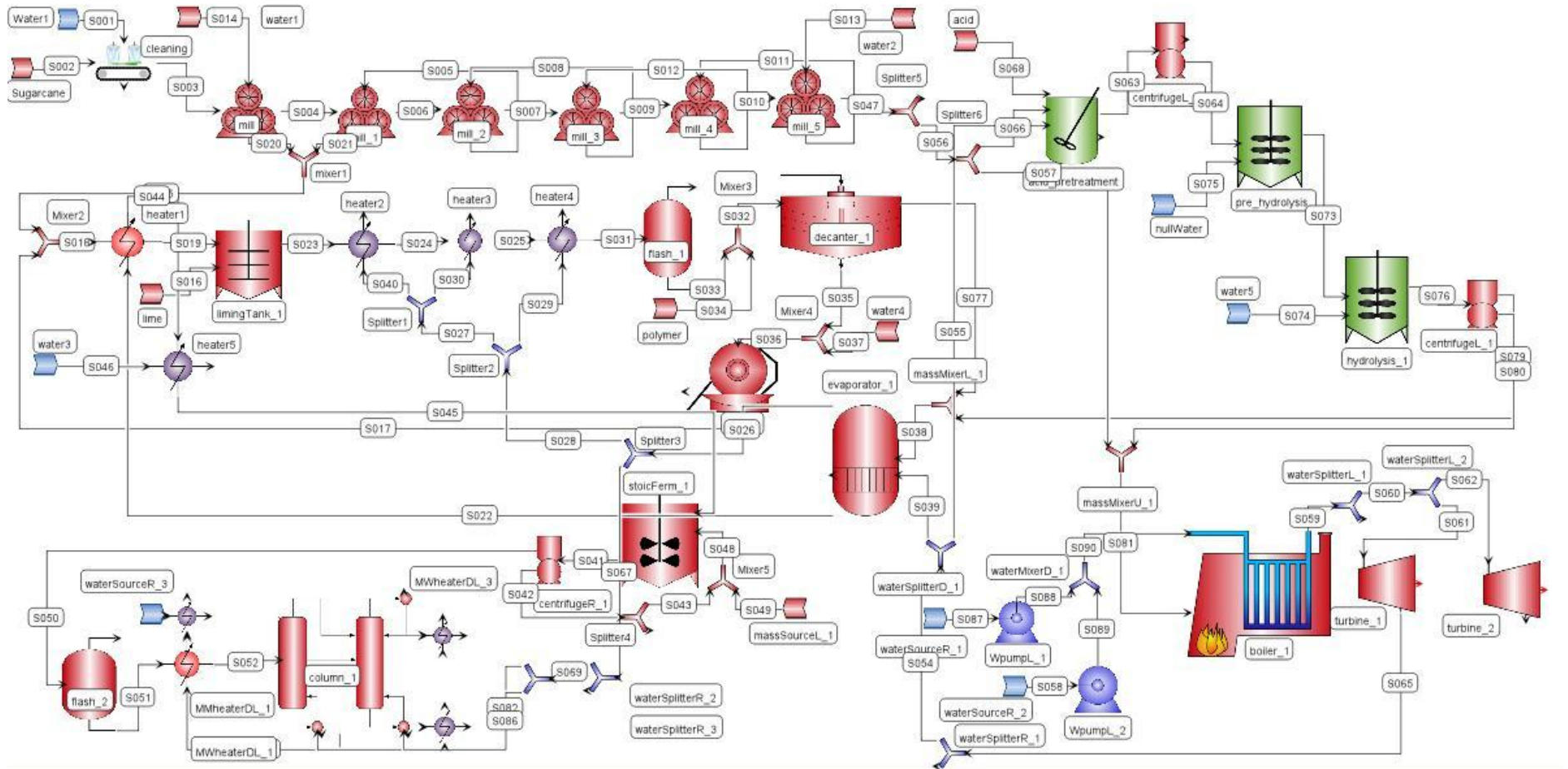
Figura E 1. Fluxograma do processo com o pré-tratamento com ácido diluído e considerando a fermentação das pentoses.





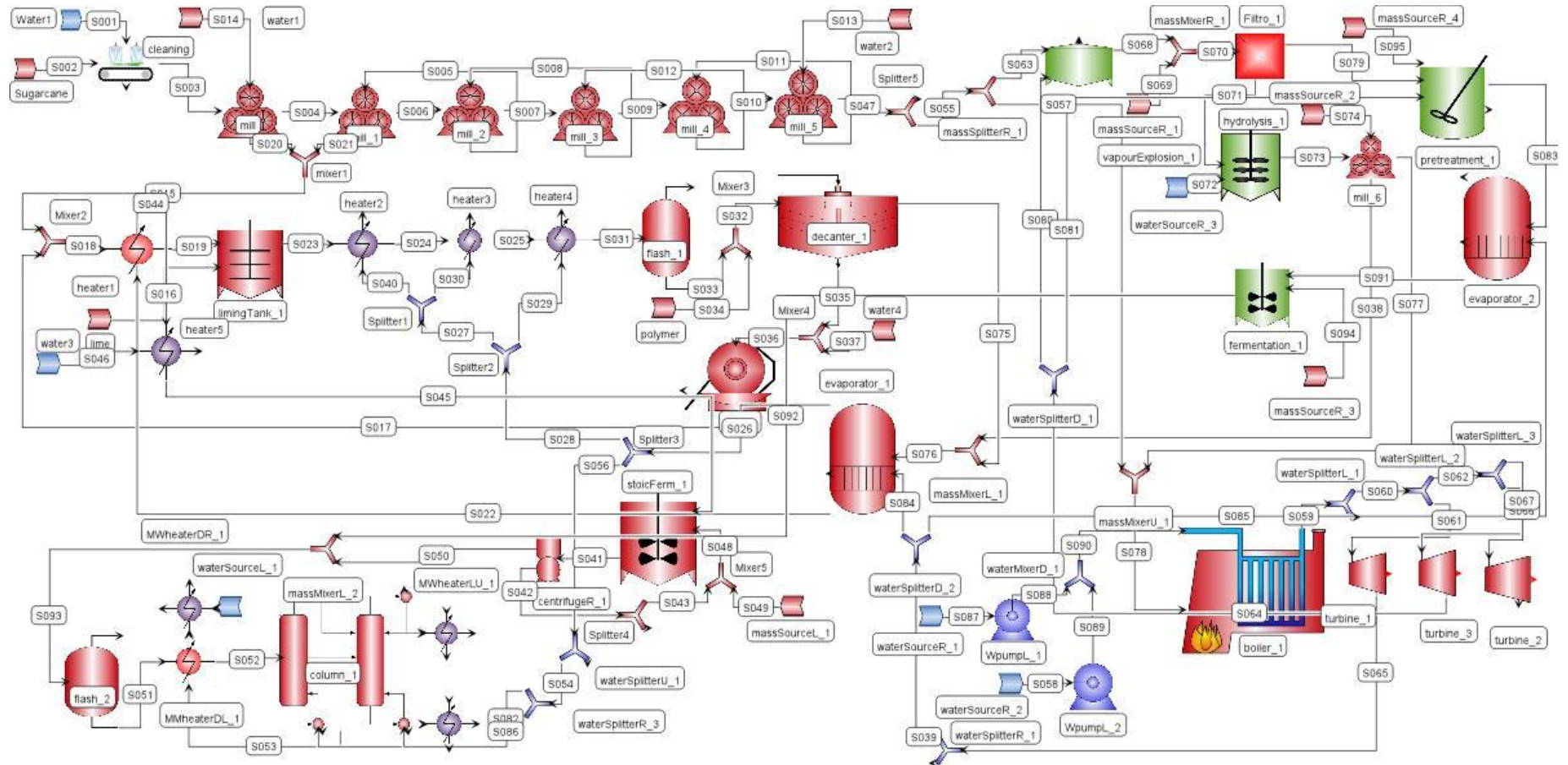
Apêndice F - Fluxograma do Cenário 4

Figura F 1. Fluxograma do processo com o pré-tratamento com ácido diluído e não considerando a fermentação das pentoses.



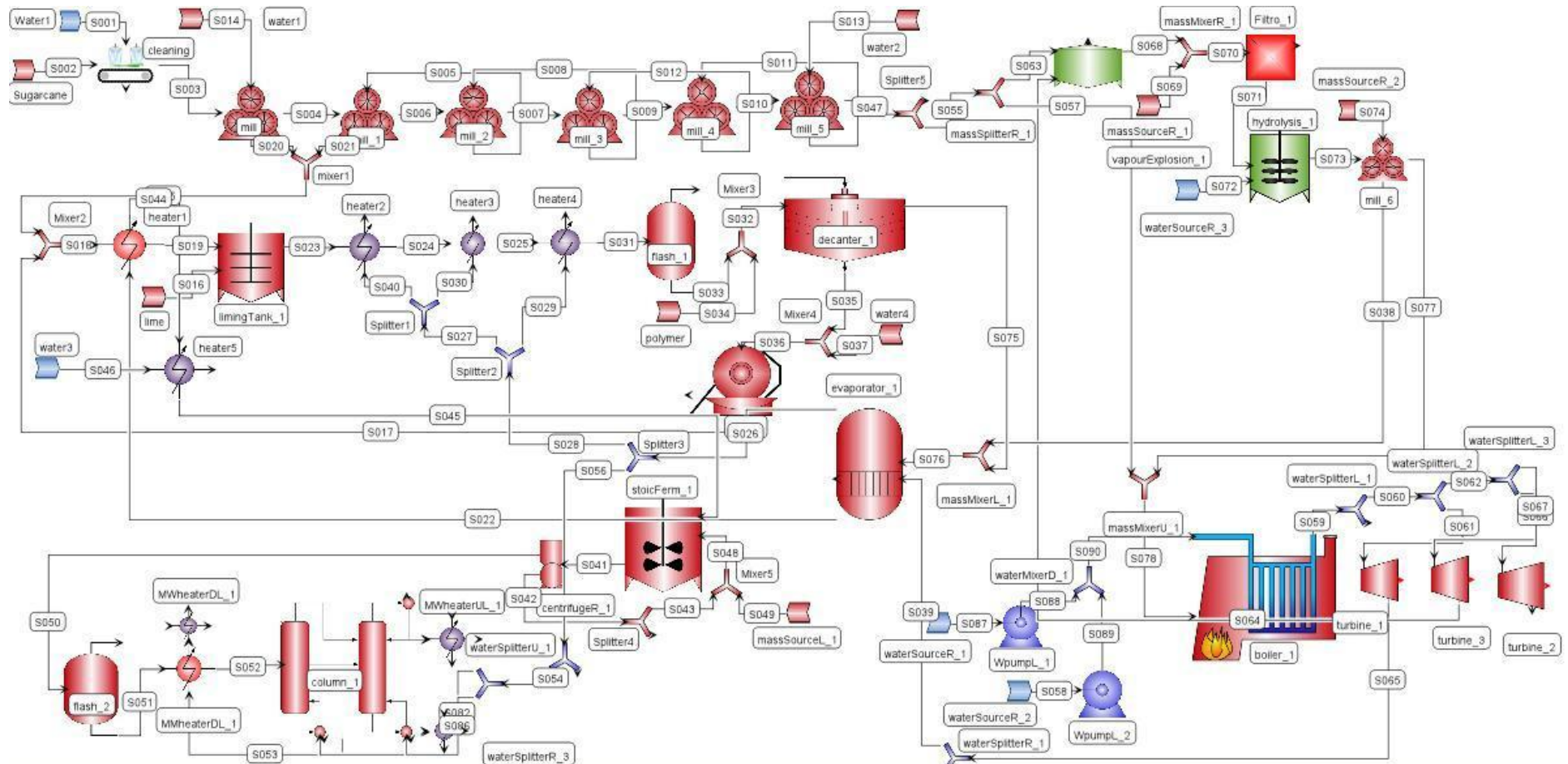
Apêndice G - Fluxograma do Cenário 5

Figura G 1. Fluxograma do processo com o pré-tratamento de explosão a vapor e considerando a fermentação das pentoses.



### Apêndice H - Fluxograma do Cenário 6

Figura H 1. Fluxograma do processo com o pré-tratamento de explosão a vapor e não considerando a fermentação das pentoses.



Apêndice I - Representação dos processos

Figura I 1. Representação do processo com integração de projeto.

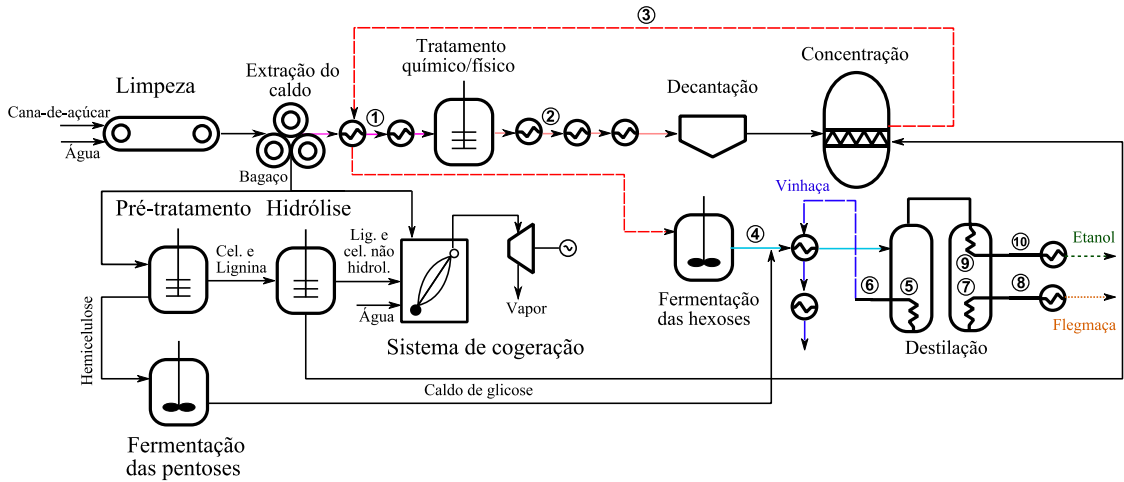


Figura I 2. Cenário 1 com a 1ª RTC.

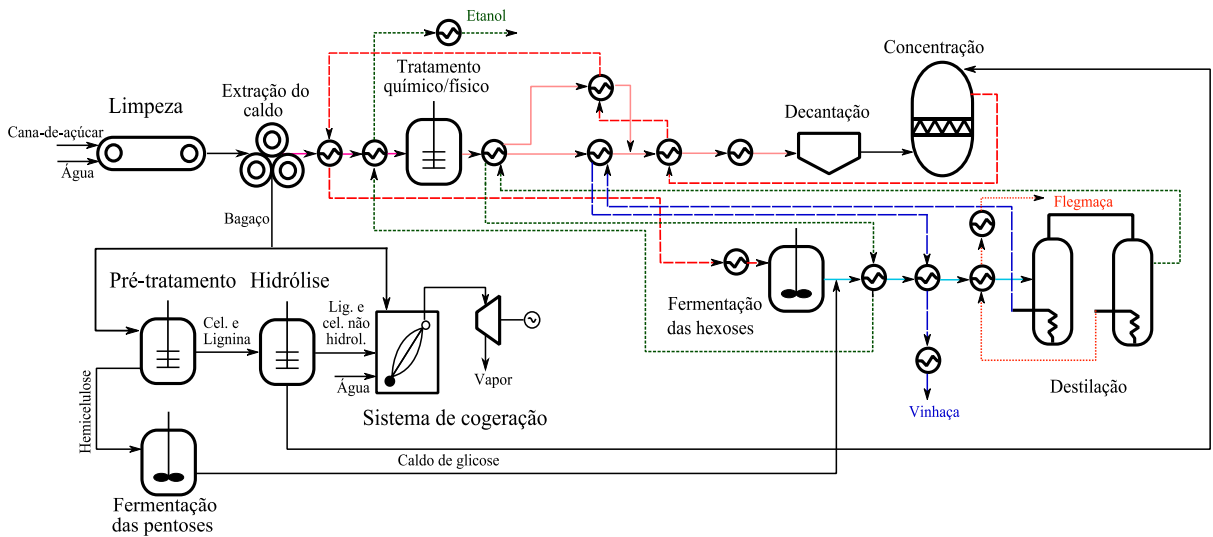


Figura I 3. Cenário 1 com a 2ª RTC.

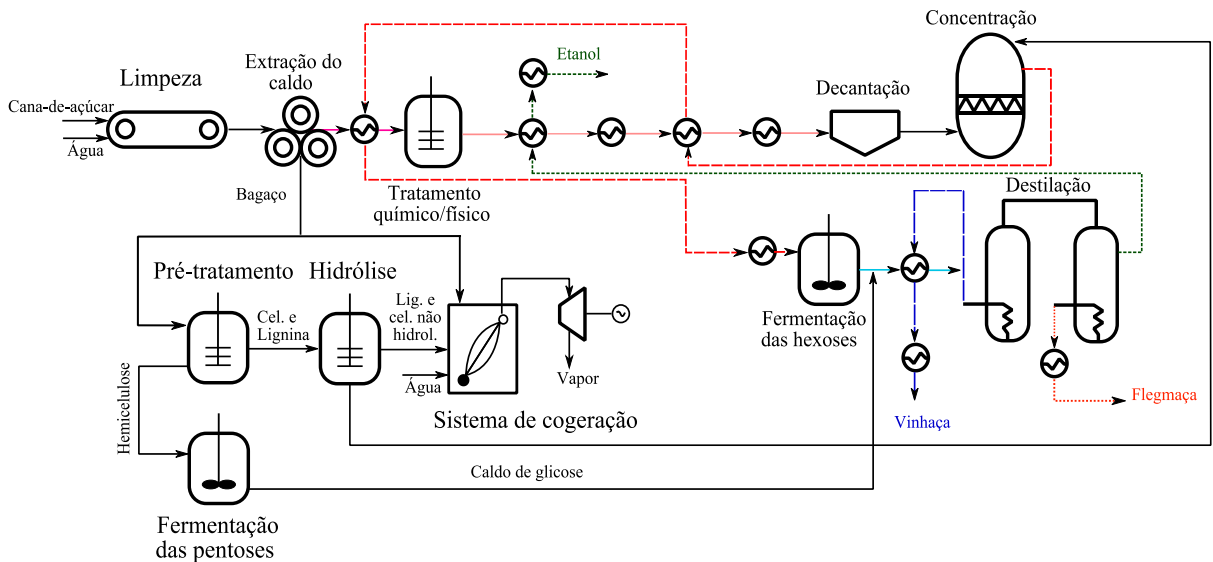




Figura I 4. Cenário 2 com a 1ª RTC.

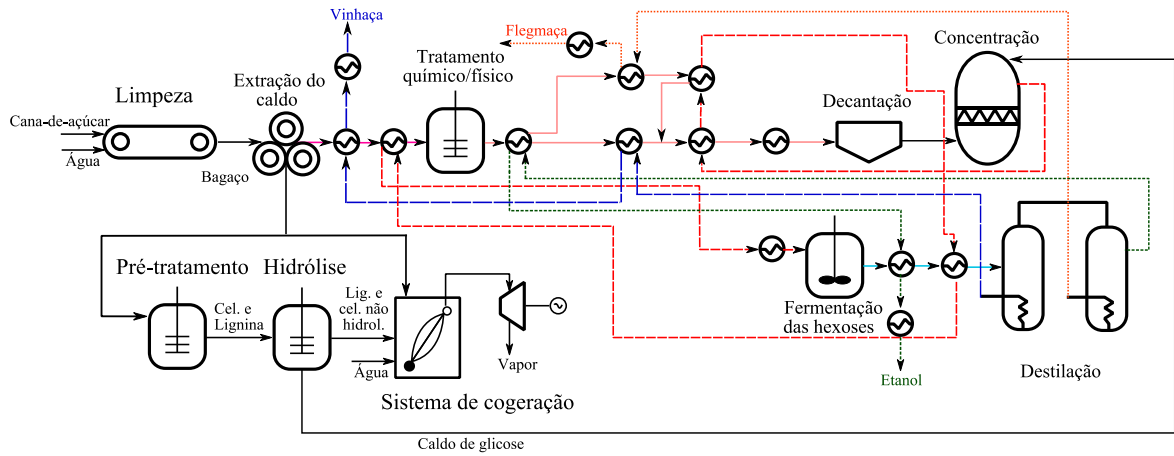


Figura I 5. Cenário 2 com a 2ª RTC.

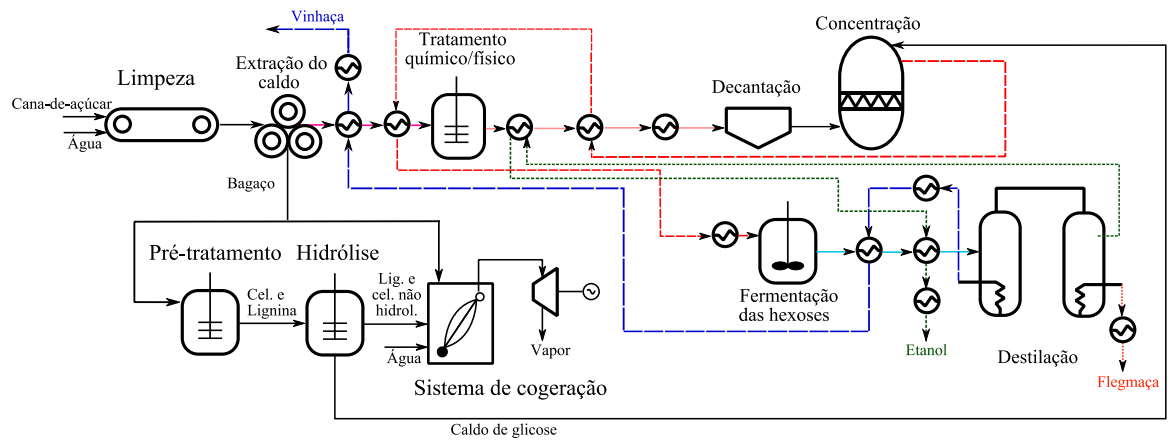
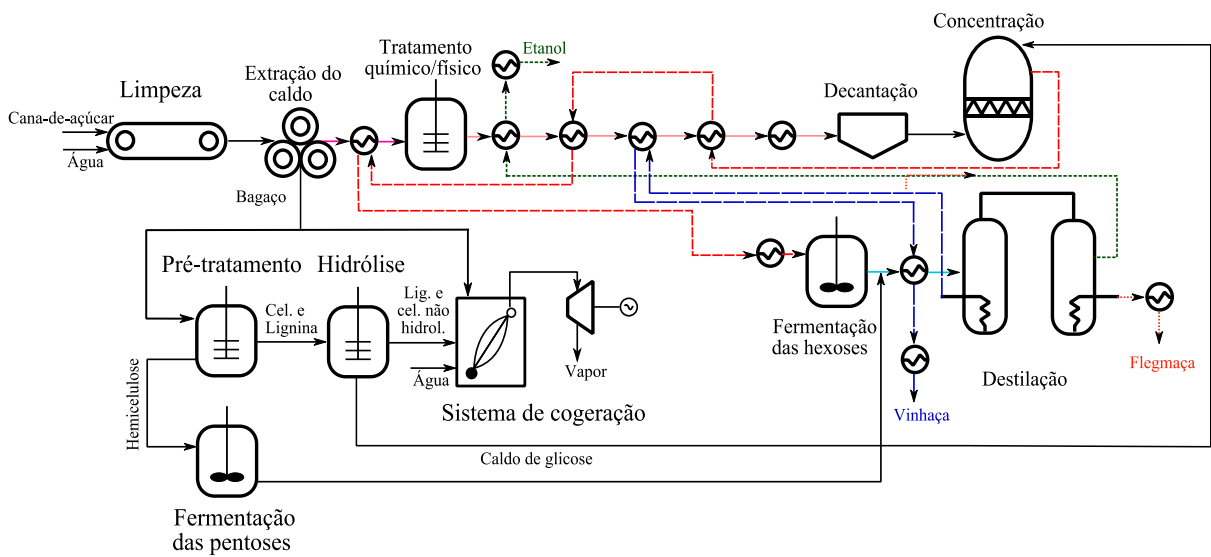
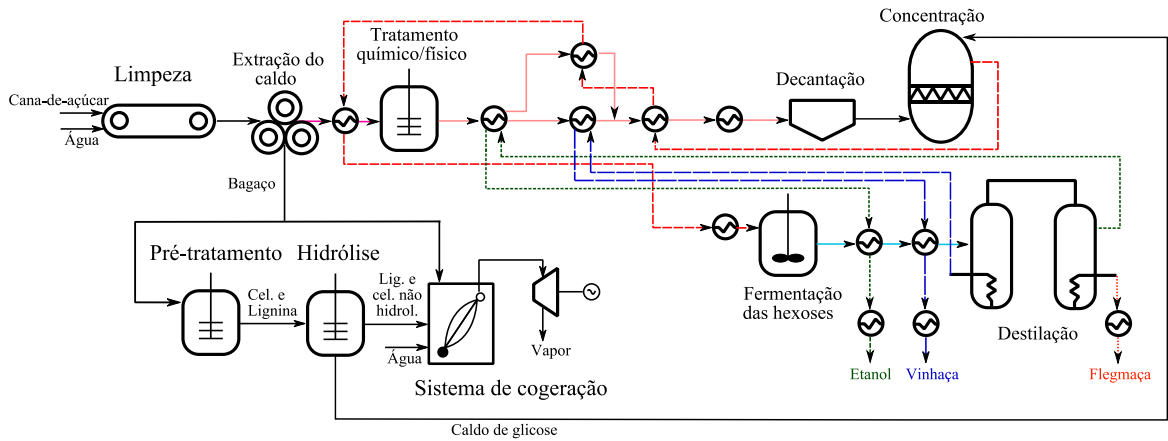


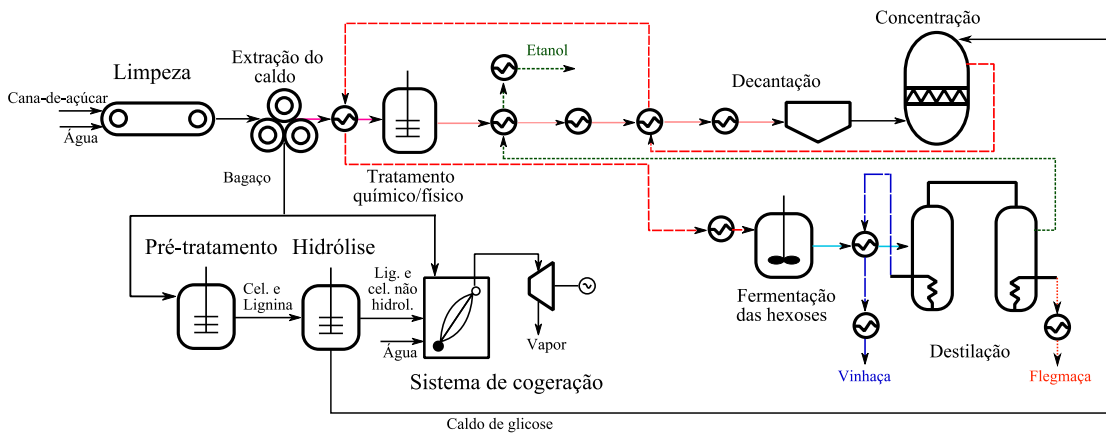
Figura I 6. Cenário 3 com a rede proposta.



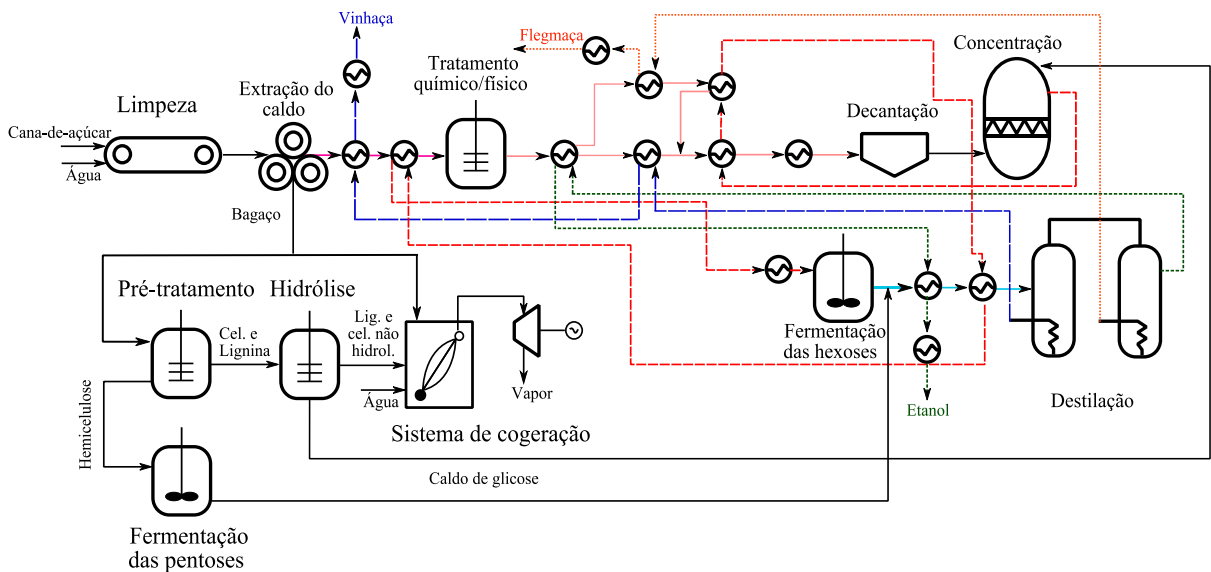
**Figura I 7. Cenário 4 com a 1ª RTC.**



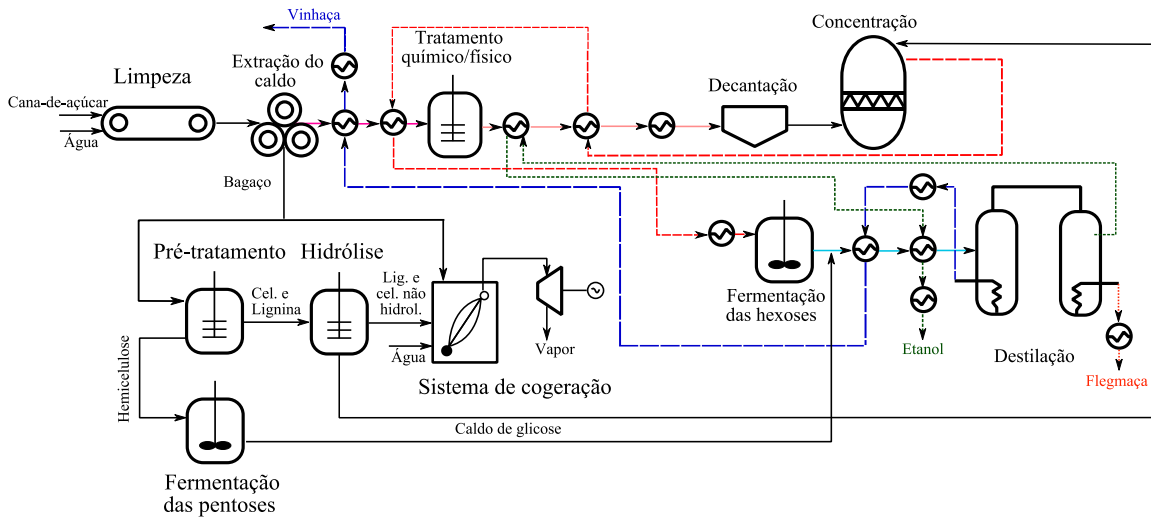
**Figura I 8. Cenário 4 com a 2ª RTC.**



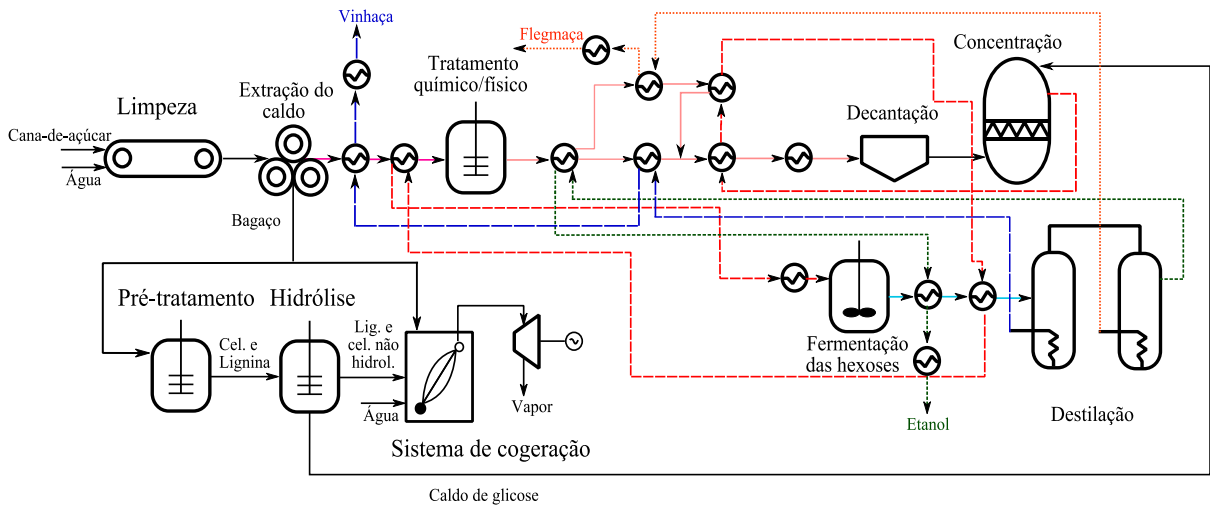
**Figura I 9. Cenário 5 com a 1ª RTC.**



**Figura I 10. Cenário 5 com a 2ª RTC.**



**Figura I 11. Cenário 6 com a 1ª RTC.**



**Figura I 12. Cenário 6 com a 2ª RTC.**

