

**UNIVERSIDADE FEDERAL DE MINAS GERAIS
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM CIÊNCIAS E TÉCNICAS
NUCLEARES**

**INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA NA INDÚSTRIA DE
AÇÚCAR E ÁLCOOL – UM ESTUDO DE CASO**

Adelk de Carvalho Prado

Belo Horizonte

2009

**INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA NA INDÚSTRIA DE
AÇÚCAR E ÁLCOOL – UM ESTUDO DE CASO**

Adelk de Carvalho Prado

Adelk de Carvalho Prado

INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA NA INDÚSTRIA DE AÇÚCAR E ÁLCOOL – UM ESTUDO DE CASO

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-graduação em Ciências e Técnicas Nucleares da Universidade Federal de Minas Gerais, como requisito parcial para obtenção do título de Mestre em Ciências e Técnicas Nucleares.

Área de concentração: Engenharia Nuclear e da Energia

Linha de pesquisa: Avaliação de Sistemas Energéticos

Orientador: Ricardo Brant Pinheiro

Belo Horizonte
Escola de Engenharia da UFMG
2009

AGRADECIMENTOS

Agradeço a todos que contribuíram para que este trabalho fosse concretizado.

Aos amigos do DEN, com quem compartilhei momentos de alegria e inspiração: Fabrício e Euler, grandes camaradas e conselheiros, Flávia e Eduardo, Marcinha, Bruno, Arione e Sâmia, que me ajudou muito quando estive distante; também Fabiano, Mário, Roberto, Cristina, Fabiana, Raphael, Daniel, Danilo, Telma, Ana, o outro Bruno e todos que fizeram parte deste virtuoso grupo de alunos.

Aos professores e também amigos do Departamento: Cláudia, Arno, todos no DEN que contribuíram para este resultado; particularmente ao Ricardo, pela orientação, pelo suporte e pela confiança depositada, e à Dôra, pelo carinho, cuidado e consideração. Também aos colaboradores da Secretaria, pela presteza e pela paciência.

Aos novos amigos da ETN, pela paciência e pelo apoio moral. E aos grandes amigos da EBT, pelos mesmos motivos, especialmente Yukie e Artur; e Lucimar, amigo de todas as horas, também pelo modelo de sabedoria e dignidade que proporciona.

Aos colaboradores da Usina Coruripe, sem os quais este estudo não teria sido possível: Salatino, Fanelli e Patrícia. E a Luciana Saint-Martin, que me ajudou nos contatos, assim como o Professor Ricardo.

Este trabalho também não teria sido possível sem o sistema público de ensino.

Agradeço à minha família, que sempre me apoiou nos estudos. À Dona Zita, pelo MiniLab, o começo de tudo; ao saudoso Tio Horácio, e ao amigo Antonio, que despertaram meu gosto pela ciência. Ao meu pai, pelo exemplo de honestidade. Especialmente à Dona Adélia, que soube fazer das tripas coração na criação dos filhos, e muito especialmente ao incentivo precioso, franco, honesto e incansável da Dé, que por vezes acreditou em mim até mais do que eu mesmo, e a quem jamais serei capaz de dar a devida recompensa. Não chegaria aqui sem eles todos.

Libertas quæ sera tamen!

Para minhas irmãs, meus irmãos, Vaninha, Seu Custódio e Dona Adélia.

RESUMO

Este estudo de caso foi feito para demonstrar a aplicação de técnicas de Integração de Processos, e em particular a aplicação do Método do Ponto de Estrangulamento Energético (MPE) na indústria de açúcar e álcool. Foi escolhida uma unidade de grande porte, moderna e com capacidade de cogeração: o estudo foi feito com base nos dados da safra 2007/2008 da Usina Coruripe de Campo Florido, MG. O MPE foi aplicado com vista a estabelecer metas para o reaproveitamento interno de calor e para as demandas de insumos energéticos externos, considerando limites mínimos, práticos e econômicos, de destruição de exergia. A partir da análise do caso base pelo MPE, e obedecendo a restrições quanto à extensão e profundidade das modificações, foram escolhidas cinco configurações alternativas para readaptação da instalação. A primeira alternativa (caso 2) foi proposta para avaliar a ociosidade do sistema no caso base, para uso nas análises subsequentes. Os casos 3 e 4 foram criados com o objetivo de aumentar a geração de potência elétrica, mas indicaram potencial de retorno econômico bastante restrito. Os casos 5 e 6 foram propostos para tratar do gargalo do sistema, nominalmente a capacidade da caldeira, de forma a permitir aumento de produção. Propondo a mínima intervenção na instalação, o caso 5 também não indicou potencial de retorno satisfatório. O caso 6, entretanto, mostrou que, desde que a seção de evaporação do caldo de cana seja modificada adequadamente e que seja aumentada a capacidade de recuperação do calor disponível em baixas temperaturas, a produção de açúcar e álcool pode ser aumentada em até 9,1% em relação ao caso base, sem prejuízo para a geração de potência elétrica.

Palavras-chave

- integração energética; integração de processos; método do ponto de estrangulamento; análise *pinch*; açúcar e álcool; cana-de-açúcar.

ABSTRACT

This case study shows the application of Process Integration methods, Pinch Analysis in particular, to the sugarcane industry. A large scale, modern sugar and alcohol plant with combined heat and power (CHP) generation capacity was chosen: study was performed upon 2007/2008 crop data from Usina Coruripe, Campo Florido, Brazil. Pinch technology was used to specify site targets for internal heat recovery as well as external utility demands, constrained to the lower, economically achievable exergy destruction. From pinch method results for the base case, and discarding large, deep modifications, a set of five alternatives were selected for system retrofit. The first one was proposed as a means to evaluate system's free time in the base case, which was used to support subsequent comparisons. Cases 3 and 4 were proposed to allow power generation increment, and did not prove worth implementing. Cases 5 and 6 were devised to deal with the plant bottleneck, namely the boiler capacity, and so to allow for production increment. With minimum modifications imposed to the plant, case 5 did not reach appreciable production gain. Case 6, however, showed that, provided the cane juice evaporation section be modified properly and low temperature heat recovery capability be increased, sugar and ethanol combined production can rise up to 9.1% relative to base case, without dropping electric power generation.

Keywords

- process integration; pinch analysis; pinch technology; sugarcane ethanol; sugarcane; bioethanol.

SUMÁRIO

LISTA DE FIGURAS	XIII
LISTA DE TABELAS.....	XV
LISTA DE ABREVIATURAS, SIGLAS E SÍMBOLOS	XVI
<i>Símbolos gregos e latinos.....</i>	<i>xvi</i>
<i>Siglas.....</i>	<i>xvi</i>
<i>Índices e subscritos.....</i>	<i>xvii</i>
<i>Unidades empregadas.....</i>	<i>xvii</i>
1. INTRODUÇÃO.....	1
1.1. SOBRE O PROJETO.....	1
1.2. RELEVÂNCIA DO CASO	1
1.3. INTEGRAÇÃO DE PROCESSOS (IP).....	3
1.4. VISÃO GERAL DO MÉTODO DO PONTO DE ESTRANGULAMENTO ENERGÉTICO (MPE).....	4
1.5. OBJETIVOS DESTES TRABALHOS	8
2. FABRICAÇÃO DE AÇÚCAR E ÁLCOOL.....	10
2.1. FABRICAÇÃO DE AÇÚCAR DE CANA.....	10
<i>A cana-de-açúcar</i>	<i>10</i>
<i>Moagem e tratamento do caldo.....</i>	<i>10</i>
<i>Evaporação e cristalização.....</i>	<i>11</i>
2.2. FABRICAÇÃO DE ÁLCOOL DE CANA-DE-AÇÚCAR	12
<i>Preparo do mosto e fermentação</i>	<i>12</i>
<i>Destilação.....</i>	<i>14</i>
3. MÉTODOS.....	17
3.1. MÉTODO DO PONTO DE ESTRANGULAMENTO ENERGÉTICO (MPE).....	17
<i>Introdução ao MPE.....</i>	<i>17</i>
<i>Determinação do ponto de estrangulamento pelo Método Tabular.....</i>	<i>26</i>
<i>Grade de correntes.....</i>	<i>33</i>
<i>Extração de dados.....</i>	<i>34</i>
<i>Integração de múltiplos processos (total site) e Perfil de Drenos e Fontes (SSSP).....</i>	<i>35</i>
<i>Metas gerais para cogeração e consumo de utilidades na instalação.....</i>	<i>37</i>
<i>Projetos de readaptação (retrofit).....</i>	<i>39</i>
<i>Integração de sistemas de evaporação (Kemp, 2007).....</i>	<i>43</i>
3.2. REVERSIBILIDADE, IRREVERSIBILIDADES E O CONCEITO DE EXERGIA	44
<i>Transferência de calor sob diferença de temperatura finita.....</i>	<i>44</i>
<i>Disponibilidade ou Exergia.....</i>	<i>45</i>
<i>Destruição de exergia em trocadores de calor</i>	<i>45</i>
3.3. SISTEMAS DE COGERAÇÃO	46
<i>Análise energética.....</i>	<i>46</i>

<i>Análise econômica</i>	48
3.4. OTIMIZAÇÃO.....	48
4. CONSIDERAÇÕES E HIPÓTESES	51
4.1. INVERSÃO DE SACAROSE NAS CORRENTES	51
4.2. DEPENDÊNCIA TEMPORAL	51
4.3. MISTURAS DE CORRENTES.....	51
4.4. ESCOLHA DE ΔT_{MIN}	52
4.5. QUEIMA DE BAGAÇO, GERAÇÃO ELÉTRICA E CONSUMO DE VAPOR	52
4.6. VALORES ATRIBUÍDOS À ENERGIA ELÉTRICA GERADA	53
4.7. ESQUEMAS DE PRODUÇÃO E RATEIO DE MATÉRIAS PRIMAS.....	53
4.8. PROPRIEDADES TERMODINÂMICAS DO CALDO DE CANA E SEUS DERIVADOS	54
4.9. LACUNAS NOS DADOS DE ENTRADA	54
4.10. HIPÓTESES CONSIDERADAS NAS MODIFICAÇÕES SIMULADAS.....	54
<i>Poder Calorífico Inferior (PCI) do bagaço</i>	54
<i>Qualidades dos produtos e insumos</i>	55
<i>Limites intrínsecos dos processos de produção</i>	55
<i>Estado do vapor de escape das turbinas</i>	55
<i>Capacidade de produção de vapor vivo</i>	56
<i>Capacidade ociosa</i>	56
<i>Eficiência dos conjuntos turbogeradores</i>	56
<i>Condições de operação dos evaporadores</i>	56
<i>Restrições na otimização da instalação</i>	56
5. RESULTADOS E DISCUSSÕES	58
5.1. CONCILIAÇÃO DOS DADOS E LEVANTAMENTO DO CASO BASE.....	58
<i>Conciliação e validação dos dados de entrada</i>	58
<i>Caracterização da instalação como encontrada: o caso base</i>	59
<i>Avaliação econômica preliminar</i>	62
5.2. APLICAÇÃO DO MPE	63
<i>Metas para consumo de utilidades e recuperação de calor na Usina</i>	63
<i>Causas do desvio em relação às metas para consumo de utilidades</i>	67
<i>Metas para geração elétrica na Usina</i>	68
5.3. SIMULAÇÃO DE CONFIGURAÇÕES ALTERNATIVAS	69
<i>Caso 2: Operação sem capacidade ociosa</i>	69
<i>Caso 3: Economia de vapor e aumento da geração elétrica</i>	70
<i>Caso 4: Economia de vapor e maximização da geração elétrica</i>	71
<i>Caso 5: Aumento da evaporação até o consumo completo do vapor de escape</i>	72
<i>Caso 6: Maximização da recuperação de calor com aumento de área de troca no EME</i>	72
<i>Notas sobre a simulação do caso 6</i>	75
5.4. AVALIAÇÃO TERMODINÂMICA DOS RESULTADOS DO MPE	75

6. CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES	77
6.1. SOBRE OS RESULTADOS	77
6.2. CONCLUSÕES GERAIS	78
6.3. RECOMENDAÇÕES	79
REFERÊNCIAS	80
APÊNDICE A. ALGORITMO DO MÉTODO TABULAR	A-1
APÊNDICE B. ENTRADAS E RESULTADOS DO MPE APLICADO AO CASO BASE.....	B-1
APÊNDICE C. GLOSSÁRIO DE TERMOS DA INDÚSTRIA DE AÇÚCAR E ÁLCOOL	C-1

LISTA DE FIGURAS

Figura 1.1. Esquema típico de produção industrial.	5
Figura 1.2. Produção dividida em etapas (a) e possível reaproveitamento de recursos (b).....	6
Figura 2.1. Fluxograma simplificado da fabricação de açúcar de cana (adaptado de Hugot, 1969).....	12
Figura 2.2. Fluxograma simplificado da fábrica de álcool (Salatino, 2007).	13
Figura 2.3. Equilíbrio de fases na mistura de etanol e água (adaptado de Binous, 2009).....	14
Figura 3.1. Representação gráfica das correntes de processo: o diagrama de cargas térmicas.	17
Figura 3.2. Solução trivial para o fornecimento de energia num processo simples.	19
Figura 3.3. Balanço energético num processo simples: solução da Primeira Lei sem interação entre correntes (a) e solução alternativa com recuperação interna de calor (b).....	19
Figura 3.4. Recuperação de calor em processo com duas correntes.....	20
Figura 3.5. Trocador de calor em contracorrente.	21
Figura 3.6. Recuperação de calor com $\Delta T_{\min} = 0$ (a) e com $\Delta T_{\min} > 0$ (b).	22
Figura 3.7. Custos de investimento, de operação e total, em função de ΔT_{\min} (adaptado de Linnhoff e Hindmarsh, 1983).	23
Figura 3.8. Ilustração da construção da CC quente, com algoritmo genérico para construção das CCs.	24
Figura 3.9. Construção da curva composta fria a partir dos dados das correntes frias.	24
Figura 3.10. Algoritmo para representação combinada das curvas compostas.	25
Figura 3.11. Potencial de recuperação de calor e metas para consumo de utilidades.	26
Figura 3.12. Apresentação de metas (a) e balanço energético em torno do ponto de estrangulamento (b).	26
Figura 3.13. Cascata térmica inviável para a recuperação de calor (a) e alternativa viável (b) (adaptadas de Kemp, 2007).	31
Figura 3.14. Etapas da construção da GCC e Algoritmo do Método Tabular.....	32
Figura 3.15. Grade de Correntes.....	34
Figura 3.16. Etapas da construção da SSSP.	36
Figura 3.17. Alocação típica de utilidades, com indicação de potencial para cogeração (a) e representação no eixo do Fator de Carnot (b).....	38
Figura 3.18. Exemplo de grade de correntes.	41
Figura 3.19. Balanço energético de sistemas típicos de cogeração (Kemp, 2007; Sirchis, 1990).....	47
Figura 3.20. Exemplo de configuração inicial (a) e configurações alternativas (b) e (c).....	49
Figura 5.1. Etapas da solução do balanço de massa e energia. Linhas tracejadas indicam os segmentos sujeitos a reiterações.	59
Figura 5.2. Fluxograma simplificado da instalação, incluindo moagem, evaporação e secagem (fábrica de açúcar), destilaria (fábrica de álcool) e sistema de cogeração.....	60
Figura 5.3. Evolução da composição da receita bruta da Unidade entre 2006 e 2009.	62

Figura 5.4. Curvas Compostas das fábricas de açúcar e de álcool no caso base.	65
Figura 5.5. GCCs dos processos e SSSP do sítio no caso base.	65
Figura 5.6. Perfis de fontes e drenos de calor do caso base.	66
Figura 5.7. Resumo da grade de correntes do caso base (aquecimento do caldo clarificado na fábrica de açúcar).....	67
Figura 5.8. Evaporador de múltiplos efeitos.	67
Figura 5.9. Metas de geração e cogeração para o caso base.....	68
Figura 5.10. Configuração alternativa do Caso 3, com a turbina de condensação em destaque.	70
Figura 5.11. Configuração alternativa do caso 4: regeneração de vapor com emprego de termocompressor.....	72
Figura 5.12. Esquema do EME e da cogeração nos casos 5 e 6.....	73

LISTA DE TABELAS

Tabela 1.1. Dados da produção energética da Usina e totais nacionais do setor.....	2
Tabela 3.1. Conjunto de três correntes para exemplo de aplicação do Método Tabular.....	29
Tabela 3.2. Cargas térmicas por intervalo de temperatura (Linnhoff e Flower, 1978a).	30
Tabela 3.3. Sistemas de cogeração típicos.	47
Tabela 5.1. Indicadores de desempenho da instalação no caso base.	61
Tabela 5.2. Principais correntes consideradas na análise do caso base (veja Fig. 5.2).	64
Tabela 5.3. Comparação dos resultados do caso 6.	74
Tabela B.1. Correntes de processo consideradas na análise do caso base.....	B-1
Tabela B.2. Correntes de processo consideradas na análise do caso base (cont.).....	B-2
Tabela B.3. Relatório resumido do MPE para o Caso Base.	B-3

LISTA DE ABREVIATURAS, SIGLAS E SÍMBOLOS

Símbolos gregos e latinos

α	calor ou potência que passa através do estrangulamento
B	exergia
c_p	calor específico a pressão constante
dm/dt	vazão de massa
δ	perdas
ΔT_{\min}	menor diferença de temperatura necessária para a troca de calor entre correntes
$\Delta T_{\text{sítio}}$	menor diferença de temperatura necessária para a troca de calor entre processos
E	energia total (interna, potencial e cinética)
h	entalpia específica
H	entalpia extensiva
η_b	eficiência térmica da caldeira
η_c	eficiência da máquina de Carnot
\dot{m}	vazão de massa
p	pressão
Q	calor transferido
R	constante do gás ideal
S	entropia
T	temperatura
T'	temperatura deslocada
U	energia interna
v	volume específico
\bar{v}	média do volume específico no sistema ou volume de controle
W	trabalho mecânico

Siglas

ATP	adenosina trifosfato (Perry e Green, 1999)
CC	curva composta do MPE
COM	combustível
DTMT	diferença de temperatura mínima do trocador de calor

EME	evaporador de múltiplos efeitos
GCC	grande curva composta do MPE
IP	Integração de Processos
MPE	Método do Ponto de Estrangulamento Energético
SSSP	perfil de drenos e fontes do MPE (<i>Site Source-Sink Profile</i>)
VAP	vapor de alta pressão
VBP	vapor de baixa pressão
VMAP	vapor de muito alta pressão
VV	vapor vegetal
VV _n	vapor vegetal gerado no <i>n</i> -ésimo estágio de concentração do caldo da cana-de-açúcar

Índices e subscritos

<i>amb</i>	ambiente de referência
<i>e</i>	estado de entrada
<i>f</i>	relativo a utilidades frias ou correntes frias
<i>n</i>	número inteiro não negativo
<i>q</i>	relativo a utilidades quentes ou correntes quentes
<i>rec</i>	relativo à recuperação de calor
<i>rev</i>	relativo a processo reversível
<i>s</i>	estado de saída
<i>u</i>	relativo a utilidades

Unidades empregadas

MWh	(= $10^6 \text{Js}^{-1} \times 3600 \text{s}$) empregada apenas para expressar quantidades de energia elétrica.
MW	(= 10^6Js^{-1}) empregada apenas para potência térmica, a menos que haja nota em contrário.
MW _e	(= 10^6Js^{-1}) empregada especificamente para designar potência elétrica.
MW _t	(= 10^6Js^{-1}) empregada especificamente para designar potência térmica.
kcal	(= $4,184 \times 10^3 \text{J}$) para transferências de calor, no balanço térmico de reações químicas.

1. INTRODUÇÃO

1.1. Sobre o projeto

O projeto desta dissertação foi elaborado depois que o autor teve acesso a um número de publicações sobre Integração Energética e Análise *Pinch* (Canmet, 2003; Gundersen, 2000; Kemp, 2007; Queiroz e Pessoa, 2005). O trabalho segue a linha de pesquisa sobre Avaliação de Sistemas Energéticos, do Programa de Pós-Graduação em Ciências e Técnicas Nucleares da UFMG.

Duas outras instalações industriais foram prospectadas, antes que a S.A. Usina Coruripe Açúcar e Álcool fosse escolhida como objeto deste estudo de caso. A disponibilidade de informações sobre a unidade, sua operação e dados de projeto, e, sobretudo, o interesse e a boa vontade dos colaboradores daquela empresa foram fatores decisivos nessa escolha.

Neste projeto a integração energética foi desenvolvida com o propósito de procurar e sugerir alternativas mais eficientes para o uso da energia na instalação estudada.

1.2. Relevância do caso

No que diz respeito ao desempenho econômico do setor, a integração energética pode reduzir o custo total de produção e melhorar o retorno financeiro, por meio do aumento da eficiência no uso da energia. E o resultado da integração é potencialmente mais importante nos segmentos onde o consumo de energia é mais intenso. No caso em estudo, a intensidade energéticaⁱ foi estimada em 7 MJ/US\$ⁱⁱ, ou seja, em valores de mercado do açúcar, do álcool e da energia elétrica, cada US\$1 produzido depende do consumo de energia correspondente a 7 MJ. Essa razão é comparável à média da economia brasileira, de 8,9 MJ/US\$, calculada a partir dos dados da Empresa de

ⁱ Intensidade energética é o indicador econômico que mede quantidade consumida de energia (proveniente de fontes primárias) por unidade do produto interno bruto (PIB) (Yokobori, 1997; Martin, 1992), e que também é utilizado para expressar a razão entre o consumo de energia e o valor produzido em cada setor ou segmento específico da economia (OTA, 1990), como é feito em Tolmasquim (1998) e Goldemberg (1996).

ⁱⁱ Foi considerado o valor energético do bagaço da cana e o valor total do açúcar, do álcool e da energia elétrica comercializados nas últimas safras, a preços médios de mercado.

Pesquisa Energética (EPE, 2007), e indica que a energia é de fato um insumo importante no desempenho econômico desse tipo de indústria.

Do ponto de vista do planejamento energético, o setor apresenta uma importante tendência de expansão da autoprodução de energia, em particular no Estado de Minas Gerais, onde em 2007 a capacidade instalada de geração elétrica atingiu 168,7 MW_e (EPE, 2008), com um aumento de 11,1% em relação ao ano anterior (EPE, 2007), com participação na capacidade total dos autoprodutores (5%) que ainda fica bem abaixo da média nacional (13,7%). A Tab. 1.1 trás um resumo sobre a produção energética da Usina, e mostra sua relevância em relação à produção nacional do setor.

Tabela 1.1. Dados da produção energética da Usina e totais nacionais do setor.

Insumo ou produto Energético	Produção/consumo da Usina	Produção/consumo nacional	Participação da Usina
Bagaço de cana-de-açúcar ¹	895×10 ³ t	134×10 ⁶ t	0,67%
Álcool carburante	159×10 ³ m ³	22,6×10 ⁶ m ³	0,70%
Geração elétrica ²	42,0 MW	2,60×10 ³ MW	1,61%

Fonte: Balanço Energético Nacional (EPE, 2008).

¹ Bagaço utilizado para fins energéticos.

² A capacidade da Usina foi comparada com a capacidade instalada de geração elétrica dos autoprodutores do setor de açúcar e álcool brasileiro.

Com relação ao meio ambiente e à gestão de recursos naturais, o aumento da eficiência energética tem normalmente efeitos ambientais positivos, já que está de modo geral associado com alguma redução na emissão de poluentes e/ou no consumo de recursos naturais não renováveis (Queiroz e Pessoa, 2005). No caso particular da indústria da cana, que tem um balanço de carbono excepcionalmente favorável (Macedo, 1998), a redução na necessidade de captação de água e na geração de efluentes líquidos são os benefícios ambientais mais evidentes do aumento da eficiência energética (Queiroz e Pessoa, 2005).

Finalmente, a eficiência no uso dos recursos energéticos é também do interesse do empreendedor do agronegócio, na medida em que favorece a lucratividade e/ou a continuidade das atividades num setor que é competitivo, com preços determinados pelo mercado (CEPEA, 2009). Uma instalação eficiente pode ainda extrair benefícios

econômicos a partir do viés ambiental, positivo, do uso eficiente da energia: na forma de incentivos fiscais ou pela redução do volume de multas por danos ambientais, por exemplo.

1.3. Integração de Processos (IP)

O termo Integração de Processos surgiu na década de 1980 e foi usado primeiramente para descrever atividades relacionadas ao desenvolvimento de sistemas industriais de produção. Pela definição da *International Energy Agency* (IEA), Integração de Processos são métodos gerais e sistemáticos para projetar sistemas de produção integrados, desde processos isolados até instalações completas, com ênfase no uso eficiente da energia e na redução de efeitos ambientais (Gundersen, 2000).

Oferecendo recursos para uma abordagem espacial, a Integração de Processos fica no contexto da Engenharia de Sistemas, ao lado da Avaliação de Ciclo de Vida, com recursos para abordagem temporal, e da Engenharia de Processos Integrados, dotada de teorias e ferramentas computacionais (Gundersen, 2000).

Embora o foco inicial da IP tenha sido a recuperação de calor, o seu alcance foi consideravelmente expandido para contemplar vários outros problemas de engenharia. Através de analogias, foi possível estender os conceitos e técnicas da recuperação de calor às pesquisas sobre transferência de massa em geral e, em particular, ao gerenciamento de recursos hídricos. A IP evoluiu ao ponto de constituir uma tecnologia para projeto estratégico e planejamento (Gundersen, 2000), com a qual é possível reduzir o custo de operação das instalações industriais, e também o custo de investimento, quando aplicada a projetos novos.

Aplicabilidade da IP

Entre as áreas de aplicação da IP estão (Canmet, 2003):

- planejamento, projeto e operação de processos e sistemas de utilidades;
- projetos novos;
- projetos de readaptação;
- aumento de eficiência e de produtividade (remoção de gargalos de produção);

- processos contínuos, semicontínuos e em bateladas;
- redução da emissão de gases de efeito estufa;
- redução do lançamento de efluentes líquidos;
- integração entre processos distintos e
- integração entre diferentes sistemas de utilidades.

No Brasil, a IP tem sido aplicada principalmente dentro dos domínios das Engenharias Química (Franco, 2001; Menon *et al.*, 2001) e Mecânica (Higa, 2003; Ensinas, 2008).

Métodos para IP

Os métodos para IP são classificados principalmente em relação ao emprego que fazem da heurística, da termodinâmica e das técnicas de otimização. A aplicação combinada desses recursos também é frequente na solução de problemas: a abordagem heurística pode ser usada para reduzir as alternativas estruturais de um projeto, de forma que o problema restante possa ser tratado mais facilmente com técnicas de otimização (Gundersen, 2000).

A Análise *Pinch*, ou Método do Ponto de Estrangulamento Energético (MPE) (Queiroz e Pessoa, 2005) e a Análise Exergética são métodos de IP baseados na termodinâmica. Análise Hierárquica e Inteligência Artificial são abordagens baseadas na aplicação de lógica difusa (*fuzzy*). E os métodos de otimização podem ser classificados entre determinísticos (programação matemática) e estocásticos (simulação de têmpera, algoritmos genéticos, etc.) (Gundersen, 2000; Lewin *et al.*, 1998).

O MPE foi o método de IP aplicado ao longo deste trabalho.

1.4. Visão geral do Método do Ponto de Estrangulamento Energético (MPE)

Na indústria, normalmente a engenharia procura otimizar o uso dos recursos de uma maneira pontual (num equipamento específico, numa etapa de processo, etc.) Entretanto, podem ser encontradas configurações alternativas, radicalmente diferentes e muito vantajosas se o processo industrial for projetado e operado como um todo, e não como partes individuais e isoladas (EPRI, 2009). O MPE é um meio para busca, análise e avaliação dessas alternativas.

Minimização de custos pelo reaproveitamento de recursos

A busca pela rentabilidade é uma constante na indústria. Mas, para maximizar o retorno econômico é preciso minimizar o custo total dos produtos, seja produzindo mais com os mesmos recursos, produzindo a mesma quantidade e consumindo menos, ou praticando uma combinação das duas táticas.

De maneira geral, processos industriais (Fig. 1.1) consomem alguma quantidade de insumos de alta qualidade (matéria-prima, combustível, energia elétrica, etc.) e descartam algum rejeito de mais baixa qualidade (efluentes líquidos, emissões gasosas, rejeito sólido, calor, etc.). O MPE provê os instrumentos necessários para a análise e a otimização do uso desses recursos, levando em conta que seus custos variam em função das quantidades e das qualidades demandadas.

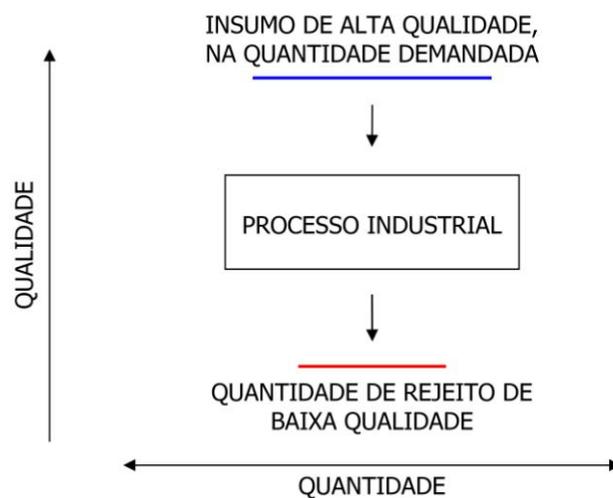


Figura 1.1. Esquema típico de produção industrial.

O objetivo primário do MPE (descrito no Cap. 3) é indicar as situações onde o rejeito de uma etapa da produção possa suprir parte das necessidades de outra etapa (Fig. 1.2). E o aproveitamento dessas oportunidades garante a minimização da demanda por recursos externos (insumos), que tem relação direta com o custo de produção.

Quando o insumo considerado é a energia na forma de calor, a qualidade exigida pode ser medida pela temperatura em que o calor deve ser transferido (veja Seção 3.2). Esse é um caso particularmente importante neste trabalho.

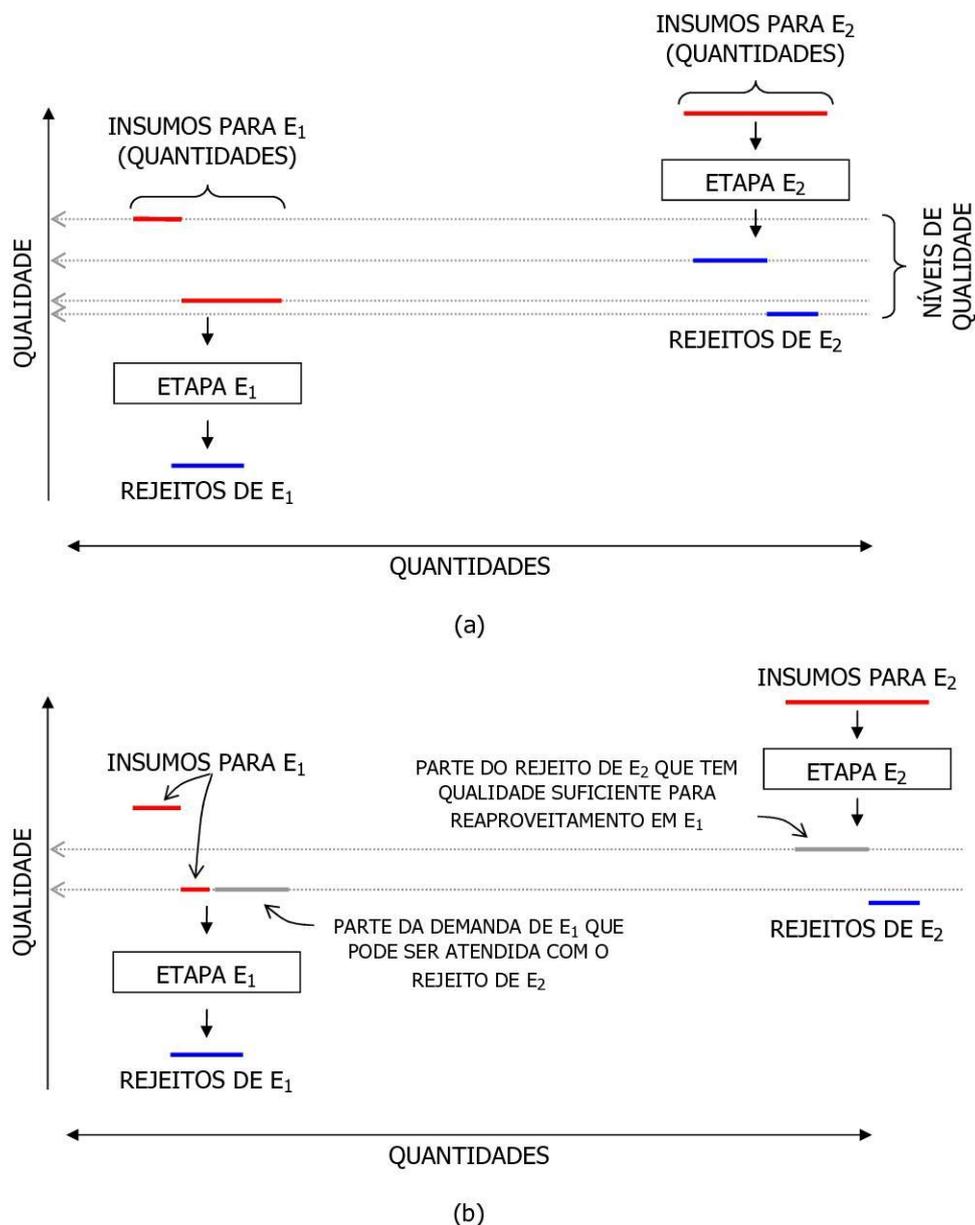


Figura 1.2. Produção dividida em etapas (a) e possível reaproveitamento de recursos (b).

Energia, economia e meio ambiente (Canmet, 2008)

Embora a energia seja fundamental para a atividade econômica, sua importância é frequentemente menosprezada na corrida pela lucratividade. Mais recentemente, entretanto, a questão da eficiência energética tem recebido atenção cada vez maior. Essa mudança de comportamento é causada por acontecimentos como a desregulamentação do mercado de energia, os aumentos nas tarifas e a constatação dos efeitos dos gases de combustão (rejeito associado com o uso de energia) sobre o clima do planeta.

Oportunidades para aplicação (Canmet, 2008)

As fases de projeto de processo (instalação nova) e de planejamento de modificações importantes (readaptação com custo de investimento expressivo) são os momentos mais oportunos para a aplicação do MPE.

No projeto de novas instalações há maior potencial de ganho, já que as unidades pré-existentes normalmente apresentam, nos projetos ou nos processos, restrições que não podem ser removidas a custo viável.

Nos projetos de readaptação, o MPE pode ser empregado com o objetivo de maximizar o retorno do capital investido. O método permite inclusive a avaliação de múltiplas modificações simultâneas e a escolha de alternativas consistentes e sinérgicas.

Em qualquer caso, o MPE agrega maior valor quando aplicado a instalações grandes e complexas, onde as abordagens mais tradicionais (análise exergética, por exemplo) consumiriam mais tempo e recursos.

MPE aplicado ao uso da energia (Gundersen, 2000)

Aplicado ao consumo de energia, o método permite estabelecer metas para um processo em particular ou para a instalação como um todo, seja do consumo total ou por tipo de insumo (vapor de baixa pressão, de alta pressão, água de refrigeração, etc).

Para se aproximar das metas, o projeto (ou a instalação já existente) normalmente precisa passar por algum tipo de modificação. Nesses casos, o MPE provê diretrizes para a busca de alternativas consistentes e eficazes.

A partir das metas de consumo, e desde que sejam conhecidas as demandas correntes e os tipos de insumos disponíveis, pode-se determinar o retorno econômico alcançável por meio da otimização do projeto ou da instalação.

Ferramentas computacionais

O uso de ferramentas computacionais é normalmente necessário para acelerar o processamento e a análise da grande quantidade de dados envolvida na aplicação do

MPE. PinchExpress, SuperTarget e Aspen Pinch são exemplos de pacotes comerciais desenvolvidos com este objetivo.

Histórico de resultados

O MPE é reconhecido e aprovado nos setores químico, petroquímico e de refino de petróleo, celulose e papel, alimentos e bebidas, aço e metalurgia (Canmet, 2008).

As principais razões para o sucesso do MPE são a simplicidade dos conceitos que fundamentam o método e os bons resultados que têm sido obtidos com a sua aplicação: tipicamente, o MPE tem permitido redução no consumo de energia entre 10% (refino de petróleo, ferro e metalurgia) e 35% (alimentos e bebidas) (Canmet, 2008).

Aplicações não energéticas

O MPE também tem sido adaptado e aplicado a sistemas de natureza diversa, tendo como objetivo a redução do consumo de água e da geração de efluentes, por exemplo. De maneira mais geral, o método é aplicável a qualquer problema que possa ser definido em termos de quantidades (calor, massa, etc.) com qualidades associadas (temperatura, concentração, etc.) (Gundersen, 2000). Em todos os casos, o MPE permite uma visão sistêmica em relação às possibilidades de reaproveitamento de recursos.

1.5. Objetivos deste trabalho

Primeira Lei e Segunda Lei da Termodinâmica

O objetivo inicial do trabalho foi analisar a instalação escolhida segundo os vários aspectos do uso da energia:

- avaliar as diversas etapas de produção quanto à geração e consumo de energia (balanço energético),
- e também quanto à produção de irreversibilidades (destruição de exergia).

Integração de Processos

O trabalho tem também o objetivo de estabelecer valores de referência e avaliar comparativamente o desempenho e a eficiência do sistema em estudo, no que diz

respeito ao uso da energia. Ao longo do texto essas bases serão chamadas simplesmente de **metas**, que são essencialmente os limites tangíveis de desempenho nas condições encontradas ou simuladas.

Para perseguir esse objetivo foram empregados os métodos da Integração de Processos, em particular o Método do Ponto de Estrangulamento Energético, ou MPE.

Modificações e simulações

O objetivo final foi produzir um conjunto reduzido de recomendações direcionadas para o aumento da eficiência global da unidade, incluindo mudanças na configuração dos processos, dos equipamentos ou de ambos, que deste ponto em diante serão chamadas apenas de **alternativas**.

Avaliação Econômica

O texto contém relevantes resultados preliminares sobre o retorno econômico das modificações simuladas, que serão comentados oportunamente. A avaliação econômica mais aprofundada foi deixada como recomendação para trabalho futuro.

Escopo

Esta dissertação foi escrita como parte dos requisitos do Departamento de Energia Nuclear para concessão do título de Mestre em Ciências e Técnicas Nucleares.

2. FABRICAÇÃO DE AÇÚCAR E ÁLCOOL

2.1. Fabricação de açúcar de cana

A cana-de-açúcar

A cana-de-açúcar é uma gramínea considerada altamente eficiente na conversão de energia radiante (da luz do Sol) em energia química (síntese de carboidratos): a planta tem metabolismo fotossintético do tipo C₄ e é capaz de fixar até 10 g de CO₂ por m² de área foliar, por hora (Rodrigues, 1995).

A cana tem uma parte lenhosa (fibras de celulose, hemicelulose e lignina), que normalmente é aproveitada para fins energéticos. No caso estudado, as fibras somam 13% da massa processada, e a combustão deste material pode gerar energia mais do que suficiente para atender à demanda das fábricas.

Mas o valor econômico da planta é determinado principalmente pelo seu teor de sacarose, cuja média varia entre 11 e 13% nos caules, ou colmos. (Na safra estudada, a cana processada pela Usina tinha teor médio de sacarose igual a 15%).

Moagem e tratamento do caldo

A parte mais rica em açúcares (o suco ou caldo) é separada na moagem: primeiro a cana cortada é lavada, para remoção dos resíduos de terra e outras impureza, depois ela é picada de forma a romper as células do tecido vegetal e facilitar a extração do caldo por esmagamento (preparo da cana). Por fim, a extração do caldo é feita pela compressão da cana preparada em rolos de moendas.

Separadas do caldo pela compressão nos conjuntos de rolos, ou ternos, as fibras sempre retêm alguma quantidade de caldo. Para aumentar a eficiência da extração e minimizar as perdas, a cana moída pode ser forçada através de seguidos rolos de moendas. O número de conjuntos nessa sequência tem um limite prático, entretanto (Hugot, 1969), e para minimizar a perda de sacarose é feita a embebição, a adição de água na passagem pelos últimos ternos de moendas. Assim, o caldo que segue no bagaço carrega menor quantidade de açúcares e representa menor perda para o processo.

Imediatamente após a moagem, aditivos químicos (CaO e ou Ca(OH)_2) são adicionados ao caldo para neutralizar o pH, compensar o efeito da diluição e retardar o processo de degradação da sacarose, a conversão em glicose e frutose, que acontece na presença de água. O caldo usado na fabricação de açúcar é preferencialmente aquele obtido dos primeiros ternos de moendas, sem adição de água de embebição (no caso estudado, com teor de matérias secas de 19%).

Na purificação do caldo são utilizados meios químicos (adição de polímeros) e físicos (aquecimento e evaporação instantânea (*flash*)), para liberar gases dissolvidos, acelerar a coagulação e floculação de colóides, a emulsificação de graxas e a separação de partículas sólidas (Prati *et al.*, 2005; Hugot, 1969).

O caldo tratado é bombeado para tanques de decantação. O precipitado (lodo) é filtrado em prensas e/ou tambores rotativos a vácuo. Antes do final da filtragem, alguma água é aspergida nos sólidos, para diluir o caldo nos resíduos e minimizar as perdas de açúcar. O líquido filtrado é enviado de volta para os decantadores, para reciclagem. Os sólidos retidos formam a torta de filtro, que é rica em enxofre e é normalmente utilizada na lavoura como fertilizante.

O caldo tratado e purificado recebe o nome de **clarificado** e passa para as etapas seguintes do processo (Fig. 2.1).

Evaporação e cristalização

Na fabricação do açúcar VHPⁱ, que deve apresentar teor de sacarose acima de 99%, é preciso separar os outros componentes do caldo clarificado. Como os açúcares presentes não são voláteis, esta separação é feita por evaporação, e normalmente começa com o emprego de um evaporador de múltiplos estágios, ou efeitos (EME).

O produto que sai dos evaporadores é um xarope viscoso, com teor de sacarose próximo de 50%. E a evaporação continua nas calandras, ou cozedores, até a saturação da solução e a formação de cristais, o que acontece com concentração de sacarose acima de 64% (Hugot, 1969). A massa resultante, parcialmente cristalizada, passa por centrífugas

ⁱ Sigla para *Very High Polarization*, deixada sem tradução porque é a designação comercial do açúcar de alta pureza produzido para o mercado internacional (veja glossário no Apêndice C).

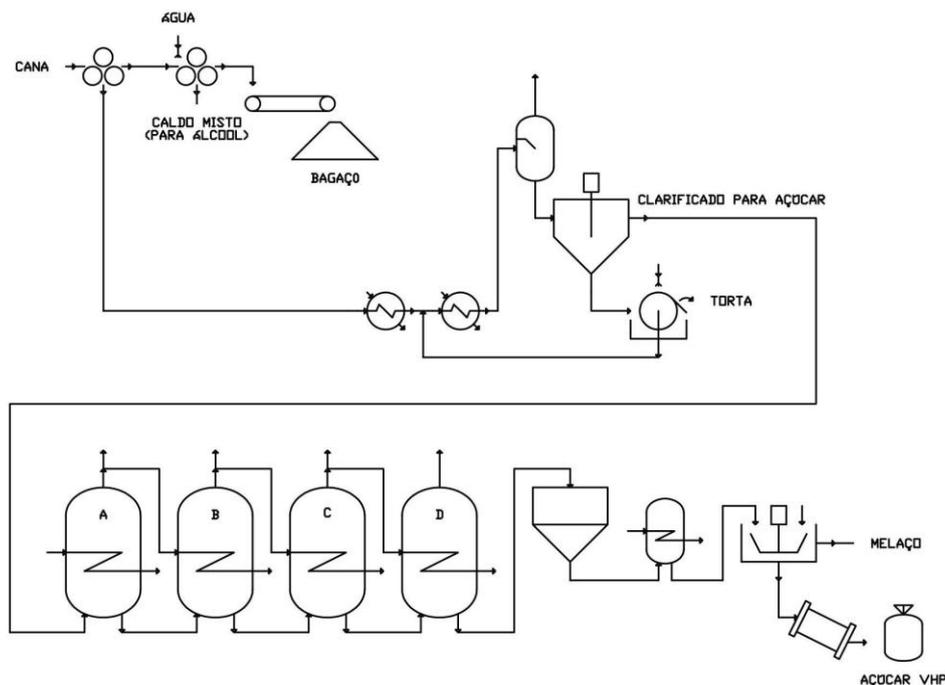


Figura 2.1. Fluxograma simplificado da fabricação de açúcar de cana (adaptado de Hugot, 1969).

onde os cristais são lavados e separados para posterior secagem a quente. A parte não cristalizada ainda contém sacarose, e pode ser enviada de volta aos cozedores, para reciclagem.

A parte da massa que sai do processo sem cristalizar (Fig. 2.1) é o melação, rico em glicose e frutose. Este coproduto tem aplicação na indústria de alimentos, mas no caso em estudo é utilizado como fonte de açúcares para a fermentação, na fábrica de álcool.

2.2. Fabricação de álcool de cana-de-açúcar

A fabricação do álcool carburante começa no preparo do mosto, que é uma solução de açúcares com concentração controlada de forma a favorecer o processo biológico da fermentação alcoólica.

Preparo do mosto e fermentação

Na composição do mosto entram melação (coproduto da fábrica de açúcar) e caldo misto clarificado, obtido da mistura do caldo da cana com a água de embebição da moagem (Fig. 2.2). Esse último é tratado e purificado de maneira semelhante ao caldo para açúcar (Seção 2.3).

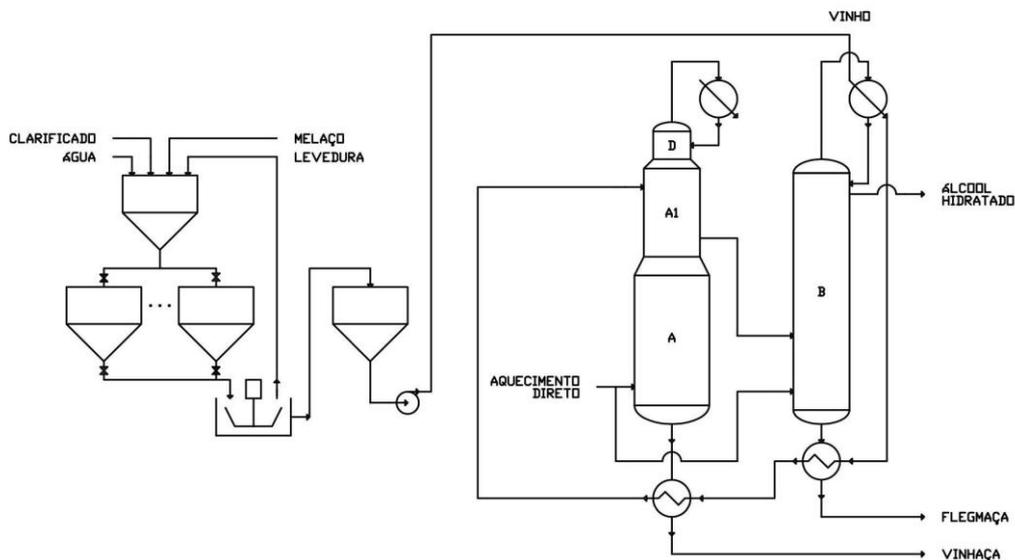
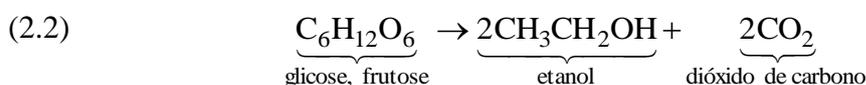
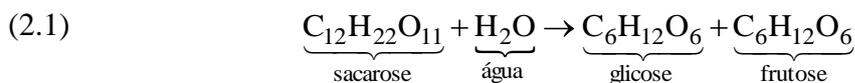


Figura 2.2. Fluxograma simplificado da fábrica de álcool (Salatino, 2007).

O mosto preparado é transferido para um conjunto de dornas (Fig. 2.2), onde a fermentação é provocada pela adição de leveduras. Esses microrganismos são fungos, e os mais utilizados na produção de álcool são do gênero das *Saccharomyces* (Porto, 2005). No seu metabolismo, eles consomem açúcares fermentescíveis (glicose e frutose, presentes no mosto e também obtidas da sacarose) e produzem principalmente etanol e dióxido de carbono. As Eqs. 2.1 a 2.3 mostram os balanços simplificados de massa e energia das reações envolvidas (Perry e Green, 1999; Wall *et al.*, 2008).



Nesta fase, a mistura é resfriada para manter a temperatura e evitar a degeneração da levedura. Normalmente, a fermentação consome os açúcares e se completa em até 24 horas. O seu produto é chamado de vinho, ou apenas fermentado, e tem teor alcoólico entre 8% e 10% em volume (Wall *et al.*, 2008).

Terminada a fermentação, a levedura é separada do vinho por centrifugação. Ela recebe tratamento químico para correção do pH, e passa por processos de defloculação e controle de infecções bacterianas (com adição de ácido sulfúrico), antes de ser reutilizada nas bateladas seguintes.

Destilação

O vinho centrifugado contém água, etanol, CO_2 e, em quantidade muito menor, sais diluídos e sólidos em suspensão. A separação do etanol é feita em colunas de destilação, que funcionam baseadas na diferença entre as concentrações de etanol das fases de líquido e de vapor da mistura. Em condições de equilíbrio, e para concentrações molares abaixo de 89,4%, o etanol é mais abundante no vapor e menos no líquido (Perry e Green, 1999). A Fig. 2.3 (adaptada de Binous, 2009) mostra a curva de equilíbrio de concentração em função da temperatura (Fig. 2.3(a)) e a curva da razão entre as concentrações (Fig. 2.3(b)).

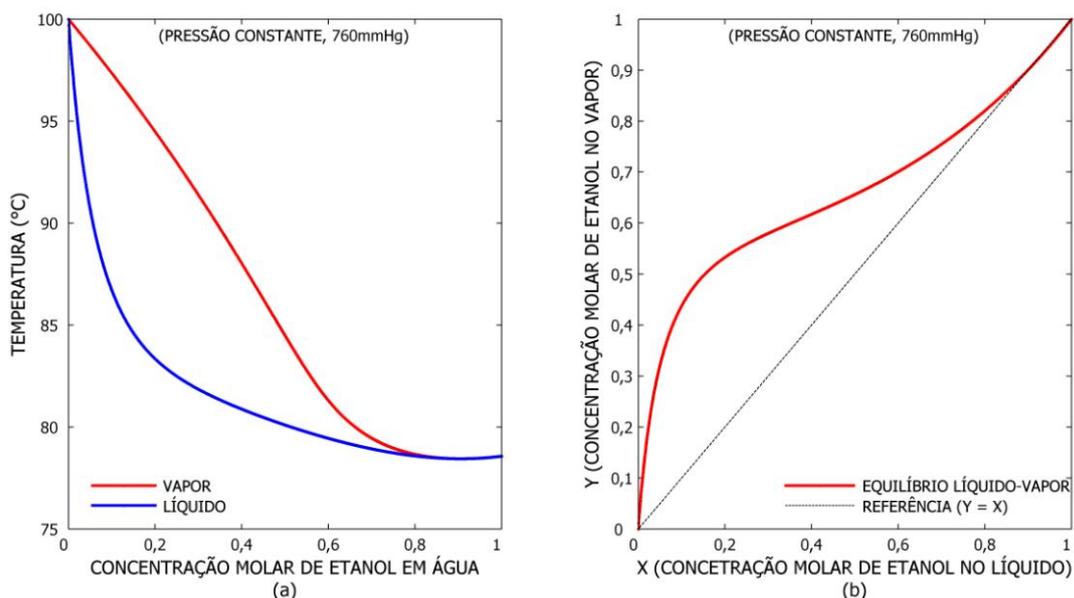


Figura 2.3. Equilíbrio de fases na mistura de etanol e água (adaptado de Binous, 2009).

A alimentação de vinho é normalmente feita numa posição intermediária da coluna (Fig. 2.2), o que define uma seção de retificação (acima) e uma seção de esgotamento (abaixo). Uma parte da mistura que chega à base da coluna, mais empobrecida em etanol, é descartada como efluente do processo (vinhaça ou vinhoto). A parte que permanece na coluna recebe calor ao passar por um refeedor (ou por contato direto

com vapor injetado) e volta a evaporar. Na sua ascensão, os vapores produzidos transferem calor às correntes de condensados, descendentes, e inclusive ao vinho alimentado.

A concentração de etanol cresce com a altura a partir da base, e no topo da coluna os vapores mais frios e mais concentrados são condensados e parcialmente reciclados. A recirculação (ou refluxo) da mistura é necessária para manter o processo contínuo e é feita numa taxa que depende do número de estágios da coluna e das concentrações da alimentação (vinho) e do produto desejado (álcool ou flegma), ficando tipicamente entre 4,0 e 4,6 (Almeida, 1985).

Etanol e água formam um azeotrope, com uma temperatura mínima de ebulição de 78,15°C (Fig. 2.3): quando a concentração de etanol chega a 95,58% em massa no vapor, ela fica idêntica à concentração no líquido. Por isto, na destilação binária não é possível concentrar o etanol acima deste limite. Mas, para ser comercializado como álcool etílico anidro combustível, o produto deve apresentar concentração de etanol igual ou superior a 99,3% INPM (massa por massa) (ANP, 2005). Portanto, para a produção de álcool anidro é necessária uma etapa adicional de separação, que é feita tipicamente em colunas de desidratação, onde o azeotrope água-etanol é quebrado pela adição de ciclo-hexano, na quantidade aproximada de 1 kg/m³ de álcool anidro produzido (Wall *et al.*, 2008).

Na instalação estudada, a seção de destilação foi modificada para maximizar a produção de álcool hidratado (com aproximadamente 94% de etanol, em massa), por isso a etapa de desidratação foi suprimida.

A quantidade de vinhaça produzida na destilação pode variar entre 10 e 18 litros por litro de álcool produzido, e depende principalmente da graduação alcoólica do vinho e da tecnologia empregada nas colunas, isto é, se empregado aquecimento com vapor direto ou indireto. O seu conteúdo de sólidos também varia bastante (na literatura são reportados teores de sólidos totais desde 23g até 80g por litro de vinhaça) e depende principalmente da proporção entre melão e caldos usados no preparo do mosto (Silva *et al.*, 2007).

Por fim, depois de resfriada, a vinhaça é transportada, normalmente por canais abertos, e utilizada na irrigação e fertilização das lavouras.

3. MÉTODOS

3.1. Método do ponto de estrangulamento energético (MPE)

Introdução ao MPE

Correntes de processo e o diagrama de cargas térmica

Num processo industrial típico, de maneira geral cada etapa de produção exige algum tipo de transferência de energia, frequentemente associada com algum tipo de escoamento de massa. No contexto do Método do Ponto de Estrangulamento Energético (MPE) (Linnhoff e Flower, 1978a), **corrente fria** é o material que escoar sem sofrer alteração química e que precisa receber calor (Kemp, 2007) para que o processo seja mantido. Analogamente, **corrente quente** é o material que escoar sem alteração química e que precisa ceder calor.

No **diagrama de cargas térmicas** (Linnhoff e Flower, 1978b; Kemp, 2007), cada corrente de processo é caracterizada pela quantidade de calor que rejeita ou que recebe (**carga térmica**) em cada intervalo de temperatura (Fig. 3.1), o que por sua vez deve ser calculado a partir de medições diretas (temperatura, pressão, vazão, etc., no caso de instalação preexistente), das especificações do projeto, da simulação dos processos (Canmet, 2008) e/ou das soluções do balanço de massa de energia (Kemp, 2007).

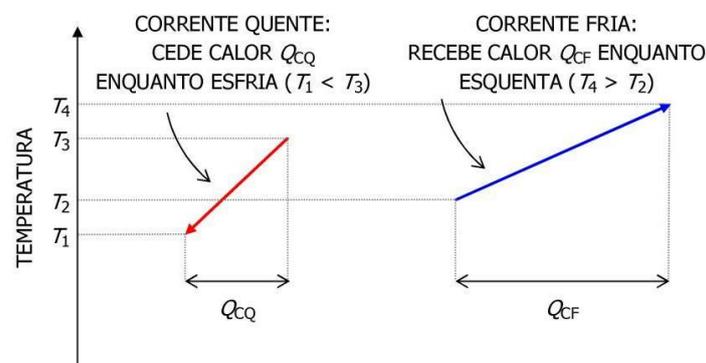


Figura 3.1. Representação gráfica das correntes de processo: o diagrama de cargas térmicas.

Demandas

Da mesma forma que representa as cargas térmicas (quantidades) e o perfil de temperaturas (qualidade) da energia que deve ser liberada (ou consumida) pelas correntes de processo, o diagrama da Fig. 3.1 também representa a quantidade e a qualidade das fontes frias (ou quentes) exigidas pelo processo, que neste trabalho serão referidas como demandas energéticas (Queiroz e Pessoa, 2005), ou apenas **demandas**.

Utilidades

No contexto da integração de processos, o termo *utility*ⁱ é frequentemente usado na referência a qualquer concessionária de serviços públicos, e os próprios serviços (energia elétrica, água, etc.) são frequentemente chamados *utilities*ⁱⁱ. Em publicações na língua portuguesa, como em Queiroz e Pessoa (2005), por exemplo, o termo utilidades tem sido empregado como tradução de *utilities*. Seguindo esta prática, e adotando a definição estabelecida em Kemp (2007), **utilidade** será o nome usado nesta dissertação para designar cada um dos insumos distribuídos dentro da instalação e necessários para a manutenção dos processos (cada tipo de vapor, água para resfriamento, etc.)

Adicionalmente, quando uma utilidade for empregada para fornecer calor às correntes de processo, ela será chamada **utilidade quente**, e quando for empregada para remover calor, ela será chamada **utilidade fria**.

Recuperação de calor

A princípio, todo calor demandado num processo pode ser provido pelas utilidades quentes, assim como todo calor rejeitado pode ser removido pelas utilidades frias (Fig. 3.2). Existem, entretanto, razões para que o consumo de utilidades seja tão reduzido quanto possível: o consumo excessivo de energia gera externalidades negativas (Mankiw, 2005), porque está diretamente associado com a emissão de poluentes (Canmet, 2008; Queiroz e Pessoa, 2005); e ainda limita a margem de lucro ou a

ⁱ *Public Utility*: organização privada sujeita a regulação governamental, que provê para o público produto ou serviço essencial, como água, energia elétrica, transporte ou telecomunicações (Public Utility, 2006).

ⁱⁱ *Utilities*: produtos ou serviços, como energia elétrica, água, ou transporte público, que são fornecidos pelas empresas concessionárias (Utilities, 2006).

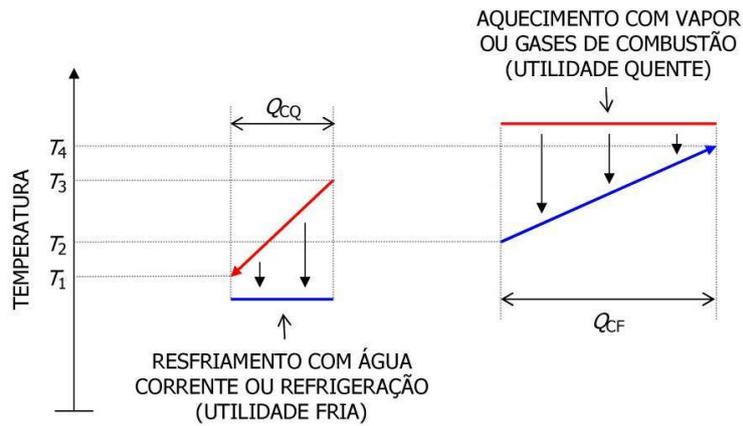
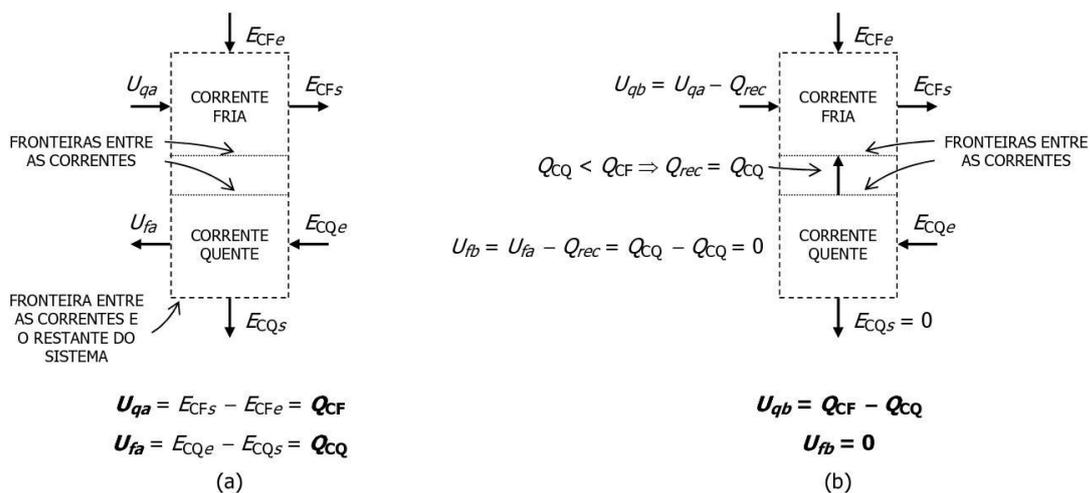


Figura 3.2. Solução trivial para o fornecimento de energia num processo simples.

competitividade do negócio, na medida em que o custo das utilidades consumidas pesa sobre o custo total de operação da instalação.

A Fig. 3.3 mostra o balanço energético do exemplo anterior (Fig. 3.2): se for possível reutilizar alguma parte do calor rejeitado pelas correntes quentes para prover uma fração do calor exigido pelas correntes frias (Fig. 3.3b), então o consumo de utilidades (quentes e frias) pode ser reduzido.



Na figura,

U são as utilidades quentes (subscrito q) ou frias (f) consumidas para manter o processo nas configurações (a) e (b);

E é a energia associada a cada corrente, no estado de entrada (subscrito e) ou de saída (s);

Q é o calor transferido (Fig. 3.2) para as correntes frias (CF) ou pelas correntes quentes (CQ);

O subscrito rec indica o calor recuperado internamente na configuração (b);

Figura 3.3. Balanço energético num processo simples: solução da Primeira Lei sem interação entre correntes (a) e solução alternativa com recuperação interna de calor (b).

A satisfação da Primeira Lei da Termodinâmica é condição necessária, mas não é suficiente para garantir que a configuração alternativa da Fig. 3.3b seja termodinamicamente viável. Em consequência da Segunda Lei, a transferência de calor da corrente quente para a corrente fria (recuperação de calor, Q_{rec} na Fig. 3.3b) somente pode ocorrer enquanto a temperatura da primeira for superior à temperatura da última (Moran e Shapiro, 2000).

O ponto de estrangulamento

A Fig. 3.4 ilustra uma situação em que a Segunda Lei determina a existência de um **ponto de estrangulamento** (Linnhoff e Hindmarsh, 1983) e limita a quantidade recuperável de calor. A região sombreada destaca o intervalo em que a corrente quente se sobrepõe à corrente fria e onde estão atendidas duas importantes condições para a recuperação de calor: (1) a temperatura da corrente quente é superior à da corrente fria naqueles pontos e (2) todo calor exigido pela corrente fria está disponível na corrente quente naquele intervalo.

Metas: máxima recuperação de calor e mínimo consumo de utilidades

O diagrama de cargas térmicas da Fig 3.4 ilustra a condição de máxima recuperação interna de calor (Q_{rec}), que minimiza a demanda por utilidades (U_{fmin} e U_{qmin}) contemplando as restrições termodinâmicas da Primeira Lei e da Segunda Lei. No MPE, Q_{rec} , U_{fmin} e U_{qmin} são de modo geral chamados de **metas energéticas**, ou simplesmente **metas** (Queiroz e Pessoa, 2005).

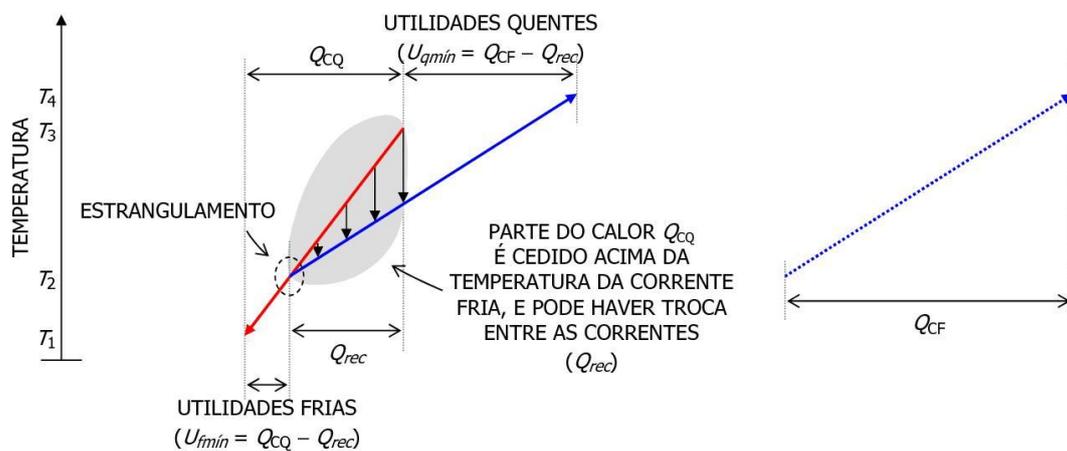


Figura 3.4. Recuperação de calor em processo com duas correntes.

Trocadores de calor

De maneira geral, um processo de produção pode exigir transferências de energia (calor) com preservação das propriedades químicas das correntes e sem intercâmbio de massa (mistura entre correntes e/ou utilidades). Trocadores de calor (Incropera e DeWitt, 1985) são dispositivos construídos com essa finalidade (Fig. 3.5).

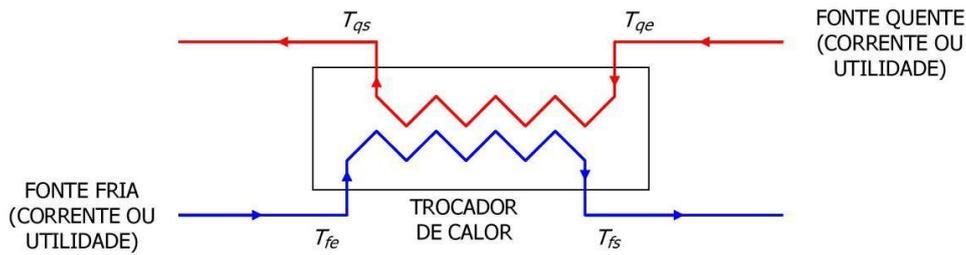


Figura 3.5. Trocador de calor em contracorrente.

Se a fonte quente e a fonte fria escoam dentro do trocador em sentidos opostos (em contracorrente) e sem mudanças de fase (Fig. 3.5), então a taxa de transferência de energia (potência térmica, \dot{Q}) depende do coeficiente global de transferência de calor (U), da área efetiva de troca (A) e da média logarítmica das diferenças de temperatura entre fonte quente e fonte fria (ΔT_{ml}) (Incropera e DeWitt, 1985):

$$(3.1) \quad \dot{Q} = UA\Delta T_{ml}, \text{ onde}$$

$$(3.2) \quad \Delta T_{ml} = \frac{(T_{qe} - T_{fs}) - (T_{qs} - T_{fe})}{\ln\left(\frac{T_{qe} - T_{fs}}{T_{qs} - T_{fe}}\right)},$$

e T_{qe} é a temperatura de entrada da fonte quente (corrente ou utilidade) (Fig. 3.5) e T_{qs} a sua temperatura de saída, T_{fe} é a temperatura de entrada da fonte fria (corrente ou utilidade) e T_{fs} a sua temperatura de saída.

Pela introdução do fator de correção F , cujo valor é tabelado em função das condições de operação e do tipo de trocador, a Eq. 3.1 pode ser modificada (Eq. 3.3) para aplicação a outros tipos de trocas de calor (Kemp, 2007):

$$(3.3) \quad \dot{Q} = UAF\Delta T_{ml}, \text{ onde } F < 1.$$

Mínima diferença de temperatura para a transferência de calor, ΔT_{\min}

Do ponto de vista da Segunda Lei, a troca de calor mais eficiente é aquela que se desenvolve entre corpos com diferença infinitesimal de temperatura ($\Delta T \rightarrow 0$), num processo reversível (Moran e Shapiro, 2000). Nesse caso, a transferência ou é extremamente lenta ($\dot{Q} \rightarrow 0$ na Eq. 3.1) ou exige uma área de troca absurdamente grande ($A \rightarrow \infty$ na Eq. 3.1). Mas em sistemas industriais de produção, de maneira geral \dot{Q} e A estão sujeitas a restrições de ordem econômica: a potência deve ser alta o bastante para permitir que a produção se dê em escala comercialmente viável, e a área de troca deve ser suficientemente pequena para que o custo do trocador seja compatível com o tempo esperado para retorno do capital investido (Kemp, 2007).

Para evitar a declaração de metas economicamente inviáveis, na aplicação do MPE deve ser estabelecido um valor mínimo de diferença de temperatura (ΔT_{\min}) tal que a recuperação de calor seja praticável, ou seja, um ΔT_{\min} (Fig. 3.6) suficientemente maior do que zero para que a potência requerida seja transferida na área de troca disponível (Linnhoff e Flower, 1978a).

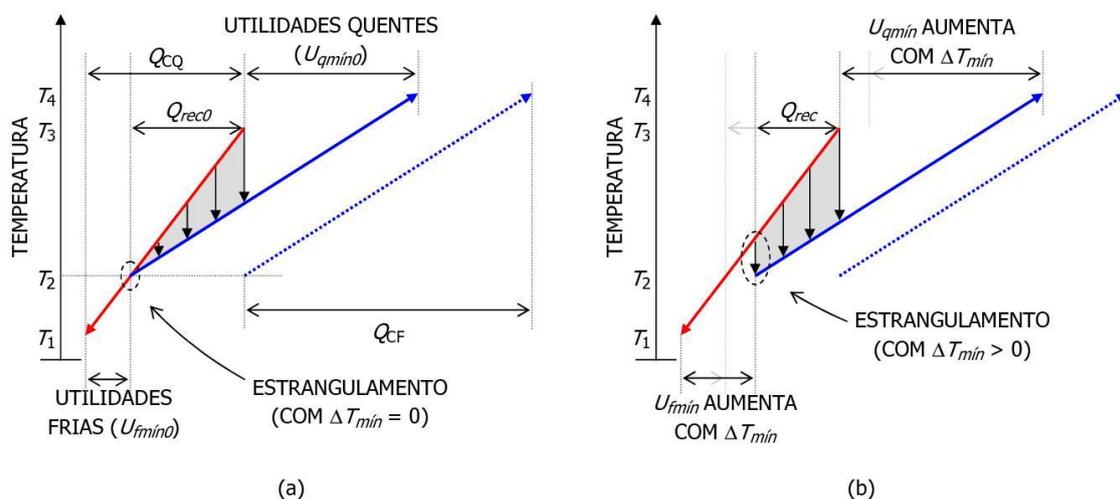


Figura 3.6. Recuperação de calor com $\Delta T_{\min} = 0$ (a) e com $\Delta T_{\min} > 0$ (b).

Análise de sensibilidade para escolha de ΔT_{\min} , Supertargeting

Ainda pela comparação das Figs. 3.6(a) e (b) fica evidente que a quantidade recuperável de calor (Q_{rec}) diminui e o sistema se afasta do processo ideal (reversível) à medida que o ΔT_{\min} admitido na recuperação for aumentado. De fato, ΔT_{\min} é um parâmetro que deve ser ajustado de forma a estabelecer um equilíbrio econômico entre recuperação de calor e consumo de utilidades, que são itens relacionados ao custo de operação, e a respectiva necessidade de área de troca de calor, que é item relacionado ao custo de investimento (Linnhoff e Ahmad, 1989, 1990).

A Fig. 3.7 mostra a forma geral das curvas de custo de investimento, custo de operação e custo total em função do ΔT_{\min} praticado: a curva do custo total normalmente apresenta um ponto de mínimo (Kemp, 2007). Essa característica fundamenta o procedimento *Supertargeting* (Linnhoff e Ahmad, 1989), que no contexto do MPE é uma ferramenta de busca do ΔT_{\min} que maximiza o retorno econômico do sistema analisado.

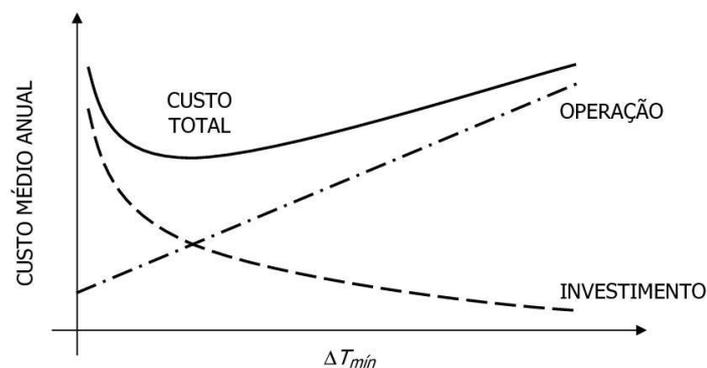


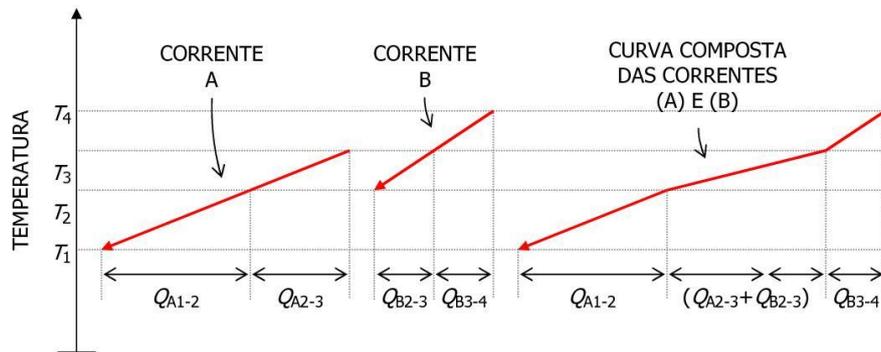
Figura 3.7. Custos de investimento, de operação e total, em função de ΔT_{\min} (adaptado de Linnhoff e Hindmarsh, 1983).

Por razões que ficarão claras no Cap. 4, não foi executado *Supertargeting* neste trabalho.

Metas energéticas em processos com várias correntes, Curvas Compostas

Na integração de processos com várias correntes, que é a aplicação típica do MPE (Gundersen e Naess, 1988), o diagrama de cargas térmicas da Fig. 3.6 é generalizado através do conceito de Curvas Compostas (Linnhoff *et al.*, 1982): as cargas das

correntes frias são totalizadas por intervalos de temperatura, gerando um perfil característico dos drenos de calor do processo, ou **curva composta fria**; e o mesmo procedimento é aplicado às cargas das correntes quentes, gerando um perfil característico das fontes de calor, ou **curva composta quente**. A Fig. 3.8 mostra o algoritmo para construção das Curvas Compostas (CCs), e ilustra a construção da CC quente. A CC fria é construída de maneira análoga, como ilustra a Fig. 3.9.



Algoritmo para geração das curvas compostas (adaptado de Kemp, 2007).

1. Classificar as correntes de processo como quentes ou frias, e executar os passos (2) a (7) para cada um dos dois grupos.
2. Produzir uma lista com todas as temperaturas T em que as k correntes quentes (ou frias) começam, terminam ou sofrem mudança [significativa] no calor específico.
3. Ordenar a lista do passo (2) em ordem crescente de temperatura.
4. Para cada intervalo i entre duas temperaturas, calcular o somatório dos produtos $(dm/dt)_{ik} \cdot c_{pik}$ das k correntes, desprezando aquelas sem carga térmica no intervalo.
5. Multiplicar o resultado do passo (4) pela largura de cada intervalo ($T'_i - T'_{i+1}$), para obter a quantidade total de calor transferida das correntes (ou para as correntes) no intervalo de temperatura.
6. A partir do intervalo de menor temperatura, calcular o valor acumulado das parcelas do passo (4), para obter a carga térmica acumulada até o fim de cada intervalo i de temperatura.
7. A soma obtida no final do último intervalo i é a carga térmica total devida às correntes (quentes ou frias). A curva composta desejada é a carga acumulada (calculada no passo (6)), representada em função da temperatura.

Figura 3.8. Ilustração da construção da CC quente, com algoritmo genérico para construção das CCs.

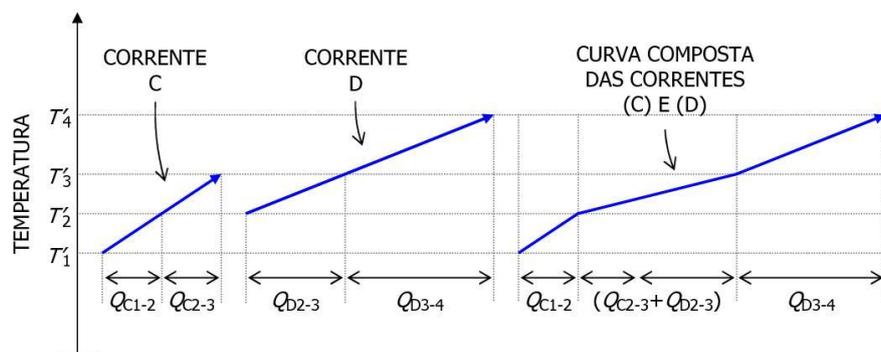
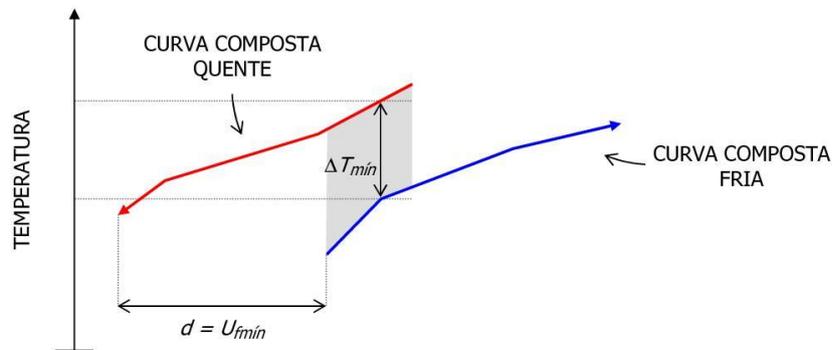


Figura 3.9. Construção da curva composta fria a partir dos dados das correntes frias.

De maneira análoga ao diagrama de cargas térmicas da Fig. 3.6, quando representadas no mesmo plano as CCs são posicionadas de tal forma que $\Delta T_{mín}$ seja sua menor separação na direção do eixo das temperaturas (Kemp, 2007), conforme mostra a Fig. 3.10. Dessa forma, o calor Q_{rec} é definido pela sobreposição das CCs quente e fria (Fig. 3.11) e é completamente recuperável dentro do processo, ou seja, pode ser transferido entre as próprias correntes quentes e frias, sem demandar utilidades, pois tal transferência não viola a Primeira Lei (calor recebido na CC fria igual ao calor rejeitado na CC quente) e ainda atende às restrições econômicas do problema ($\Delta T \geq \Delta T_{mín} > 0$), que por sua vez são mais restritivas do que a Segunda Lei ($\Delta T > 0$).



Representação das curvas compostas quente e fria no mesmo diagrama (adaptado de Kemp, 2007).

1. Escolher qualquer valor de partida d_{est} para o deslocamento entre as duas curvas na direção perpendicular ao eixo das temperaturas.
2. Deslocar a curva composta fria em relação à CC quente na quantidade d_{est} .
3. Encontrar a menor separação entre as curvas na direção do eixo das temperaturas ($\Delta T_{mín,estim}$).
4. Aumentar a estimativa de d_{est} ($d_{est} = d_{est} + \varepsilon$) quando $\Delta T_{mín,estim}$ for menor do que $\Delta T_{mín}$ admitida (dado do problema) e diminuir a estimativa ($d_{est} = d_{est} - \varepsilon$) quando $\Delta T_{mín,estim}$ for maior do que $\Delta T_{mín}$.
5. Repetir o passo (4) reduzindo o valor absoluto dos incrementos e decrementos ($\varepsilon = \varepsilon/r^2$) até a convergência (até que a diferença entre $\Delta T_{mín,estim}$ e $\Delta T_{mín}$ seja desprezível).
6. Ao final do procedimento, $\Delta T_{mín,est} = \Delta T_{mín}$ e $d = d_{est}$.
7. Como ficará claro na sequência do texto, d é idêntico à meta de consumo de utilidades frias (U_{fmin}), que também pode ser obtida diretamente por meio do **método tabular** descrito a seguir.

Figura 3.10. Algoritmo para representação combinada das curvas compostas.

Q_{rec} é também o limite superior para a recuperação de calor que pode ser alcançada com o $\Delta T_{mín}$ especificado no problema, porque é obtido sob a hipótese de troca de calor no regime de contracorrente, em que o aproveitamento dos gradientes de temperatura é otimizado ($F = 1$ na Eq. 3.3) e o calor transferido é o máximo para uma dada área de troca (Gundersen, 2000).

Finalmente, Q_{rec} é o máximo calor recuperável, ou a meta para recuperação interna de calor, e determina as metas para consumo de utilidades quentes ($U_{qmín}$) e frias ($U_{fmín}$) conforme ilustra a Fig. 3.11 (Kemp, 2007).

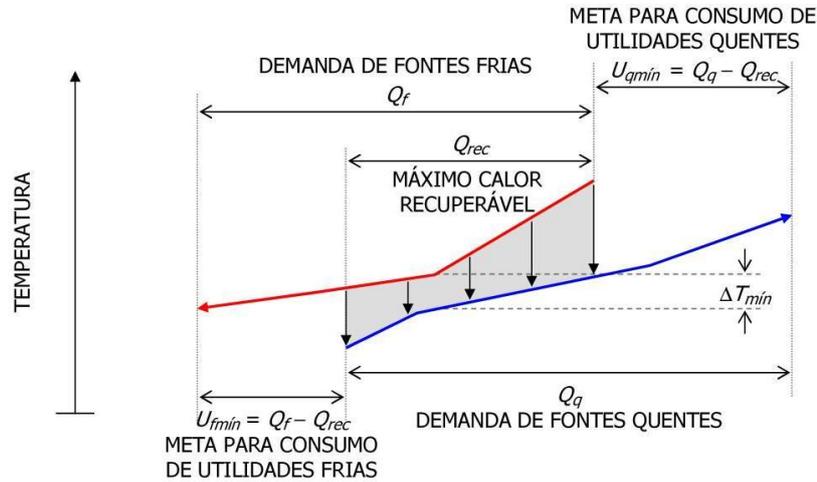


Figura 3.11. Potencial de recuperação de calor e metas para consumo de utilidades.

Determinação do ponto de estrangulamento pelo Método Tabular

Relevância do ponto de estrangulamento

Como mostra a Fig. 3.12(a), o estrangulamento divide o sistema sob análise em duas partes distintas: uma com demanda líquida por fonte fria $U_{fmín}$ (região Q), abaixo da temperatura do estrangulamento; e outra parte com demanda líquida por fonte quente

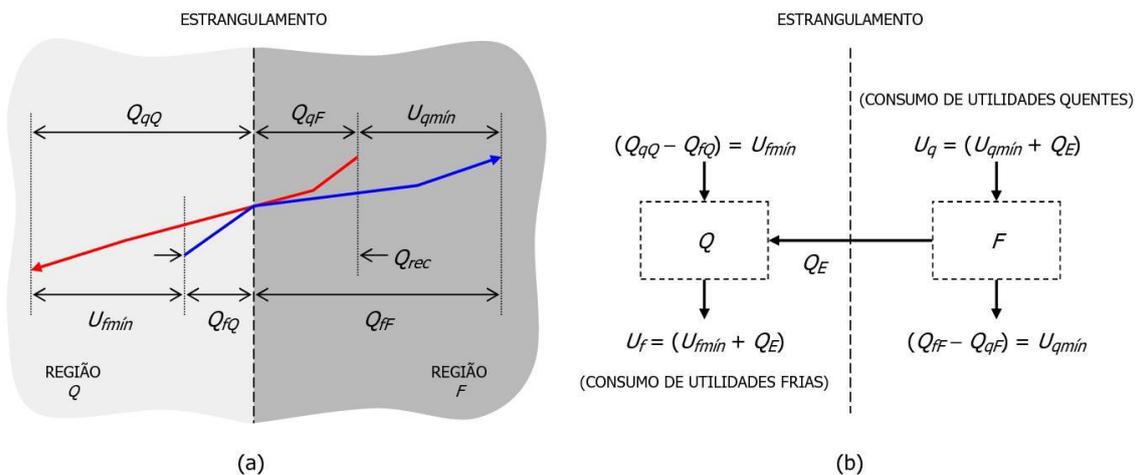


Figura 3.12. Apresentação de metas (a) e balanço energético em torno do ponto de estrangulamento (b).

$U_{qmín}$ (região F), acima da temperatura do estrangulamento (Linnhoff e Hindmarsh, 1983).

O balanço energético feito em torno do estrangulamento (Fig. 3.12(b)) mostra que a transferência de calor Q_E através do estrangulamento implica consumo total de utilidades quentes (U_q) e frias (U_f) maiores que as respectivas demandas mínimas, pois

$$(3.4) \quad U_q = U_{qmín} + Q_E > U_{qmín} \text{ e}$$

$$(3.5) \quad U_f = U_{fmín} + Q_E > U_{fmín}.$$

No MPE, as diferenças entre as demandas reais de utilidades (U_q , U_f) e as respectivas metas de consumo ($U_{qmín}$, $U_{fmín}$, Eq. 3.6) são consideradas **penalidades** pela transferência de calor (Q_E) através do estrangulamento energético (Linnhoff *et al.*, 1979).

$$(3.6) \quad U_q - U_{qmín} = U_f - U_{fmín} = Q_E$$

Com base nas propriedades do estrangulamento (Fig. 3.12 e Eqs. 3.4 a 3.6), o MPE estabelece três regras básicas para minimizar a transferência de calor Q_E e otimizar o uso da energia (Kemp, 2007):

- evitar a transferência de calor das correntes quentes acima da temperatura de estrangulamento (T_E) para correntes frias abaixo de T_E ;
- evitar o emprego de utilidades frias acima do estrangulamento;
- evitar o emprego de utilidades quentes abaixo do estrangulamento.

O aproveitamento ótimo das utilidades depende ainda da correta alocação dos equipamentos e das operações unitárias (Perry e Green, 1999) dentro do sistema, em relação à localização do estrangulamento (Kemp, 2007; Gundersen, 2000):

- colunas de destilação devem ser integradas com o restante do processo somente se as temperaturas dos refeedores e dos condensadores estiverem ambas abaixo ou acima da temperatura do estrangulamento;

- bombas de calor somente devem ser integradas com o restante do processo se forem utilizadas para recuperar o calor disponível abaixo do estrangulamento e descarregar acima dele;
- turbinas de contrapressão somente devem ser integradas com o restante do sistema se o vapor de escape for suficientemente quente para ser aproveitado acima do estrangulamento (caso contrário, são indicadas as turbinas de condensação).

Método Tabular

Embora a representação das CCs (Fig. 3.11) permita uma solução gráfica do problema, as metas de consumo e de recuperação de calor são mais facilmente obtidas por meios numéricos (Kemp, 2007). E esse é o objetivo do método tabular (Linnhoff e Flower, 1978a), que está baseado em três aproximações:

- a temperatura do estrangulamento sempre coincide com uma das temperaturas de saída ou de entrada de alguma das correntes do processo;
- o consumo de utilidades (U_q, U_f) é mínimo ($U_{qmín}, U_{fmín}$) se, e somente se, a recuperação de calor é máxima (Q_{rec});
- a recuperação de calor é máxima (Q_{rec}) se, e somente se, o calor através do estrangulamento (Q_E) for nulo (Fig. 3.12).

A primeira aproximação é perfeitamente razoável quando os calores específicos puderem ser considerados constantes nas correntes (Kemp, 2007), e não será demonstrada aqui. A segunda é consequência da definição de recuperação interna de calor, ilustrada através da Fig. 3.4. Para justificar a terceira aproximação é preciso combinar o balanço energético em torno do estrangulamento (Fig. 3.12(b)) com a segunda aproximação:

$$(3.7) \quad \left. \begin{array}{l} U_q = U_{qmín} + Q_E \\ U_f = U_{fmín} + Q_E \end{array} \right\} \therefore Q_E = 0 \Leftrightarrow \left\{ \begin{array}{l} U_q = U_{qmín} \\ U_f = U_{fmín} \end{array} \right. , \text{ mas}$$

$$(3.8) \quad \left. \begin{array}{l} U_q = U_{qmín} \\ U_f = U_{fmín} \end{array} \right\} \Leftrightarrow \text{calor recuperado} = Q_{rec} , \text{ e finalmente}$$

$$(3.9) \quad Q_E = 0 \Leftrightarrow \text{calor recuperado} = Q_{rec} .$$

Tabela de cargas térmicas

Para facilitar a demonstração do Método Tabular (Kemp, 2007), a título de exemplo foi criada uma tabela de cargas térmicas (Linnhoff e Flower, 1978a) com três correntes de processo hipotéticas (Tab. 3.1).

Tabela 3.1. Conjunto de três correntes para exemplo de aplicação do Método Tabular.

Corrente	$T_{entrada}$ °C	$T_{saída}$ °C	$\Delta T_{mín}$ °C	Carga kW	Quente ou fria	$T'_{entrada}$ °C	$T'_{saída}$ °C	Carga kW/°C
A	70	100	10	120	Fria	75	105	4
B	80	120	20	80	Fria	90	130	2
C	120	60	20	60	Quente	110	50	-1

No exemplo, $\Delta T_{mín}$ foi escolhido independentemente para cada corrente. Esse é o recurso que permite ao MPE contemplar particularidades das correntes de processo e/ou restrições localizadas dentro da rede de trocadores de calor (Kemp, 2007).

Temperaturas Deslocadas

As **temperaturas deslocadas** (T') de entrada e saída das correntes (Tab. 3.1) são calculadas conforme Kemp (2007), pela soma de $1/2\Delta T_{mín}$ ($T' = T + 1/2\Delta T_{mín}$), no caso das correntes frias, ou pela subtração de $1/2\Delta T_{mín}$ ($T' = T - 1/2\Delta T_{mín}$), no caso das correntes quentes. Dessa forma, com a mesma temperatura deslocada, correntes quentes e frias apresentam entre si diferença de temperatura igual a $\Delta T_{mín}$ e são portanto elegíveis para a recuperação de calor.

A representação no eixo das temperaturas deslocadas (T') facilita a interpretação das curvas compostas (curvas compostas deslocadas, Kemp, 2007) e dos diagramas de cargas térmicas apresentados a seguir neste texto.

Carga térmica acumulada x temperatura nas curvas compostas

No Método Tabular, as correntes consideradas e as respectivas cargas térmicas são subdivididas até que seus calores específicos possam ser considerados constantes em cada intervalo de temperatura $T_{entrada} - T_{saída}$ (Kemp, 2007). As cargas térmicas são

então repartidas em intervalos de temperatura deslocada e organizadas por ordem decrescente de temperatura, conforme a Tab. 3.2.

Tabela 3.2. Cargas térmicas por intervalo de temperatura (Linnhoff e Flower, 1978a).

i	$T'_{m\acute{a}x}$	$T'_{m\acute{i}n}$	$\left(\frac{\dot{Q}}{\Delta T'}\right)_A$	$\left(\frac{\dot{Q}}{\Delta T'}\right)_B$	$\left(\frac{\dot{Q}}{\Delta T'}\right)_C$	$\left(\frac{\dot{Q}}{\Delta T'}\right)_{A+B+C}$	$\Delta T'$	\dot{Q}_i	$S_i = \sum_1^i \dot{Q}_i$
	°C	°C	kW/°C	kW/°C	kW/°C	kW/°C	°C	kW	kW
1	130	110		2		2	10	20	20
2	110	105		2	-1	1	25	25	45
3	105	90	4	2	-1	5	15	75	120
4	90	75	4		-1	3	10	30	150
5	75	50			-1	-1	5	-5	145

Decorre da definição de temperaturas deslocadas que a recuperação de calor entre correntes quentes e frias presentes no mesmo intervalo i é sempre viável. Portanto, considerando o melhor aproveitamento da energia (recuperação máxima possível), cada intervalo i pode apresentar um déficit líquido (exigindo fonte quente externa ao intervalo) ou um superávit de energia \dot{Q}_i (exigindo fonte fria), conforme o resultado do balanço energético (Kemp, 2007):

$$(3.10) \quad \dot{Q}_i = \dot{E}_i = \frac{dE_i}{dt} = \left(\frac{d(\sum \Delta H_q + \sum \Delta H_f)}{dt} \right)_i = \left(\sum \frac{d\Delta H_q}{dt} + \sum \frac{d\Delta H_f}{dt} \right)_i$$

$$(3.11) \quad \dot{Q}_i = \sum \dot{m}_{qi} c_{pqi} (T'_i - T'_{i+1}) - \sum \dot{m}_{fi} c_{pfi} (T'_i - T'_{i+1})$$

$$(3.12) \quad \dot{Q}_i = (T'_i - T'_{i+1}) \cdot (\sum \dot{m}_{qi} c_{pqi} - \sum \dot{m}_{fi} c_{pfi})$$

Nas Eqs. 3.10 a 3.12, T' são as temperaturas deslocadas, \dot{m}_q é a vazão de massa da q -ésima corrente quente, \dot{m}_f é a vazão da f -ésima corrente fria, c_{pqi} é o calor específico da q -ésima corrente quente e c_{pfi} o calor específico da f -ésima corrente fria, no i -ésimo intervalo de temperatura; e as correntes foram consideradas como em estado estacionário, sem variações importantes de energia cinética e potencial e sem trabalho de eixo associado.

Recuperação de calor em cascata térmica

A Tab. 3.2 mostra também o cálculo de \dot{Q}_i para o exemplo de aplicação do Método Tabular (Tab. 3.1). Por construção, todo calor disponibilizado em cada intervalo i que for superavitário ($\dot{Q}_i > 0$) é descartado em temperatura suficientemente alta para prover partes das cargas dos intervalos posteriores ($i + n, n > 0$), mais frios, e que forem deficitários (Tab. 3.2), o que pode ser ilustrado na forma de uma cascata térmica (Kemp, 2007), como mostra a Fig. 3.13.

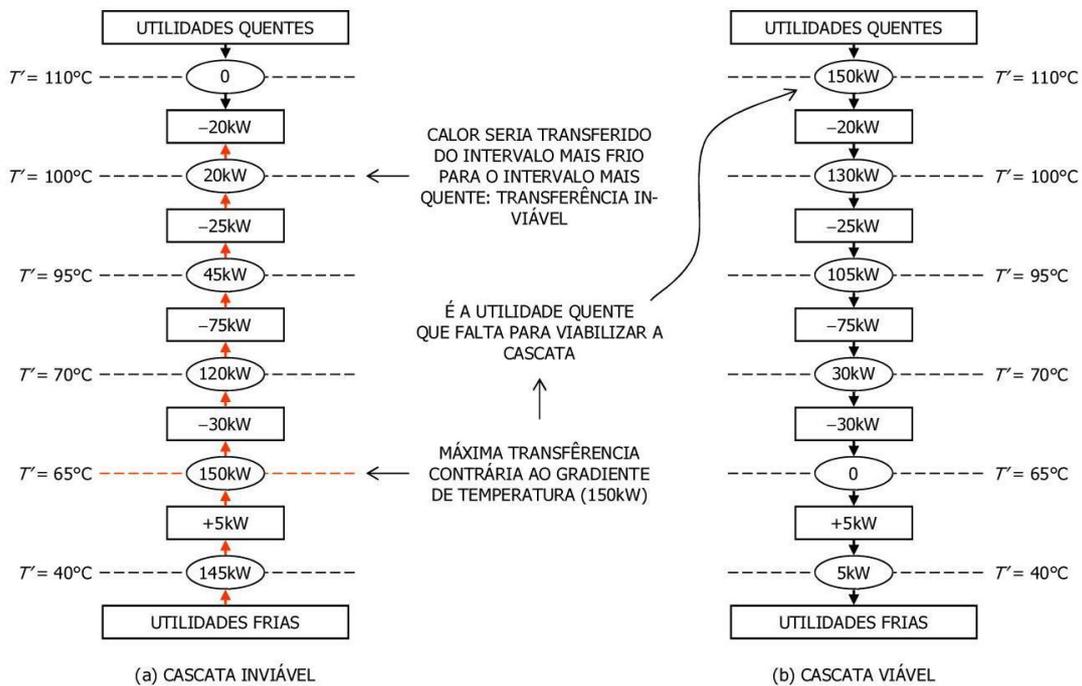


Figura 3.13. Cascata térmica inviável para a recuperação de calor (a) e alternativa viável (b) (adaptadas de Kemp, 2007).

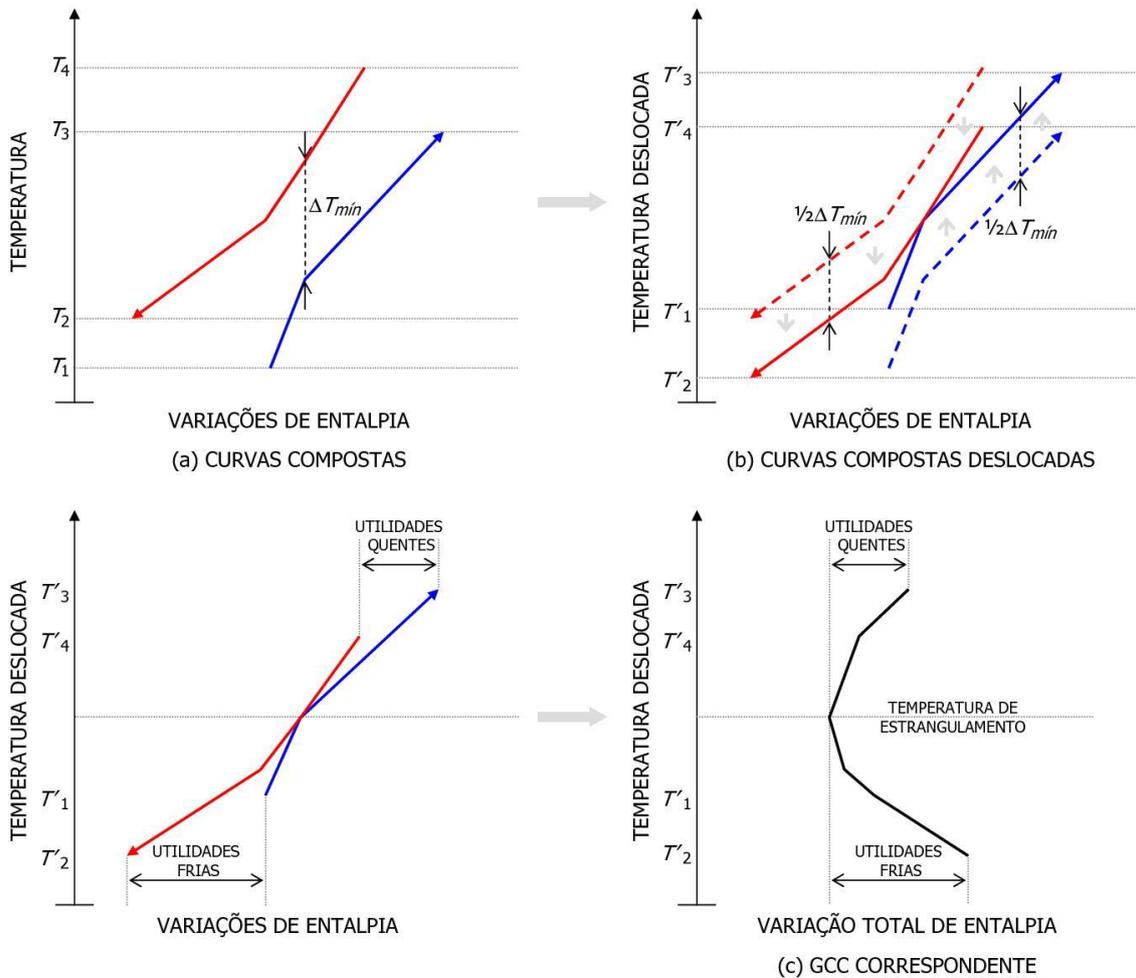
A última coluna da Tab. 3.2 (S_i) mostra a carga térmica acumulada total das correntes em função da temperatura deslocada. A menor quantidade de utilidade quente necessária para viabilizar a cascata térmica (Figs. 3.13(a) e (b)) é determinada pelo máximo déficit energético acumulado (Kemp, 2007), que, no exemplo, corresponde a 150kW, acumulados ao fim do intervalo $i = 4$.

Localização do Estrangulamento

O estrangulamento do sistema é toda a região através da qual a transferência de calor é mínima (Linnhoff e Hindmarsh, 1983). No exemplo, o estrangulamento é a região com

temperatura deslocada $T' = 65^{\circ}\text{C}$ (Fig. 3.13(b)), através da qual a transferência de calor deve ser nula para permitir o que o consumo de utilidades seja mínimo.

O Algoritmo do Método Tabular está resumido na Fig. 3.14 e é detalhado no Apêndice A.



Algoritmo do Método Tabular (adaptado de Kemp, 2007).

1. Subtrair $1/2 \Delta T_{min}$ de todas as temperaturas das correntes quentes, e somar $1/2 \Delta T_{min}$ a todas as temperaturas das correntes frias, para obter as temperaturas deslocadas das correntes.
2. Fazer uma lista das temperaturas deslocadas em que as correntes começam, terminam ou sofrem mudança [significativa] no calor específico (mudanças de fase).
3. Ordenar a lista das temperaturas deslocadas em ordem decrescente.
4. Para cada intervalo i entre duas temperaturas deslocadas, calcular o somatório dos produtos $(dm/dt)_{ik} \cdot c_{pik}$ das k correntes quentes (valores positivos) ou frias (valores negativos), desprezando aquelas sem carga térmica no intervalo.
5. Calcular, em cada intervalo T'_i a T'_{i+1} , o balanço de energia (calor) do conjunto de correntes considerado.
6. Percorrer a tabela calculando a soma acumulada a cada intervalo de temperatura (cascata térmica).
7. A curva da temperatura deslocada (vertical) em função do balanço acumulado (horizontal) é a GCC. O intervalo (ou os intervalos) em que a carga térmica acumulada atinge seu mínimo é o ponto (são os pontos) de estrangulamento energético.

Figura 3.14. Etapas da construção da GCC e Algoritmo do Método Tabular.

Notação padrão do diagrama de cargas térmicas e a Grande Curva Composta (GCC)

A despeito de propiciar interpretações equivocadas e por razões cuja discussão está fora do escopo deste trabalho, na literatura consolidada a respeito do MPE (Linnhoff e Hindmarsh, 1983; Dhole e Linnhoff, 1993; Gundersen, 2000; Smith, 2000; Kemp, 2007; Canmet, 2008) prevalece a prática da representação do diagrama de cargas térmicas e suas derivações (Figs. 3.2, 3.10, 3.11) no plano Temperatura \times Variação de Entalpia (Fig. 3.14). De fato, o diagrama não é um gráfico nem tampouco representa qualquer função de estado termodinâmico, mas apenas ilustra as transferências **de calor** das correntes ou para elas, ao longo dos processos e conforme suas temperaturas variam (Kemp, 2007).

A Fig. 3.14 descreve a construção da Grande Curva Composta (GCC), que é a representação gráfica da cascata de calor determinada através do Método Tabular (Fig. 3.13).

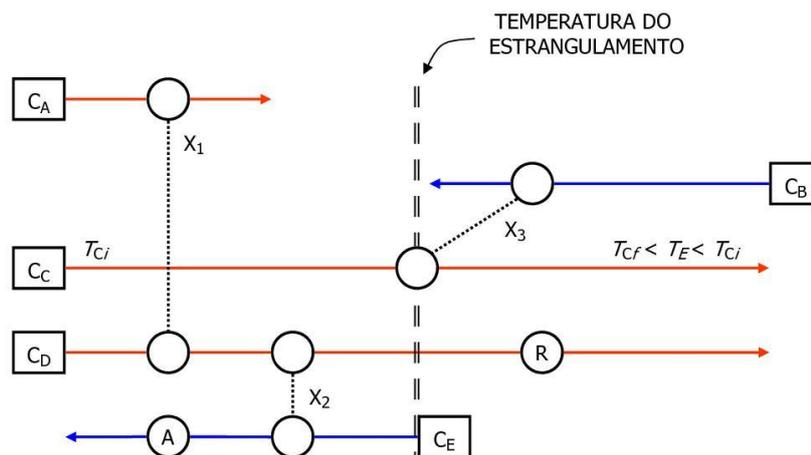
Os valores que a curva GCC assume no topo e na base são numericamente iguais às demandas mínimas de utilidades quentes e frias (metas do processo) (Kemp, 2007). A curva ilustra também o perfil de qualidade (temperatura) das utilidades necessárias, e mostra a localização do estrangulamento.

Grade de correntes

Também chamado de Diagrama de Grade (Linnhoff e Flower, 1978a), a Grade de Correntes (Gundersen, 2000) é um recurso do MPE utilizado para representação das redes de trocadores de calor (Fig. 3.15).

Subsídios para a otimização da eficiência energética

Tendo sido determinada a temperatura de estrangulamento (T_E), através do Método Tabular ou por outros meios, a Grade de Correntes é particularmente útil para evidenciar violações dos princípios de eficiência (calor transferido através do estrangulamento, emprego indevido das utilidades, alocação inapropriada de equipamentos) que eventualmente estejam presentes no sistema representado (Kemp, 2007).



Neste exemplo, as temperaturas (T) iniciais (subscrito i) e finais (subscrito f) das correntes quentes e frias (C_A a C_E) são representadas de acordo com o afastamento em relação à temperatura do estrangulamento (T_E), assim como os trocadores regeneradores (X_1 a X_3), aquecedores (A) e resfriadores (R).

Nota: as temperaturas **aumentam** da **direita** para a **esquerda** , como é usual na literatura (Linnhoff e Hindmarsh, 1983; Gundersen, 2000; Kemp, 2007).

Figura 3.15. Grade de Correntes.

As diferenças entre o consumo real de utilidades (instalação existente) ou o consumo esperado (projeto novo) e as metas de consumo (MPE) determinam o **potencial de ganho** com a otimização do sistema, que por sua vez depende, frequentemente, de modificações de projeto. Nessas circunstâncias a Grade de Correntes é útil também para a definição de estratégias de otimização (Gundersen, 2000), durante a escolha entre intervenção localizada ou alteração radical de projeto, e na seleção de modificações com melhor razão de custo (instalação de equipamentos ou ampliação da capacidade) por benefício (retorno econômico através da redução do consumo de utilidades).

Extração de dados

Para Gundersen (2000), a fase mais demorada e mais crítica na solução de um problema de Integração de Processos (IP) é a caracterização das necessidades de aquecimento, resfriamento, evaporação e condensação. Para Kemp (2007), a relevância e a confiabilidade dos resultados de um estudo de IP dependem antes de tudo da qualidade dos dados de entrada, da sua acuidade, completeza e consistência.

Os dados essenciais para a aplicação do MPE são as cargas térmicas das correntes e as variações de temperatura correspondentes, informações que podem ser obtidas a partir de (Kemp, 2007; Gundersen, 2000):

- vazões e temperaturas medidas diretamente;
- calores específicos ou entalpias, medidos ou obtidos na literatura;
- cargas térmicas medidas nos trocadores de calor (vazões de vapor ou de condensado);
- e/ou indiretamente, através de balanços parciais de energia.

Com relação aos dados de entrada do MPE, Kemp (2007) considera que a consistência deve ter prioridade sobre a precisão e, como forma de avaliar e limitar as incertezas, sugere a execução de verificação cruzada (teste de consistência) entre os dados mais diretos (medidos ou de projeto) e as informações de inventário (produção total e consumo de matérias primas ao longo do mesmo período).

Integração de múltiplos processos (*total site*) e Perfil de Drenos e Fontes (SSSP)

De maneira geral, um sítio industrial pode conter diferentes processos em curso ao mesmo tempo. Para estabelecer metas globais de importação (e/ou exportação) e de recuperação de energia, é preciso levar em conta, também, a possibilidade de recuperação de calor entre processos distintos (Dhole e Linnhoff, 1993).

Em princípio, o recurso das Curvas Compostas poderia simplesmente ser estendido de modo a incluir todos os processos do sítio. Entretanto, a separação física normalmente impõe restrições especiais à recuperação de calor entre correntes de processos distintos: gradientes de temperatura consideravelmente maiores; maior custo com instalação de tubulações e afins. Metas obtidas sem considerar esses aspectos seriam pouco realistas (Kemp, 2007).

Para resolver o problema da integração energética de múltiplos processos, Dhole e Linnhoff (1993) propõem a construção dos Perfis de Fontes e Drenos do Sítio, ou SSSP (*Site Source-Sink Profile*), a partir das GCCs dos processos envolvidos (Fig. 3.16).

Para a construção da SSSP é preciso primeiramente obter as demandas mínimas de utilidades de cada processo. Para tanto é suficiente supor que as oportunidades de recuperação dentro do processo sejam completamente aproveitadas. Na forma dos diagramas de carga, isso equivale a tomar as GCCs dos processos e retificar suas partes

não monótonas, ou as bolsas (*pockets*) das curvas (Figs. 3.16(a) e (b)) (Dhole e Linnhoff, 1993).

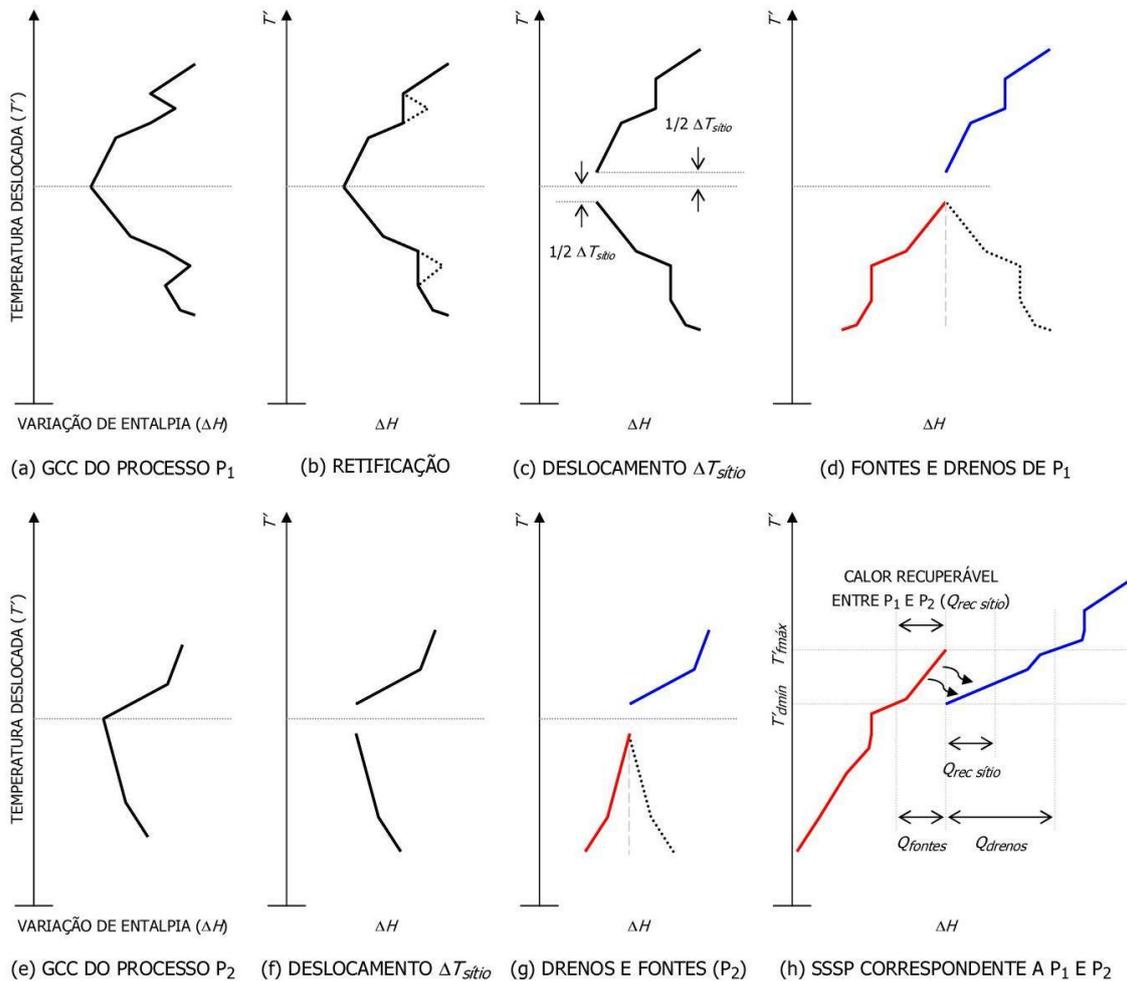


Figura 3.16. Etapas da construção da SSSP.

Uma restrição adicional pode ser imposta à recuperação de calor entre processos distintos: a diferença mínima de temperatura $\Delta T_{sítio}$ deve ser escolhida de forma que a recuperação de calor seja viável, seguindo as mesmas diretrizes gerais para a escolha de ΔT_{min} na recuperação interna, mas considerando agora a separação física entre os processos envolvidos (Kemp, 2007).

Depois, para permitir a visualização de possibilidades para recuperação de calor, os drenos são representados no eixo das temperaturas com deslocamento de $+1/2\Delta T_{sítio}$, e as fontes são representadas com deslocamento de $-1/2\Delta T_{sítio}$ (Figs. 3.16(c) e (f)) (Kemp, 2007). Esse procedimento garante que fontes (esquerda) e drenos (direita) com a mesma

temperatura deslocada (Figs. 3.16(d) e (g)) sejam sempre elegíveis para recuperação de calor, ou seja, atendam à restrição de diferença de temperatura $\Delta T_{\text{sítio}}$.

Finalmente, os perfis de drenos e de fontes de calor do sítio (SSSP) são calculados (Fig. 3.16(h)): o perfil de fontes (esquerda) é a soma das fontes dos processos envolvidos (ΔH), acumulada até a temperatura deslocada T' ; o perfil de drenos (direita) é a soma dos drenos dos processos (ΔH), acumulada até a temperatura deslocada T' .

O potencial de recuperação de calor entre processos é determinado por inspeção: se Q_{fontes} é o calor rejeitado acima da menor temperatura deslocada da curva de drenos ($T'_{\text{dmín}}$), e Q_{drenos} é a demanda de calor abaixo da maior temperatura deslocada da curva das fontes ($T'_{\text{f máx}}$), então o calor recuperável entre os processos ($Q_{\text{recsítio}}$) é igual ao menor entre Q_{fontes} e Q_{drenos} (Fig. 3.16(h)).

Em projetos novos, a análise dos SSSP pode ser extremamente relevante durante a escolha da grade de utilidades a ser empregada, e nos casos de adaptação, os perfis podem ser usados para testar a adequação das utilidades empregadas no sítio (Kemp, 2007).

Uma alternativa que pode ser considerada para a recuperação de calor entre processos distintos é o uso da rede de utilidades como meio de transporte para o calor (Kemp, 2007). Nesse caso, um processo ou uma corrente com superávit energético usa o próprio sistema de utilidades como fonte fria, e gera (ou regenera) parte do vapor que é distribuído para o restante do sítio.

Metas gerais para cogeração e consumo de utilidades na instalação

O diagrama SSSP também pode ser apropriado para representar especificamente a demanda de combustível do sítio (Dhole e Linnhoff, 1993). Na Figura 3.17 foi traçada a curva dos gases de combustão de uma caldeira, a título de exemplo.

Em geral, para a mesma demanda de energia, a necessidade de combustível varia em função da temperatura da chama na caldeira (T_{ch}) e em função das temperaturas exigidas no processo (Fig. 3.17). E a temperatura da chama depende do excesso de ar admitido na caldeira (Pinheiro e Valle, 1995), da umidade do bagaço e do teor de cinzas (Quaak

et al., 1999). Já a recuperação do calor dos gases de escape é normalmente limitada pela temperatura do ponto de orvalho (T_{po}) dos ácidos liberados na combustão (Puigjaner, 1997).

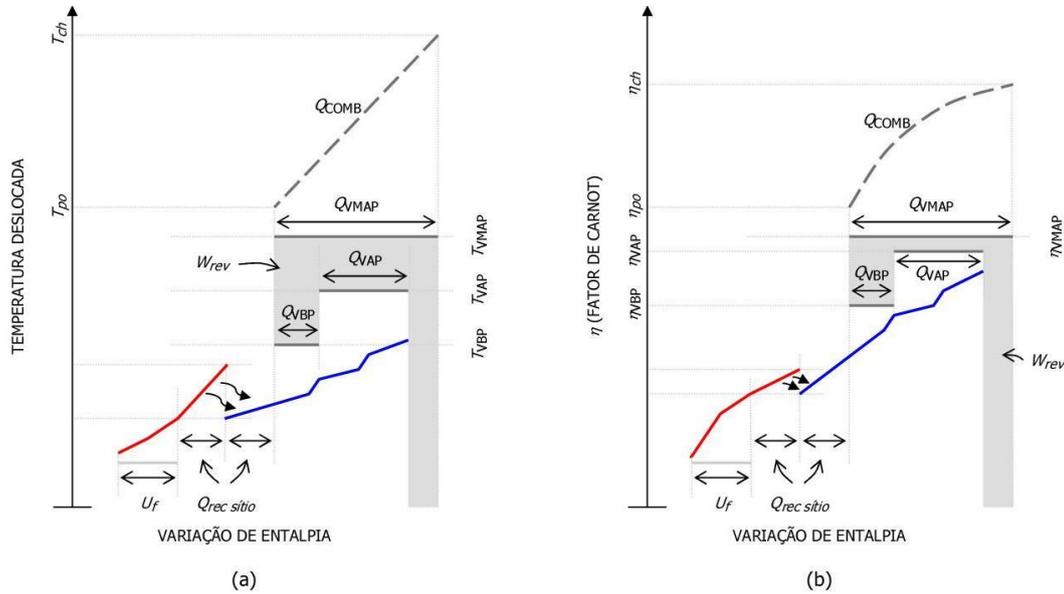


Figura 3.17. Alocação típica de utilidades, com indicação de potencial para cogeração (a) e representação no eixo do Fator de Carnot (b).

A meta de cogeração do sítio (W_{rev} , região sombreada no diagrama da Fig. 3.17) pode ser calculada por simulação (Dhole e Linnhoff, 1993), a partir da demanda de vapor de processo (Q_{VAP} e Q_{VBP}), e em função das temperaturas do vapor de alta pressão (T_{VAP}) e do vapor vivo da caldeira (T_{VMAP}); ou a partir da disponibilidade de combustível (Q_{COMB}) e da eficiência térmica da caldeira (η_b):

$$(3.13) \quad Q_{VMAP} = Q_{VAP} \frac{T_{VMAP}}{T_{VAP}} = Q_{COMB} \cdot \eta_b, \text{ e}$$

$$(3.14) \quad W_{rev} = Q_{VMAP} - Q_{VAP}.$$

No diagrama SSSP, as cargas térmicas e as utilidades também podem ser representadas no eixo do Fator de Carnot (η_C ou simplesmente η), definido de tal forma que

$$(3.15) \quad \eta_C = 1 - \frac{T_{amb}}{T},$$

onde T_{amb} é a temperatura ambiente e T é a temperatura da corrente ou utilidade em questão. Essa alternativa tem a vantagem de facilitar a visualização direta do potencial de cogeração, porque a área sob cada curva de fonte, dreno ou utilidade (Fig. 3.17(b)) corresponde ao trabalho que poderia ser executado por uma máquina térmica reversível tendo tais correntes como fontes de calor (Feng e Zhu, 1997; Linnhoff e Dhole, 1992; Anantharaman *et al.*, 2006):

$$(3.16) \quad W_{rev} = \int \eta_C dH.$$

Projetos de readaptação (*retrofit*)

Embora os métodos de integração de processos tenham sido desenvolvidos com vista ao projeto de instalações novas mais eficientes, a sua evolução se deu também de forma a incluir recursos particularmente efetivos nos casos de readaptação de instalações (Smith, 2000). Essa tendência é compatível com a necessidade, muito frequente na indústria, de aumentar a eficiência e o retorno econômico de instalações já existentes.

Os projetos de readaptação são normalmente desenvolvidos para melhorar a operação, remover gargalos de produção, aumentar a eficiência em relação ao consumo de energia e de matérias primas ou introduzir novas tecnologias num processo preexistente. Esses projetos estão normalmente sujeitos a restrições econômicas: custo de investimento e tempo de retorno são parâmetros que limitam a extensão e a profundidade das modificações e a perda de produção (lucro cessante) durante a parada para implementação do projeto também precisa ser considerada.

O mercado para componentes industriais usados é restrito, quando existe, e por isto um dos objetivos frequentes nas readaptações é melhorar a utilização dos equipamentos já instalados (Gundersen, 2000). Assim, é comum haver deficiências que não podem ser completamente removidas, mas apenas mitigadas por readaptações.

Penalidades pela transferência de calor através do estrangulamento

Como foi mostrado (no início da Seção 3.2), se um processo usa mais energia do que o mínimo necessário, então existe algum calor transferido através do estrangulamento. Pode haver razões práticas para essa transferência: a combinação de certos pares de

correntes (frias e quentes) para troca de calor pode ser proibida, por exemplo, por questões de segurança da operação, da distância entre as correntes, de consequências sobre os transientes de partida e parada, para garantia de pureza dos materiais, etc. (Kemp, 2007).

O calor pode ser transferido através do estrangulamento de uma das três formas:

- de uma corrente quente acima do estrangulamento para outra corrente fria, abaixo dele (Q_{prec});
- no aquecimento de uma corrente fria, abaixo do estrangulamento com utilidade quente (Q_{pq});
- no resfriamento de uma corrente quente, acima do estrangulamento com utilidade fria (Q_{pf}).

E a penalidade total pela violação do estrangulamento é a soma destas três parcelas:

$$(3.17) \quad Q_p = Q_{prec} + Q_{pq} + Q_{pf}$$

E provoca acréscimo correspondente no consumo de utilidades quentes e frias:

$$(3.18) \quad Q_{uq} = Q_{uqmin} + Q_p$$

$$(3.19) \quad Q_{uf} = Q_{ufmin} + Q_p$$

Onde a penalidade for inevitável, ainda é possível tirar proveito da liberdade na forma como a transferência pode ser realizada:

- a transferência de Q_{prec} ocorre sob grandes diferenças de temperatura, e portanto a área de troca, ligada ao custo de investimento, pode ser pequena;
- a transferência de Q_{pf} pode ser realizada através da produção de vapor, se a temperatura de estrangulamento for bastante alta;
- no caso de Q_{pq} , a utilidade mais barata e com menor temperatura pode ser empregada.

As três parcelas podem ser consideradas como variáveis do problema, e podem ser controladas de forma a minimizar o excesso de custo a que a penalidade está associada.

Utilidade da grade de correntes

Foram mostradas as consequências negativas da transferência de calor através do estrangulamento. Antes de modificar qualquer sistema, entretanto, é preciso identificar as situações que motivam tal transferência (violando o estrangulamento).

Na grade de correntes (Linnhoff e Hindmarsh, 1983) os componentes da rede de troca de calor são posicionados em relação à temperatura do estrangulamento, de forma a evidenciar eventuais violações. A título de exemplo foi criada rede da Fig. 3.18:

- neste caso, a corrente C_A fica completamente abaixo da temperatura do estrangulamento e à esquerda na Fig. 3.18 (veja nota na Fig. 3.15);
- C_B fica completamente acima do estrangulamento (à direita na Fig. 3.18);
- os trocadores X_1 (entre C_A e C_D) e X_2 (entre C_D e C_E) recuperam calor sem violação do estrangulamento;
- o aquecedor (A) complementa a demanda da corrente C_E com utilidade quente e o resfriador (R) consome utilidade fria para remover calor da corrente C_D ;
- já o trocador X_3 (entre C_B e C_C) está posicionado **sobre o estrangulamento**, o que revela uma **violação**, cuja remoção ou redução (por modificação de projeto) aumentaria a eficiência do sistema e reduziria a demanda de utilidades.

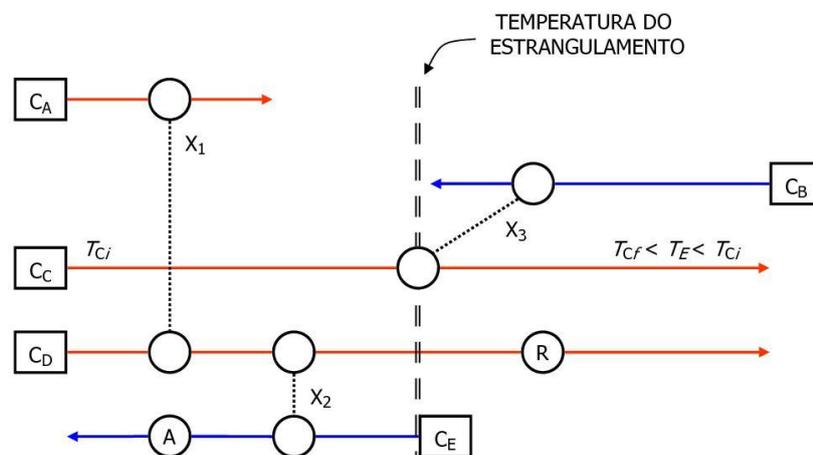


Figura 3.18. Exemplo de grade de correntes.

Escolha das correntes consideradas

Uma questão típica em readaptações é a escolha das correntes a serem consideradas na análise. A boa prática sugere começar considerando todas as correntes que demandem aquecimento ou resfriamento e só depois descartar cada uma cuja integração possa ser reprovada por critérios externos ao método (segurança, etc.) Desse modo, é possível determinar o potencial de recuperação de calor associado a cada corrente que deixa de ser integrada (Gundersen, 2000).

Definição de escopo nas readaptações

Nos projetos de readaptação não são necessárias as reiteraões entre extração de dados e cálculo de metas (*Supertargeting*, para determinar o ponto de equilíbrio entre área de troca e consumo de energia), já que em cada caso a configuração básica da instalação está estabelecida e não há a mesma liberdade de escolha que existe em projetos novos. Isso ocorre porque a redução do consumo de energia (associado ao custo de operação) normalmente não compensa o alto custo de investimento de uma modificação generalizada da instalação (Gundersen, 2000). Por outro lado, entre as mudanças que são viáveis para aumentar a recuperação de calor e a eficiência estão (Kemp, 2007):

- inclusão de novos equipamentos;
- acréscimo na área de troca de calor e/ou outras modificações em partes internas de unidades preexistentes;
- modificações em tubulações;
- reposicionamento de equipamentos.

Nas readaptações, a disponibilidade de dados reais (da instalação antiga) e as restrições econômicas sobre a amplitude das intervenções podem tornar o consumo de utilidades mais facilmente previsível do que em novos projetos (Gundersen, 2000).

Escolha de ΔT_{\min}

Como já foi mostrado, o parâmetro ΔT_{\min} permite levar em conta a necessidade dos gradientes de temperatura nas trocas de calor entre as correntes. Mas, a maioria dos processos industriais faz uso de diferentes equipamentos, com diferentes tecnologias,

materiais e regimes de escoamento, e por isso nem sempre é razoável supor que todos os trocadores de calor atendam ao mesmo ΔT_{\min} sem que ele seja superdimensionado.

Para contornar esse problema no contexto do cálculo de metas e permitir que de cada corrente (de cada ramo dos trocadores) seja exigida apenas a devida parcela nos gradientes de temperatura necessários, pode ser definido um parâmetro adicional, a Diferença de Temperatura Mínima para a Troca de calor, ou DTMT (Gundersen, 2000)ⁱ, de tal forma que as combinações viáveis de correntes (ou utilidades) quentes e frias são aquelas capazes de satisfazer a condição

$$(3.20) \quad \Delta T_{ij} \geq DTMT(i, j) = \Delta T_{\min i} + \Delta T_{\min j},$$

onde ΔT_{ij} são as diferenças de temperatura aceitáveis e $DTMT$ é a diferença de temperatura mínima viável; $\Delta T_{\min, i}$ e $\Delta T_{\min, j}$ são as diferenças mínimas exigidas por cada corrente, isto é, contribuições individuais determinadas a princípio pelas condições do escoamento (densidade e viscosidade), mas que podem ser modificadas (aumentadas) para restringir a variedade dos trocadores (tecnologias, materiais e custo mínimo) elegíveis para cada função (proibindo a integração de pares selecionados de correntes).

Integração de sistemas de evaporação (Kemp, 2007)

Evaporadores são sistemas de separação onde um solvente volátil é vaporizado para aumentar a concentração de um soluto não-volátil na mistura. A energia necessária no processo é devida principalmente ao calor latente de evaporação do solvente, mas também é comum a contribuição do calor sensível de aquecimento da mistura (corrente de alimentação).

Para uma dada taxa de evaporação, há três recursos conhecidos para reduzir a demanda de energia, ambos com vasta aplicação na indústria:

- uso de múltiplos estágios de evaporação – a massa evaporada nos primeiros estágios é utilizada como fonte de calor para os estágios subsequentes, que são mantidos a temperaturas mais baixas;

ⁱ A notação foi modificada para compatibilidade com o restante do texto.

- recompressão mecânica de vapor – o vapor produzido numa etapa é regenerado (tem a temperatura aumentada) numa bomba de calor e é reutilizado como fonte quente da etapa seguinte;
- recompressão térmica de vapor – um ejetor, ou termocompressor, usa uma parte do vapor principal como força motriz para regenerar a massa evaporada.

Na aplicação do MPE, Kemp (2007) sugere que os evaporadores de múltiplos efeitos sejam considerados em separado do restante do processo. A intenção é comparar, com ajuda da GCC, as temperaturas de cada estágio com a temperatura de estrangulamento do processo, considerando o princípio de posicionamento apropriado das fontes e drenos, antes de decidir pela integração do evaporador de múltiplos efeitos (EME). De acordo com o resultado, podem ser recomendadas modificações nas temperaturas de operação de cada efeito e até a instalação de novos estágios de evaporação.

3.2. Reversibilidade, irreversibilidades e o conceito de exergia

Transferência de calor sob diferença de temperatura finita

Considerando dois reservatórios térmicos em temperaturas T_q e T_f , tais que $T_q > T_f$, e considerando que o calor Q seja trocado entre ambos, a variação de entropia do sistema isolado e formado apenas pelos dois reservatórios é

$$(3.21) \quad (\Delta S)_{sistema} = \left(\frac{Q}{T_f} - \frac{Q}{T_q} \right) > 0$$

Como $T_q > T_f$, a variação de entropia é positiva, o que determina que as transferências de calor sob diferenças finitas de temperatura são processos irreversíveis.

Uma máquina térmica reversível que fosse capaz de fazer o sistema anterior retornar ao seu estado original e operasse entre as temperaturas dos reservatórios, desenvolveria o trabalho

$$(3.22) \quad W = Q \left(\frac{T_q - T_f}{T_q} \right) > 0$$

Nesse caso, o trabalho positivo quer dizer que o sistema não voltaria espontaneamente ao seu estado original, e é outra prova da irreversibilidade do primeiro processo.

Disponibilidade ou Exergia

A Segunda Lei determina limites para as quantidades que podem ser convertidas entre uma e outra forma de energia (Kotas, 1995), o que fundamenta o conceito de qualidade da energia, disponibilidade ou exergia.

Uma consequência da Segunda Lei é a possibilidade de realização de trabalho sempre que dois sistemas em estados termodinâmicos diferentes são postos em contato.

Definidos um sistema, sua vizinhança (ambiente de referência) e os seus estados, a exergia associada é igual ao máximo trabalho mecânico que pode ser obtido da interação entre ambos, o que pode ser quantificado por meio da expressão

$$(3.23) \quad B = E - U_0 + p_0(V - V_0) - T_0(S - S_0),$$

onde o subscrito 0 foi usado para denotar as condições do sistema quando em equilíbrio com o ambiente (estado morto) (Moran e Shapiro, 2000).

Destruição de exergia em trocadores de calor

Há três tipos principais de perdas de exergia num trocador de calor típico: aquelas devidas à troca de calor entre os fluidos, que ocorre sob diferença de temperatura finita; perdas devidas ao atrito (escoamento viscoso) e a perda devida à troca de calor com o ambiente. Essa última é normalmente pequena, e pode sempre ser reduzida por meio de melhoria do isolamento térmico.

A perda de exergia devida ao atrito no escoamento de líquidos pode ser avaliada a partir da sua densidade média e da diferença de pressão entre os estados de entrada e de saída (Szargut *et al.*, 1988):

$$(3.24) \quad \delta \dot{B}_1 = -\dot{m} \frac{T_0}{T} \bar{v} (p_s - p_e).$$

No caso dos gases, se a equação de estado puder ser usada, a destruição de exergia pode ser avaliada a partir da perda de pressão correspondente:

$$(3.25) \quad \delta\dot{B}_2 = -\dot{m}RT_0 \ln \frac{p_s}{p_e}.$$

E a perda de exergia devida à transferência de calor entre os fluidos é dada por

$$(3.26) \quad \delta\dot{B}_3 = T_0\Delta S = Q \left(\frac{1}{\bar{T}_f} - \frac{1}{\bar{T}_q} \right) T_0 = Q \left(\frac{\Delta T}{\bar{T}_f \bar{T}_q} \right) T_0.$$

Desprezando-se as perdas para o ambiente, a destruição total de exergia num trocador de calor do tipo gás-líquido pode ser calculada pela expressão

$$(3.27) \quad \Sigma\delta\dot{B} = Q \left(\frac{\Delta T}{\bar{T}_f \bar{T}_q} \right) T_0 + \dot{m}_{liq} \frac{T_0}{T} \bar{v} (p_e - p_s) + \dot{m}_{gas} RT_0 \ln \frac{p_e}{p_s}.$$

A importância relativa de cada uma das três parcelas depende do tipo de trocador e das condições de escoamento dos fluidos. Testes de sensibilidade podem determinar qual dos fenômenos contribui mais significativamente para a destruição de exergia em casos particulares e podem ser utilizados na definição de estratégias para redução das perdas.

No contexto do MPE, embora haja esforços e propostas de desenvolvimento no sentido de contemplar também as variações de pressão envolvidas (Feng e Zhu, 1997), apenas as perdas devidas à troca de calor sob temperatura finita são avaliadas. Por isso, quanto maior a importância do primeiro termo da soma na Eq. 3.27 para o total de destruição de exergia, maior a convergência entre os resultados da análise exérgica e do MPE.

3.3. Sistemas de cogeração

Analise energética

A Tab. 3.3 traz um resumo das características típicas dos sistemas de cogeração de uso industrial.

Tabela 3.3. Sistemas de cogeração típicos.

Sistema	Trabalho/calor	Escala típica (MW _t)	Temperatura do escape (°C)
Turbina a vapor	<0,2	3 a 50	100 a 200
Turbina a gás	0,2 a 0,67	1 a 20	100 a 200
Motor de movimento recíproco	>0,5	0,2 a 5	< 200

Fontes: Kemp (2007) e Sirchis (1990).

Na cogeração, diferentemente do que ocorre em outros sistemas de potência, a eficiência térmica de Primeira Lei não deve ser critério prioritário para a escolha (Puigjaner, 1997), mas o sistema deve ser capaz de liberar calor para o processo na taxa demandada, funcionar com a fonte quente disponível e produzir a maior quantidade de potência possível (Fig. 3.19).

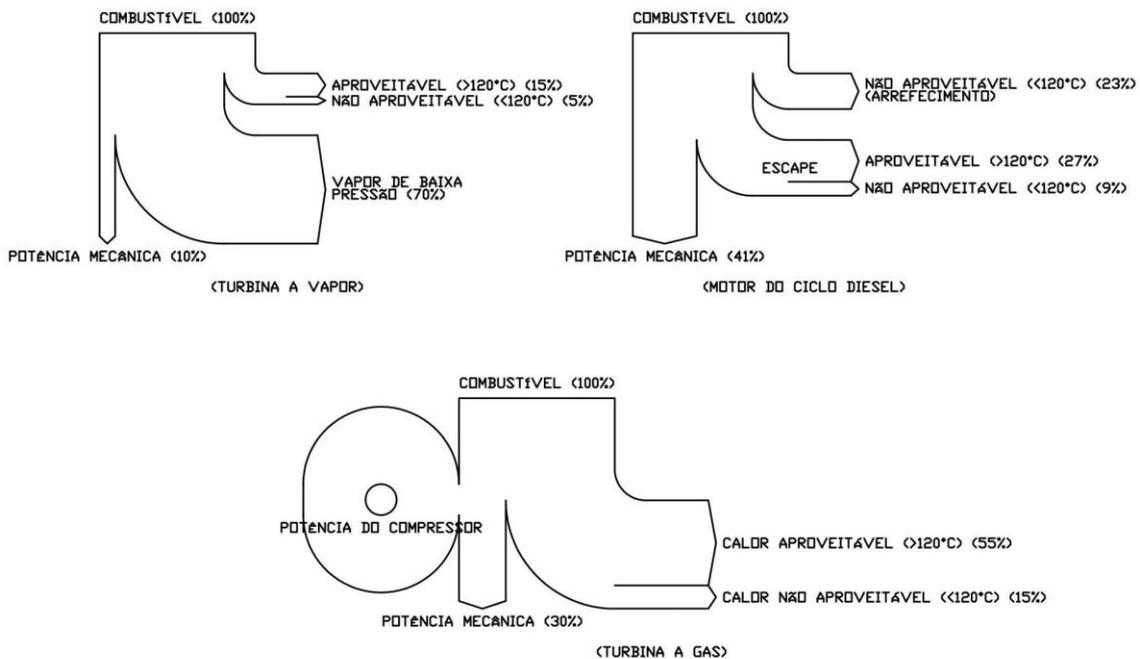


Figura 3.19. Balanço energético de sistemas típicos de cogeração (Kemp, 2007; Sirchis, 1990).

Evidentemente, a geração de irreversibilidades limita o trabalho realizado (Moran e Shapiro, 2000) e deve ser tão baixa quanto possível.

Análise econômica

Para analisar a cogeração do ponto de vista econômico, é preciso considerar a relação entre as receitas e despesas que estão associadas (Kemp, 2007):

$$(3.28) \quad \begin{aligned} & \text{custo marginal da energia(vapor principal ou equivalente)} \\ & = \\ & (\text{custo do combustível com cogeração})+ \\ & -(\text{custo do combustível sem cogeração})+ \\ & -(\text{valor da energia elétrica gerada}) \end{aligned}$$

E no custo total da cogeração ainda precisa ser incluída a amortização do investimento inicial:

$$(3.29) \quad \begin{aligned} & \text{custo total da energia gerada} \\ & = \\ & (\text{custo marginal})+(\text{amortização dos investimentos}) \end{aligned}$$

No caso particular do setor sucroalcooleiro, os preços dos produtos e dos insumos estão sujeitos às oscilações sazonais dos mercados, o que potencializa as incertezas inevitáveis do cenário econômico.

3.4. Otimização

Invariavelmente, o objetivo final das readaptações é aumentar o retorno econômico da operação de uma unidade. A questão pode ser considerada desde o início como um problema de otimização. Sem recorrer a argumentos termodinâmicos, entretanto, os casos típicos da indústria podem ser extremamente complexos ou mesmo matematicamente intratáveis, por causa do número de variáveis envolvidas e do tipo de relação (não-linear) entre elas (Asante e Zhu, 1996). A maior parte dos problemas reais tem que ser tratada dentro do escopo da programação não-linear inteira mista e está sujeita a explosão combinatória e soluções ótimas locais não convergentes (Gundersen, 2000). Não está entre os objetivos deste trabalho o emprego de técnicas avançadas de programação matemática para projeto e otimização da rede de trocadores.

Mas, com a aplicação do MPE pode ser determinado o potencial de redução da demanda de energia, e daí o máximo retorno econômico da readaptação. Esse dado pode ser

usado para impor restrições (vínculos) e pode reduzir drasticamente os graus de liberdade do sistema, facilitando a solução do problema remanescente.

Na Fig. 3.20 foi colocada uma amostra da gama de alternativas que podem ser encontradas numa readaptação simples. Partindo de um problema de quatro correntes (Fig. 3.20(a)), uma solução que maximiza a recuperação de calor pode ser encontrada por inspeção (Fig. 3.20(b)). Neste caso, são previstos novos trocadores (3 e 4), expansão dos existentes (1 e 2), e subutilização dos aquecedores e resfriadores (A e R) antigos. A viabilidade econômica desta modificação seria altamente improvável.

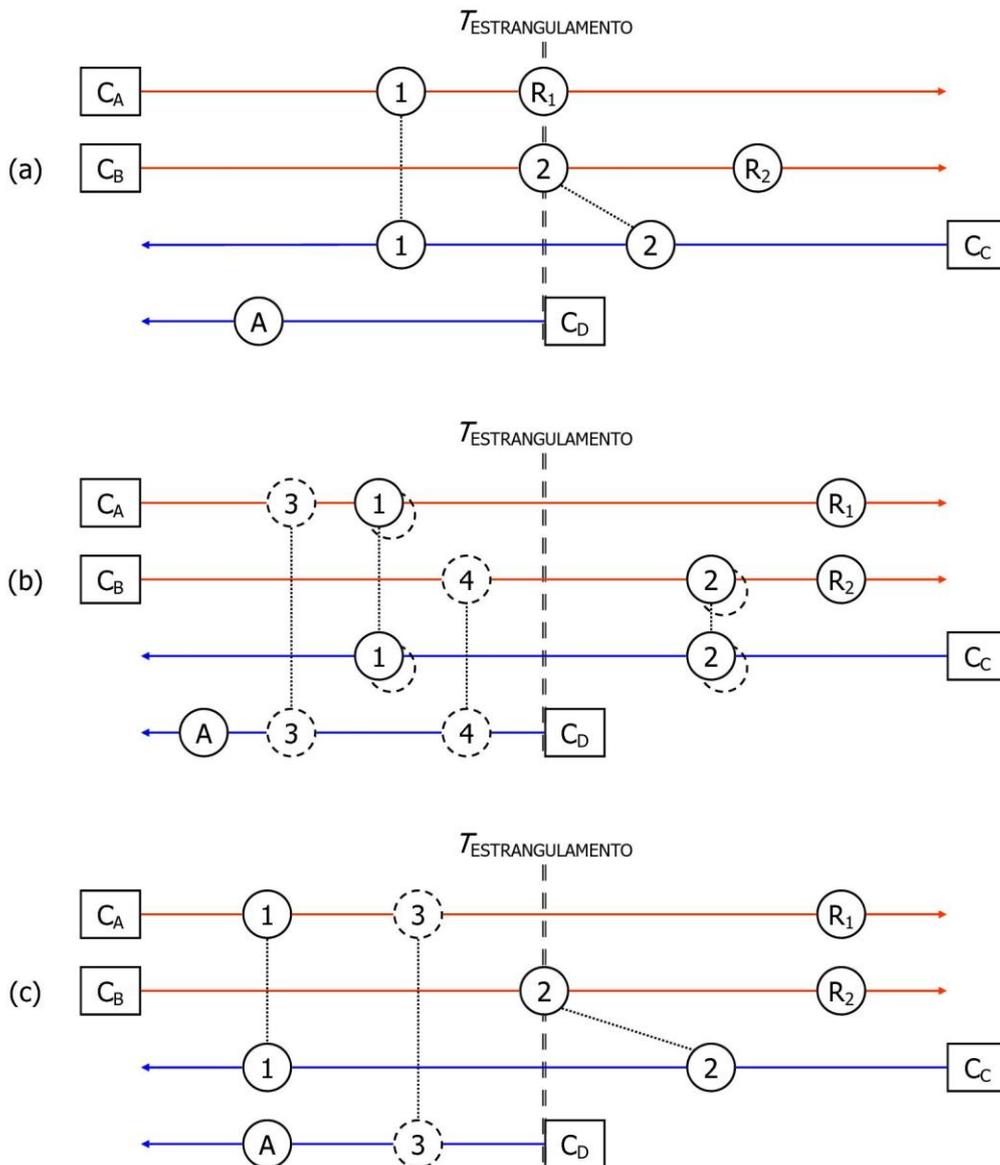


Figura 3.20. Exemplo de configuração inicial (a) e configurações alternativas (b) e (c).

Uma solução alternativa seria a recuperação apenas parcial do calor perdido através do estrangulamento (Fig. 3.20(c)), considerando modificações mais simples e de custo mais baixo.

Na otimização, Linnhoff e Hindmarsh (1983) recomendam que a integração energética seja desenvolvida a partir da região de estrangulamento, onde as restrições são mais severas, seguindo depois para as regiões de temperaturas extremas, onde há maior liberdade de escolha no uso de recursos.

Para encontrar modificações ótimas para sistemas dessa natureza, Asante e Zhu (1996) propõem um procedimento automático em dois estágios. No primeiro estágio (diagnóstico) são selecionadas as categorias de modificações capazes de permitir o ganho esperado (metas). E no segundo estágio (otimização) é definida uma superestrutura (recurso matemático computacional) que permite o emprego de programação matemática para determinar a configuração ótima dos trocadores (cargas térmicas, divisão de correntes, etc.)

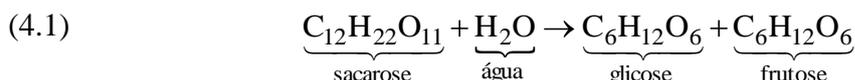
Urbaniec *et al.* (2000), tratando especificamente da fabricação de açúcar de beterraba, também propõem uma abordagem em duas etapas: escolha de modificações estruturais, principalmente no conjunto de evaporadores, seguida da otimização da rede de trocadores de calor.

Os métodos de otimização aqui apresentados foram considerados, no todo ou em parte, na definição da estratégia empregada no problema alvo deste trabalho, que será descrita no Cap. 4 (Considerações e Hipóteses).

4. CONSIDERAÇÕES E HIPÓTESES

4.1. Inversão de sacarose nas correntes

No caso estudado, parte importante da massa deslocada contém quantidades de sacarose e de água suficientes para permitir a hidrólise (inversão) de sacarose:



Rigorosamente, esses escoamentos não se encaixam na definição de correntes de processo, já que existem alterações químicas em andamento (Kemp, 2007). Por outro lado, considerando que a energia liberada por kg de sacarose invertida é sempre inferior a 44 kJ (Goldberg *et al.*, 1989), no pior caso (tratamento dos caldos), o calor produzido na inversão é da ordem de 7 kW apenas, enquanto a margem de incerteza das principais transferências de calor (através das tubulações e trocadores, fronteiras das correntes) é da ordem de 100 kW.

Considerando também que a reação é bastante lenta e é distribuída ao longo do processo sem provocar gradientes de concentração importantes, a presença da inversão foi desprezada para que os escoamentos de caldo de cana e de seus derivados pudessem ser incluídos no conjunto de correntes de processo.

4.2. Dependência temporal

Neste trabalho foram feitas aproximações para considerar o processo de produção como em estado estacionário ao longo da safra: as taxas de produção e de consumo de matérias primas foram consideradas constantes, e inferidas a partir das variações dos inventários durante o período. Não foram tratados os transientes de partida e parada da instalação, nem suas implicações.

4.3. Misturas de correntes

A menos que seja feita através de processo isotérmico, qualquer mistura de massas num sistema provoca irreversibilidades e destruição de exergia (Moran e Shapiro, 2000). Os modelos empregados neste trabalho supõem que todas as misturas de correntes sejam

isotérmicas, isto é, que cada uma das correntes envolvidas passe por aquecimento ou resfriamento em separado, de modo que as misturas aconteçam sem diferenças de temperatura. Isto foi feito para garantir que as metas calculadas expressem de fato o melhor uso possível da energia.

4.4. Escolha de ΔT_{min}

Embora o procedimento *Supertargeting* (Linnhoff e Ahmad, 1989) pudesse auxiliar na procura do ΔT_{min} que maximiza o retorno econômico do sistema analisado, no caso particular da Usina este procedimento realmente não foi necessário: os pré-evaporadores já instalados trabalham com diferenças de temperatura relativamente muito baixas; e a destilaria usa aquecimento direto por mistura com vapor (onde a diferença mínima de temperatura é virtualmente nula).

Para levar em conta as propriedades intrínsecas dos diferentes aquecedores, evaporadores e regeneradores preexistentes no sítio, e assim garantir precisão no processo de cálculo de metas (Kemp, 2007), as diferenças mínimas de temperatura entre fontes e drenos (ΔT_{min}) foram estimadas para cada corrente, conforme os componentes por onde passam (contribuições individuais, Kemp, 2007).

Foram calculados e utilizados valores de ΔT_{min} compatíveis com os equipamentos já encontrados no caso base. Isso foi feito para minimizar a necessidade de descartes e substituições de equipamentos, já que não estava no escopo deste trabalho propor grandes modificações de projeto.

4.5. Queima de bagaço, geração elétrica e consumo de vapor

O bagaço de cana produzido na moagem foi considerado completamente disponível (sem custo) para a queima e produção de vapor, de forma que não haveria razão para restringir-se o seu consumo. Ao contrário, a queima de bagaço disponível deveria aumentar tanto quanto possível, enquanto permitisse qualquer aumento de produção de açúcar, de álcool e/ou de energia elétrica.

O custo da geração elétrica foi considerado fixo, determinado apenas pelo investimento feito nas próprias turbinas e nas caldeiras de alta pressão (sem a cogeração não haveria

justificativa para a produção de vapor de alta pressão). Portanto, a cogeração deveria ser a maior possível, limitada apenas pelas capacidades das caldeiras e das turbinas, ou pela quantidade disponível de bagaço.

Embora houvesse informações sobre a aplicação de ciclos de potência avançados, com maior eficiência energética (Ensinas *et al.*, 2007a; Modesto *et al.*, 2007), neste trabalho somente as turbinas de condensação e de contrapressão foram consideradas como alternativas para a geração de potência.

Finalmente, considerando a disponibilidade de bagaço e o valor comercial da energia elétrica produzida na cogeração, o custo marginal (Mankiw, 2005) do vapor de processo (vapor de escape da turbina) foi considerado nulo, isto é, o aumento da produção de vapor de escape não implicaria aumento no custo total de operação da unidade. Assim não existia razão para procurar a redução do consumo desse vapor, em termos absolutos, mas somente para aumentar a produtividade do vapor de processo disponível.

4.6. Valores atribuídos à energia elétrica gerada

A energia gerada para consumo próprio da Unidade recebeu o valor de tabela para consumidor final, porque substituiu a compra de energia da concessionária local. E a energia elétrica gerada para o sistema interligado foi avaliada conforme preços do mercado de curto prazo, determinados pela Câmara de Comercialização de Energia Elétrica (CCEE, 2007 a 2009). (No período considerado, o preço da energia no mercado de curto prazo esteve entre 32% e 66% abaixo do preço de venda para consumidores finais da concessionária, que além da geração inclui os custos de distribuição, remuneração de capital da cadeia produtiva e impostos).

4.7. Esquemas de produção e rateio de matérias primas

As principais fontes de receita da Unidade (açúcar para exportação, etanol carburante e energia elétrica) são consideradas *commodities*, de forma que a Usina é uma tomadora de preços de mercado (Mankiw, 2005). Mas esses preços estão sujeitos a variações sazonais e à influência do cenário econômico mundial, e sua evolução no tempo não pode ser prevista com segurança absoluta. Adicionalmente, a instalação possui relativa flexibilidade de operação e até certo ponto permite que a produção de um item

particular seja priorizada (aumentada) em detrimento dos demais, o que vale para açúcar, álcool hidratado e álcool anidro. A rigor, portanto, a busca da estratégia de produção que maximize o retorno econômico da Unidade é um exercício de antecipação de variáveis estocásticas (mercadorias e futuros), com todos os seus riscos associados. Mas como a análise de tendências de mercado para os produtos da Unidade foge do escopo deste trabalho, as simulações apresentadas aqui foram baseadas na manutenção do rateio de matérias primas tal como encontrado no caso base (i.e. *business as usual*).

4.8. Propriedades termodinâmicas do caldo de cana e seus derivados

Para efeito de avaliação de entalpia e entropia específicas, as propriedades termodinâmicas do caldo de cana e dos seus derivados foram aproximadas, conforme compilação de dados de Nebra e Parra (2005), em função da fração de sólidos e da sua pureza (quantidade relativa de sacarose nos sólidos totais, conforme glossário, no Apêndice C).

4.9. Lacunas nos dados de entrada

Valores de referência encontrados na literatura foram usados para preencher as poucas lacunas observadas em meio aos dados levantados na pesquisa de campo. Para estimar as perdas de sacarose na cristalização, por exemplo, foram usados dados de Hugot (1969).

4.10. Hipóteses consideradas nas modificações simuladas

As hipóteses consideradas nas simulações foram elaboradas de forma conservadora, isto é, com a preocupação de não superestimar os recursos e nem subestimar as demandas do sistema. A intenção foi evitar a declaração de metas que não pudessem ser completamente alcançadas.

Poder Calorífico Inferior (PCI) do bagaço

Para estimar o PCI do bagaço de cana foi usado o valor de referência do Centro de Tecnologia Canavieira, de 7.498 kJ/kg (Hassuani *et al.*, 2005), que é conservador em relação ao valor médio apurado no Balanço Energético Nacional 2006/2007 (8.912

kJ/kg) do Ministério de Minas e Energia (EPE, 2007), ambos estimados para bagaço com 50% de umidade.

Qualidades dos produtos e insumos

Todas as alternativas consideradas na parte de simulação (Seção 5.3) tomam como hipótese a manutenção, em relação ao caso base, das qualidades dos insumos (teores de fibras e de sacarose da cana, por exemplo) e dos produtos (pureza do açúcar VHP, teor de etanol no álcool hidratado).

Limites intrínsecos dos processos de produção

Algumas das etapas intermediárias dos processos estão sujeitas a restrições que não podem ser contempladas pela metodologia escolhida: a temperatura da evaporação do caldo, por exemplo, precisa ser limitada de forma a controlar o escurecimento do açúcar (Hugot, 1969). Outro exemplo é a reposição de água das caldeiras: nenhum dos produtos finais depende diretamente deste dreno de calor, mas a reposição é necessária para o controle químico da água de circulação, que por sua vez é fundamental para evitar a redução da vida útil do equipamento. No contexto deste trabalho, limites dessa natureza serão considerados como intrínsecos da produção, e por isso serão mantidos em todas as alternativas propostas para a instalação.

Estado do vapor de escape das turbinas

Para evitar a redução da vida útil das turbinas de contrapressão, seu sistema de controle deve impedir a condensação do vapor durante a expansão, o que implica manter o vapor de escape seco. No caso base, o vapor que deixa as turbinas tem um superaquecimento de 16°C, mas outros sistemas de porte comparável podem operar com grau de superaquecimento bem menor, da ordem de 5°C. Ocorre que cada 1°C de superaquecimento significa a renúncia a aproximadamente 0,23 MW (1% da geração), por isso é importante que esta margem seja tão reduzida quanto possível, dentro dos limites de segurança do sistema de controle.

As configurações alternativas propostas no texto não consideraram eventuais alterações no ponto de operação das turbinas. Espera-se, entretanto, que pequenas variações no grau de superaquecimento sejam facilmente conciliáveis com as demais modificações:

todas as alternativas comportam a redução da oferta de calor, e nenhuma delas realmente depende do grau de superaquecimento do vapor de escape.

Capacidade de produção de vapor vivo

A possibilidade de ampliação da capacidade das caldeiras foi descartada em vista do alto custo de investimento que implicaria (resultado de estudo de expansão, documento da Usina, não publicado).

Capacidade ociosa

As simulações feitas neste estudo não estão sujeitas a restrições sobre a capacidade ociosa dos equipamentos, i.e., para efeito de simulação, cada equipamento pode operar com carga máxima em qualquer tempo.

No caso base, entretanto, de maneira geral os equipamentos operam conservando alguma capacidade ociosa. Então, para permitir a diferenciação entre aproveitamento da capacidade ociosa e otimização por integração de processos, e assim evitar equívocos nas interpretações dos resultados, a primeira simulação (caso 2) será feita para extrapolar os resultados de produção do caso base removendo eventuais gargalos de produção provocados por ociosidade de equipamentos.

Eficiência dos conjuntos turbogeradores

Em todas as simulações com incremento da geração elétrica, a eficiência energética dos conjuntos turbogeradores foi considerada constante em relação ao caso base.

Condições de operação dos evaporadores

Todas as simulações foram feitas com hipóteses conservadoras para os limites de capacidade dos evaporadores, para as perdas de carga e para os gradientes mínimos de temperatura.

Restrições na otimização da instalação

Depois de uma análise preliminar do caso base, foi estabelecido um conjunto de restrições e diretrizes para orientar a seleção das configurações alternativas:

- A quantidade e a extensão das modificações devem ser tão reduzidas quanto possível. O potencial de ganho não seria suficientemente grande para justificar intervenções múltiplas (alto custo de instalação e lucro cessante durante a parada).
- Não está prevista a substituição das caldeiras, nem acréscimo na capacidade instalada de geração de vapor de alta pressão.
- Não estão previstas modificações na configuração das colunas de destilação.

5. RESULTADOS E DISCUSSÕES

5.1. Conciliação dos dados e levantamento do caso base

Neste trabalho os dados de entrada foram recolhidos durante pesquisa de campo, tendo sido encontrados em forma de

- registros da instrumentação permanente da Usina;
- relatórios (boletins) técnicos industriais;
- notas de trabalho da equipe de operação;
- dados de projeto e folhas de dados de equipamentos;
- plano de expansão elaborado por consultoria externa.

A fonte de dados mais importante para este estudo foi o Boletim Industrial (Usina Coruripe, 2008), que mostrava a produção acumulada e os insumos totais consumidos na safra, dados que permitiram determinar as taxas médias de produção e consumo de matérias primas na Unidade. O Boletim também trazia resultados das análises químicas, feitas na própria Usina e em laboratório externo, para determinar a fração de sólidos e os teores de fibras e de sacarose de amostras da cana, do caldo bruto e dos seus derivados, informações que foram utilizadas na etapa seguinte, de validação dos dados.

Conciliação e validação dos dados de entrada

Para testar a consistência dos dados disponíveis e descartar valores discrepantes (conciliação dos dados), o sítio foi dividido em volumes de controle menores (etapas da produção), que depois foram submetidos a balanços de massa e energia. A Fig. 5.1 mostra as principais etapas de produção e seus relacionamentos na fase de conciliação dos dados: moagem, tratamento do caldo, filtragem e evaporação *flash*, clarificação, evaporação em múltiplos estágios e secagem; com derivações para preparo de mosto, fermentação, centrifugação e destilação.

As equações de balanço de massa e energia foram resolvidas com auxílio de um conjunto de planilhas eletrônicas. As soluções foram alcançadas por meio de processos iterativos (Moran e Shapiro, 2000) onde era necessário avaliar propriedades

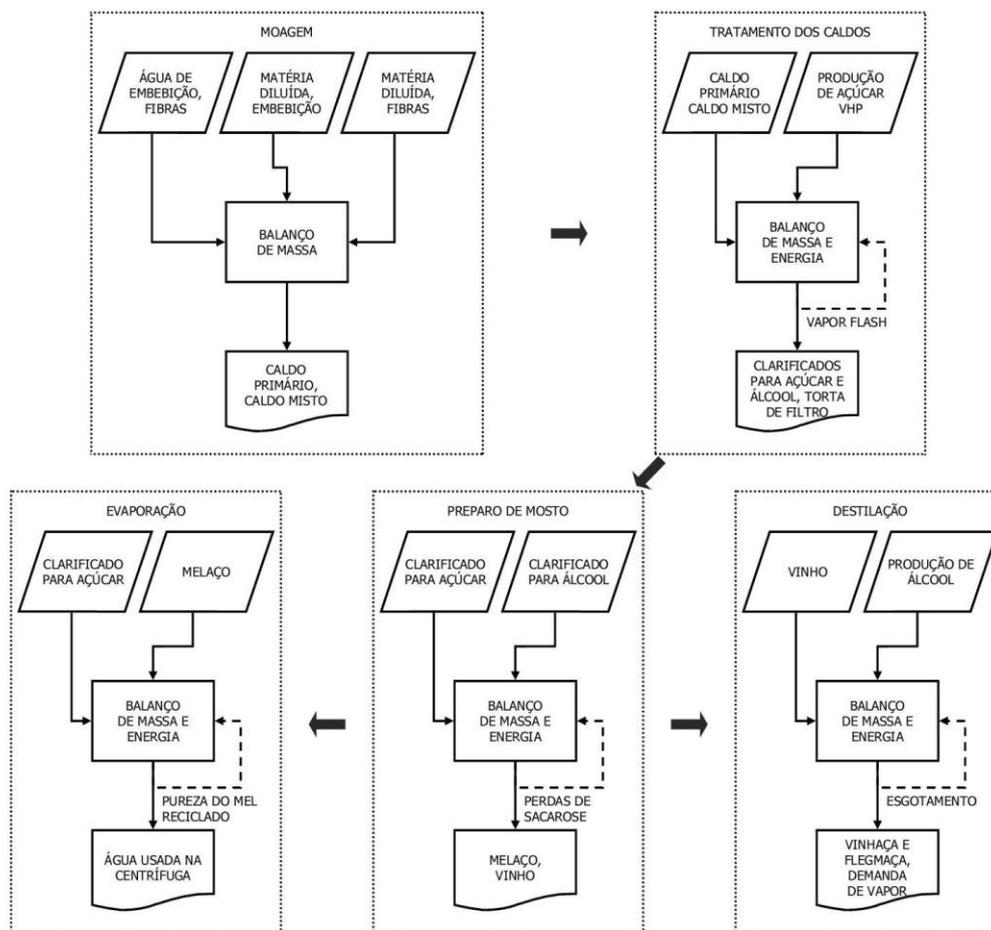


Figura 5.1. Etapas da solução do balanço de massa e energia. Linhas tracejadas indicam os segmentos sujeitos a reiterações.

termodinâmicas do caldo de cana ou seus derivados e/ou da água ou do vapor nas correntes, antes que as condições de temperatura, pressão e concentração fossem completamente conhecidas (situações que foram indicadas na Fig. 5.1 com de linhas tracejadas). Em todos os casos a convergência foi alcançada após 3 a 4 reiterações.

Na fase de conciliação foram exploradas as redundâncias nos dados de entrada para descartar inconsistências e erros grosseiros. Enfim, os balanços de massa e energia foram fechados satisfatoriamente: as propriedades (vazão de massa e carga térmica) de todas as principais correntes de processo foram determinadas com incertezas iguais ou menores do que 3% (inferiores a 1% na etapa de moagem, por exemplo).

Caracterização da instalação como encontrada: o caso base

A Fig. 5.2 mostra o fluxograma simplificado dos processos de moagem de cana e de fabricação de açúcar e álcool na Usina. Tal arranjo de equipamentos, juntamente com

seus parâmetros de operação e os resultados de produção verificados ao longo da safra 2007/2008 (Tab. 5.1) formam o que foi definido como o caso base.

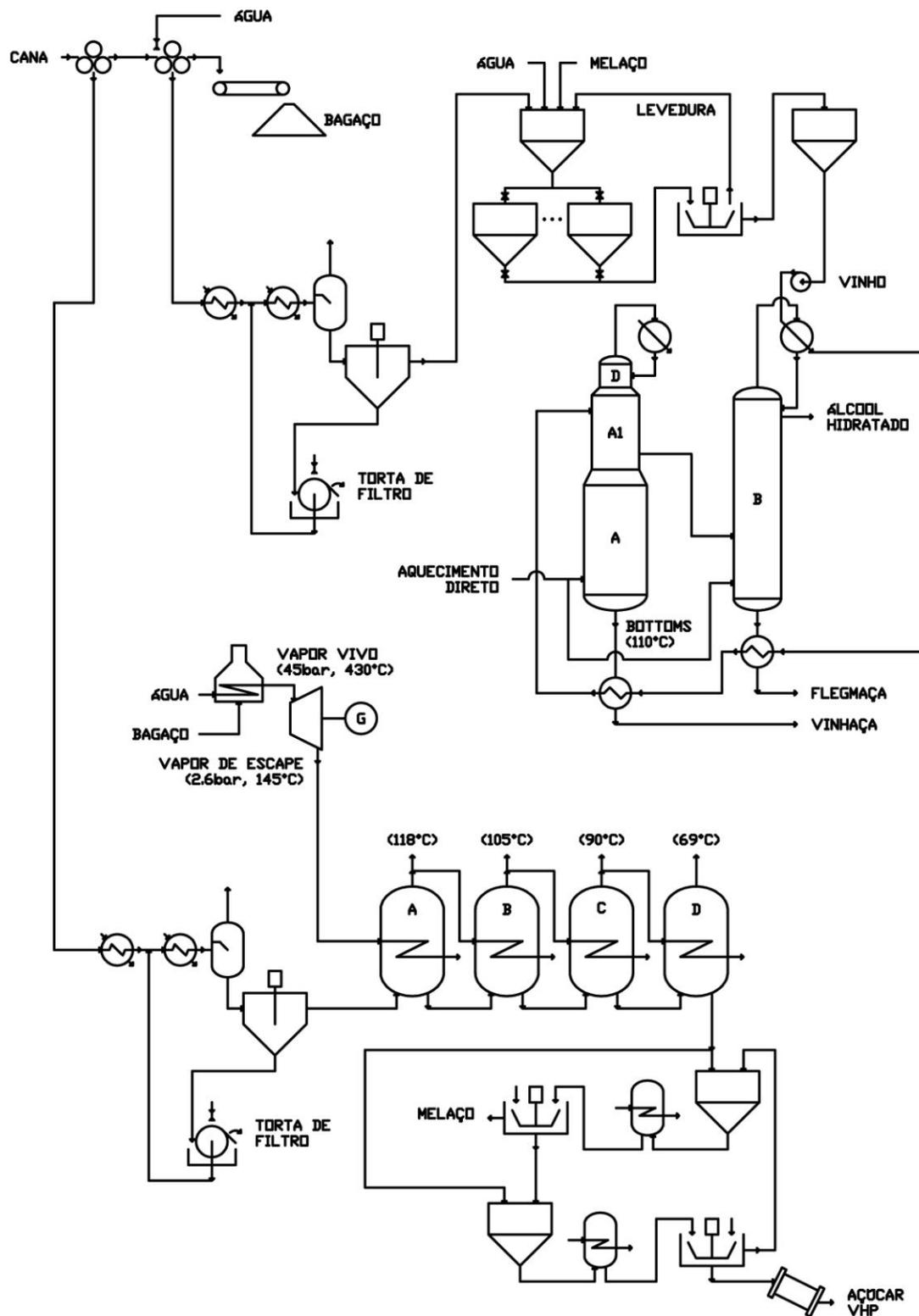


Figura 5.2. Fluxograma simplificado da instalação, incluindo moagem, evaporação e secagem (fábrica de açúcar), destilaria (fábrica de álcool) e sistema de cogeração.

Tabela 5.1. Indicadores de desempenho da instalação no caso base.

Produção			
Açúcar VHP	48,7	t/h	
Álcool carburante hidratado	27,7	t/h	
Torta de filtro (fertilizante)	20,4	t/h	
Potência elétrica média gerada para consumo próprio	11.332	kW	
Potência elétrica média excedente (comercializada)	13.791	kW	
Vinhaça com flegmaça	484,3	t/h	
Consumo			
Cana processada	703,3	t/h	
Bagaço queimado durante a moagem	114,5	t/h	
Bagaço queimado nas partidas e paradas	59,1	t/h	
Bagaço queimado total	173,6	t/h	
Recursos disponíveis		Ociosidade	
Bagaço produzido na moagem	193,6 t/h	10 %	
Capacidade da caldeira	270,0 t/h	-	
Capacidade dos turbogeradores	42,0 MW	40 %	
Capacidade das colunas de destilação (álcool hidratado)	37,5 m ³ /h	26 %	
Capacidade do pré-evaporador (vapor produzido)	242,2 t/h	-	
Vapor de escape disponível para evaporadores	263,6 t/h	-	
Umidade separada nos evaporadores	395,1 t/h	3,2 %	
Taxa de utilização dos cozedores	78,8 %	21 %	
Outorga para captação de água	350 m ³ /h	-	

A Tab. 5.1 trás a lista com os indicadores que foram usados para avaliar o desempenho da instalação no caso base:

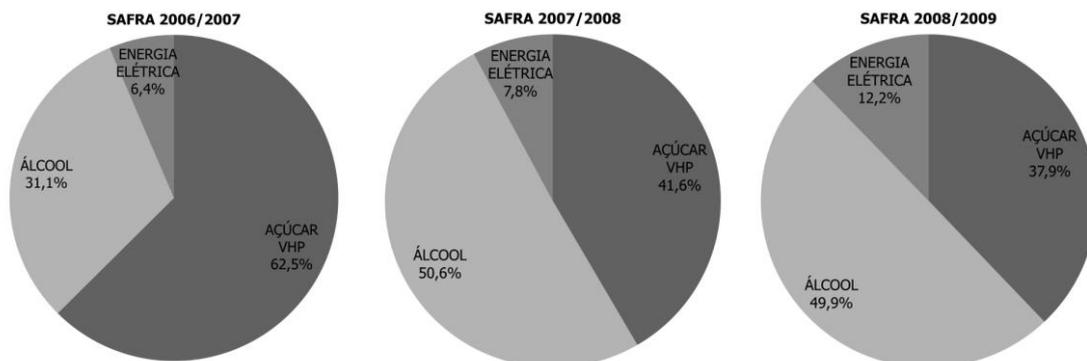
- o bagaço produzido na moagem foi suficiente para sustentar toda a produção de vapor das caldeiras, garantindo ainda uma reserva técnica da ordem de 90 mil toneladas (aproximadamente 10% da produção total), que foi poupada para uso na próxima partida da Unidade;

- os turbogeradores operaram parcialmente ociosos no período analisado (40% abaixo da capacidade instalada), o que indica que a geração total de energia elétrica poderia ser incrementada sem investimentos adicionais nessa seção da instalação;
- na destilaria, as colunas também suportariam algum aumento de produção, desde que continuassem dedicadas à produção de álcool carburante hidratado;
- os evaporadores poderiam suportar aumento de até 3,2% na produção de xarope, e os cozedores da fábrica de açúcar poderiam acomodar aumento de produção da ordem de 20%, sem expansão da área de troca de calor;
- mas as caldeiras trabalharam no limite da capacidade, impossibilitando qualquer expansão na demanda de vapor vivo ou de vapor de processo, e assim provocando um gargalo na produção.

Avaliação econômica preliminar

As principais receitas da unidade são provenientes da comercialização de açúcar VHP (veja glossário no Apêndice C), de álcool carburante (anidro ou hidratado) e do excedente da energia elétrica produzida em cogeração.

Os resultados econômicos das últimas safras (Fig. 5.3) foram estimados a partir dos dados de produção da unidade e dos preços médios de mercado nos períodos correspondentes (CEPEA, 2009; CCEE, 2007 a 2009).



Nota: a parcela álcool inclui o álcool carburante anidro e o hidratado, e a parcela energia elétrica inclui o valor da energia consumida na Unidade e o valor da energia exportada para o Sistema Interligado Nacional.

Figura 5.3. Evolução da composição da receita bruta da Unidade entre 2006 e 2009.

Na média das últimas três safras, o açúcar foi a maior fonte de receita para a Unidade, respondendo por 47% da receita bruta, enquanto as vendas de álcool anidro e álcool hidratado responderam por 44% e o valor total da energia elétrica gerada foi equivalente a 9,0%.

Em termos absolutos, o retorno econômico da geração elétrica é apenas secundário. Por outro lado, entre os principais componentes do custo de operação da Unidade, o único que pesa somente sobre a geração elétrica é a manutenção dos conjuntos de turbogeradores. O custo de oportunidade (Mankiw, 2005) associado à geração é relativamente baixo, o que torna sua taxa de retorno maior do que a média entre as fontes de receita. Embora não esteja no escopo deste trabalho fazer a demonstração, a afirmativa é de fato consistente com o crescimento real da participação da geração elétrica na receita da Unidade (Fig. 5.3).

A expectativa de retorno econômico deu motivo para que neste trabalho fossem consideradas especialmente as alternativas de readaptação da Unidade com algum potencial para incremento da geração elétrica.

5.2. Aplicação do MPE

Metas para consumo de utilidades e recuperação de calor na Usina

A partir dos resultados dos balanços conciliados de massa e energia (Seção 5.1) foram definidas 46 correntes de processo a serem consideradas na análise do caso base. As principais delas estão listadas na Tab. 5.2, com as respectivas condições de entrada e de saída e demandas de fonte quente ou fria. A lista completa das correntes consideradas está disponível no Apêndice B.

Entre as correntes frias, a evaporação do caldo clarificado destinado à produção de açúcar tem a maior das cargas térmicas, como esperado (Ensinas *et al.*, 2007b). Em seguida vem a demanda do refeedor da destilaria, onde acontece a mistura de vapor e vinho (aquecimento por contato direto).

Os dados das correntes serviram como entradas para os algoritmos do método tabular e para geração das curvas compostas (CCs), das grandes curvas compostas (GCCs) e dos perfis de fontes e drenos do sítio (SSSP), todos desenvolvidos para uso nesta dissertação

e implementados em linguagem MatLab (marca registrada de The MathWorks, Inc.) O aplicativo *Pinch Analysis Spreadsheet* (Norwood, 2007) também foi alimentado com os dados do caso base, confirmando os resultados encontrados e assim validando os códigos desenvolvidos nesta parte do trabalho.

Tabela 5.2. Principais correntes consideradas na análise do caso base (veja Fig. 5.2).

Processo/Corrente	Quente (Q) ou Fria(F)	$T_{entrada}$ °C	$T_{saída}$ °C	ΔT_{min} °C	Carga MW
Fábrica de açúcar					
Vapor VV ₁ liberado	Q	118	118	0,0	148,5
Clarificado para açúcar, pré-aquecido	F	119	119	2,0	147,2
Vapor VV ₂ liberado	Q	105	105	0,0	48,6
Concentrado do 2º efeito (B) do EME	F	107	107	11,0	44,8
Concentrado do 3º efeito (C) do EME	F	93	93	12,0	27,2
Caldo bruto para açúcar (30 a 35°C)	F	33	83	10,0	25,4
Massa do cozedor A	F	64	67	51,0	21,5
Vapor VV ₄ liberado	Q	69	69	25,6	17,6
Concentrado do 4º efeito (D) do EME	F	73	73	17,0	14,5
Caldo tratado, açúcar	F	83	105	10,0	14,4
Clarificado para açúcar, sub-resfriado	F	91	119	11,0	8,2
Destilaria					
Vapor direto para refeedor	F	118	118	0,0	57,9
Vinhaça com flegmaça	Q	110	45	6,0	36,7
Vinho frio	F	32	92	6,0	27,1
Caldo tratado para álcool, frio	F	33	83	29,7	10,1
Caldo tratado para álcool, pré-aquecido	F	83	105	24,2	5,9
Caldeira					
Água de reposição, fria	F	26	75	15,0	4,6
Água de reposição, pré-aquecida	F	75	118	0,0	4,1

As CCs dos processos de fabricação de açúcar e de álcool relativas ao caso base estão mostradas na Fig. 5.4, e revelam, pela sobreposição das curvas quentes e frias,

potenciais para recuperação interna de calor de aproximadamente 170 MW e 50 MW, respectivamente.

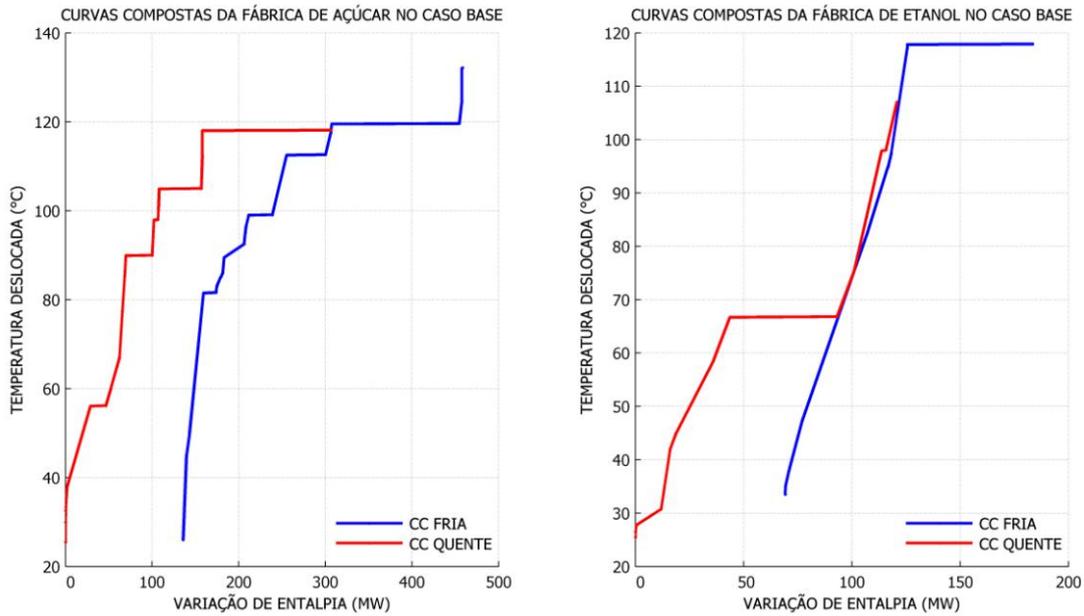


Figura 5.4. Curvas Compostas das fábricas de açúcar e de álcool no caso base.

O método tabular (Linnhoff e Flower, 1978a; Seção 3.1) foi empregado para determinar as temperaturas de estrangulamento dos processos de fabricação de açúcar (118°C) e de álcool (75°C) e para construir as GCCs dos dois processos (Fig. 5.5).

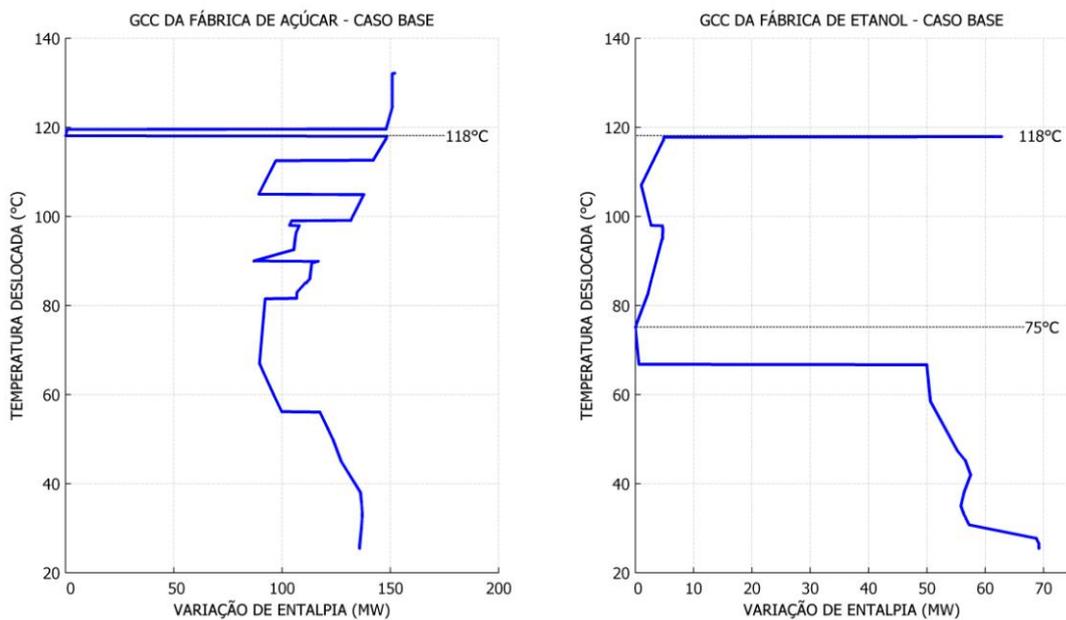


Figura 5.5. GCCs dos processos e SSSP do sítio no caso base.

Neste ponto da análise, uma inspeção cuidadosa das GCCs (Fig. 5.5) já revela que toda a demanda de fonte quente da fábrica de álcool (aproximadamente 65 MW) pode ser suprida pelo calor rejeitado na fábrica de açúcar (vapor vegetal VV₁, Tab. 5.2).

O potencial para integração energética favorece o esquema de produção de açúcar com destilaria anexa, uma característica comum nas indústrias do setor: de fato, apenas 1/6 da produção de álcool do Centro-Sul do Brasil provém de destilarias autônomas, que produzem somente álcool (Lamounier *et al.*, 2006).

No diagrama da Fig. 5.6 estão resumidos os resultados do cálculo de metas para consumo de utilidades e recuperação de calor na Unidade. O mínimo consumo de vapor de escape para manter a produção seria equivalente a 152 MW (Fig. 5.6), enquanto o consumo real superava os 169 MW (11% maior) e a recuperação total de calor foi calculada em 54 MW, ou 76% da meta de 71 MW.

A otimização da recuperação interna de calor reduziria o consumo de utilidades em 17 MW, que por sua vez poderiam ser utilizados para aumentar a geração elétrica para exportação (Fig. 5.6) e/ou para aumentar a capacidade de processamento de cana, alternativas que serão investigadas na parte de simulação (Seção 5.3).

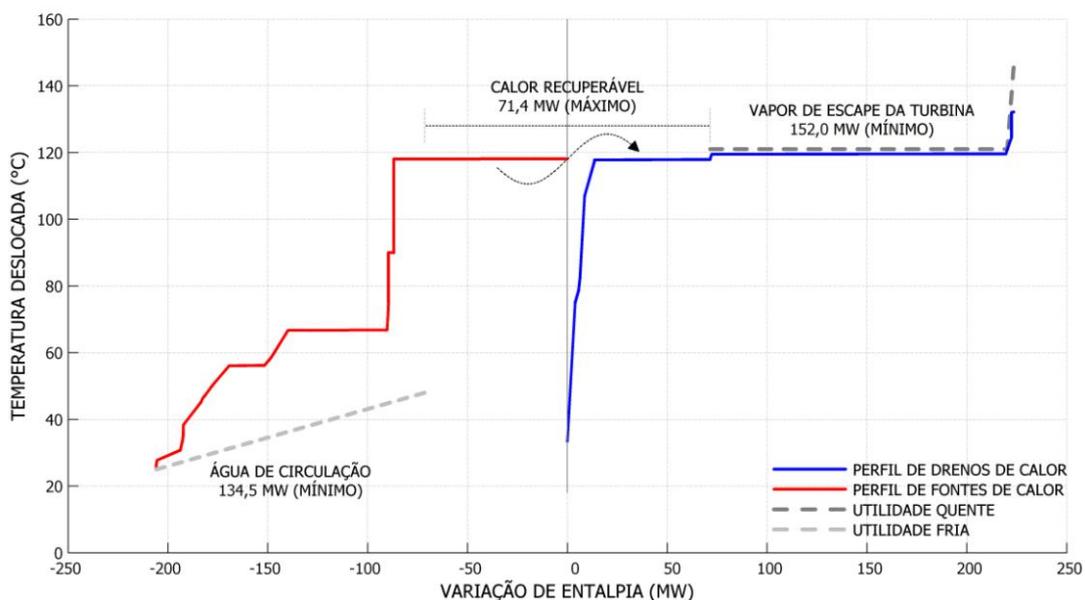


Figura 5.6. Perfis de fontes e drenos de calor do caso base.

Causas do desvio em relação às metas para consumo de utilidades

O excesso no consumo de utilidades (diferença entre consumo real e meta calculada) é consequência de transferências de calor através da região de estrangulamento (Linnhoff e Hindmarsh, 1983). Na análise do caso base, tal tipo de transferência foi identificado e localizado por inspeção da grade de correntes (Linnhoff e Flower, 1978a), que foi construída com esse propósito e que tem sua parte mais relevante mostrada na Fig. 5.7.

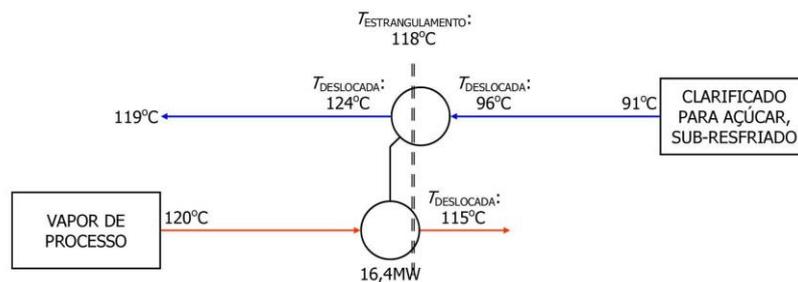


Figura 5.7. Resumo da grade de correntes do caso base (aquecimento do caldo clarificado na fábrica de açúcar).

A maior transferência de calor através do estrangulamento acontece no primeiro estágio do evaporador de múltiplos efeitos (estágio A na Fig. 5.8): o caldo clarificado (corrente fria) entra a 91°C, portanto com temperatura inferior à do estrangulamento do processo

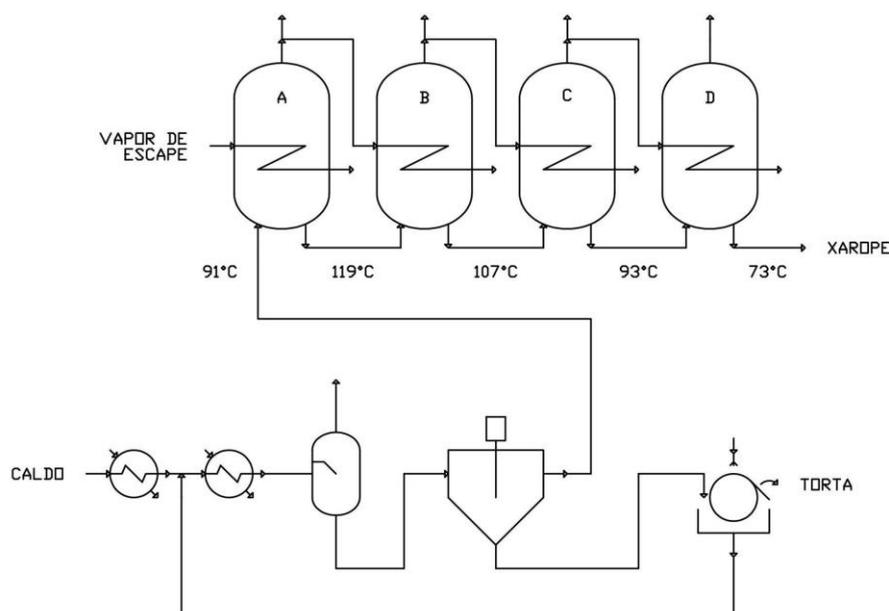


Figura 5.8. Evaporador de múltiplos efeitos.

(118°C), mas recebe calor da utilidade quente (vapor de processo a 120°C). Para aquecer o caldo até a temperatura de estrangulamento, a utilidade transfere 12 MW, que poderiam ser recuperados do vapor vegetal liberado no primeiro estágio do evaporador (VV₁).

A situação caracterizada através da Fig. 5.7 responde por 71% do excesso no consumo de vapor de processo, e também acarreta um excesso no consumo de utilidade fria (água de circulação), por isso é duplamente indesejável. Na sequência deste trabalho serão propostas e avaliadas alternativas para os processos e/ou para o projeto da Usina, especificamente com vista a eliminar ou reduzir essa transferência de calor através do estrangulamento.

Metas para geração elétrica na Usina

A Fig. 5.9 mostra as metas calculadas para geração e cogeração na Unidade (Dhole e Linnhoff, 1993). Descontada a demanda de calor dos processos (área sob o perfil de drenos), a máxima potência mecânica disponível pela da expansão do vapor vivo das caldeiras (exergia ou disponibilidade) foi avaliada em 54,6 MW, dos quais 16,7 MW somente poderiam ser desenvolvidos com emprego de uma turbina de condensação, que não esteve disponível no caso base (essa restrição se aplica também aos 9,7 MW que poderiam ser gerados a partir das correntes quentes, abaixo de 120°C).

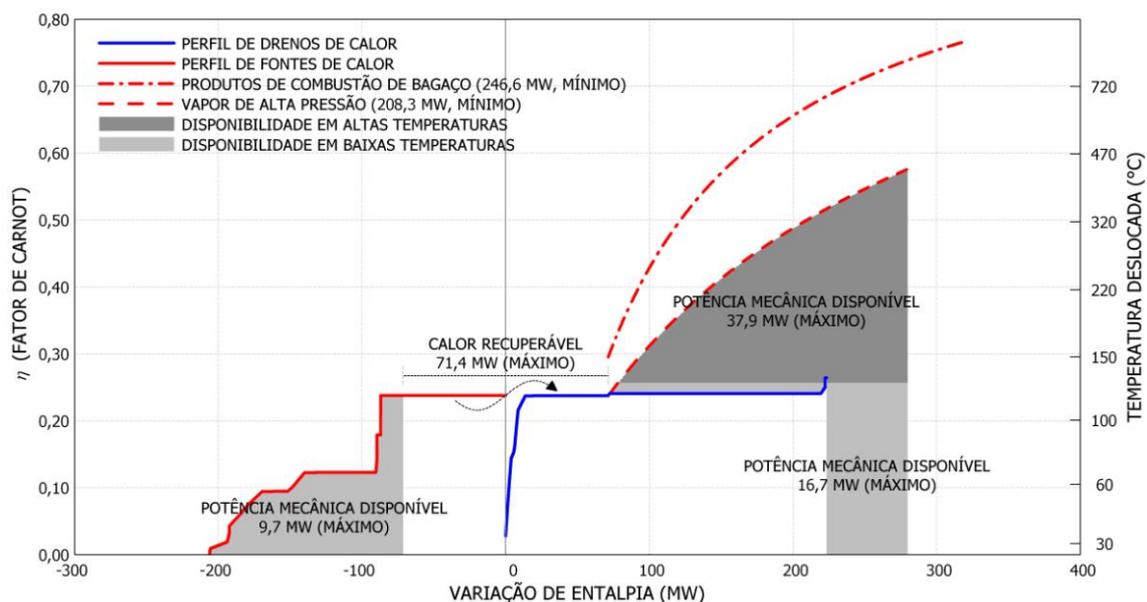


Figura 5.9. Metas de geração e cogeração para o caso base.

Da disponibilidade que poderia ser aproveitada no caso base (37,9 MW), a geração elétrica bruta converteu em média 24,1 MW, com perdas de 6,0 MW no ciclo de potência. Outros 3,6 MW foram perdidos por causa das diferenças de temperatura na transferência de calor do vapor de escape para as correntes frias.

Os 4,2 MW restantes foram perdas não determinadas, que pelo menos em parte podem ser associadas às interrupções na geração, com operação das válvulas de desvio de vapor, seja durante as partidas e paradas da Unidade ou para atender a determinações do Operador Nacional do Sistema Interligado, relativas ao despacho de energia.

A eficiência exergética global da geração elétrica no caso base foi considerada satisfatória: a geração bruta (24,1 MW_e) equivale a 64% dos 37,9 MW disponíveis no caso base. As limitações esperadas foram confirmadas: destruição de exergia na rede de trocadores de calor, operação de válvulas de desvio de vapor. Na parte de simulação (Seção 5.3) serão investigadas alternativas de projeto e/ou de processo para aproveitar a disponibilidade das fontes quentes de baixa temperatura (abaixo de 120°C).

5.3. Simulação de configurações alternativas

Nesta seção estão discutidos os principais resultados de cada caso estudado e suas implicações.

Caso 2: Operação sem capacidade ociosa

Neste caso foi considerado o aumento uniforme da moagem e da produção de caldos até o limite da capacidade instalada. A simulação mostrou que um gargalo de produção apareceria na seção de evaporação, quando o aumento na moagem chegasse a 3,2%. Essa modificação não exigiria aumento da capacidade das caldeiras: a demanda de utilidade quente (vapor de escape) seria mantida constante porque o acréscimo da evaporação em relação ao caso base aconteceria somente nos efeitos que consumiam o vapor vegetal disponível (no caso base o pré-evaporador já operava na sua capacidade nominal).

Dentro da hipótese de aumento homogêneo de produção, o aumento da moagem também desencadearia um acréscimo na produção de caldo secundário e de álcool hidratado.

Caso 3: Economia de vapor e aumento da geração elétrica

Na otimização energética da Unidade foram considerados os recursos da Seção 3.7. A própria aplicação do MPE (Seção 5.2) restringiu o espaço de soluções a ser pesquisado, na medida em que resultou na indicação do principal ponto de ineficiência da instalação (primeiro estágio do evaporador de múltiplos efeitos), contemplando restrições termodinâmicas (Primeira e Segunda Leis) e econômicas (pela da escolha de ΔT_{min}). As considerações da Seção 4.10 serviram para reduzir ainda mais o espaço das soluções e o problema remanescente foi tratado a partir de uma abordagem heurística, tendo o primeiro estágio do evaporador de múltiplos efeitos como o alvo das modificações de projeto e/ou de processo.

Para eliminar ou minimizar a transferência de calor através do estrangulamento (Fig. 5.7), esquemas alternativos para a alimentação do caldo de cana foram testados em simulações, como em Urbaniec *et al.* (2000), e foram avaliados quanto à capacidade de reduzir o consumo de utilidades. Esse processo levou à proposição de uma nova configuração para o EME, conforme a Fig. 5.10 mostra para o caso 3. Outros esquemas não convencionais para alimentação do caldo já foram considerados na literatura, como alimentação em paralelo (Hugot 1969), reversa e mista (Higa 2003).

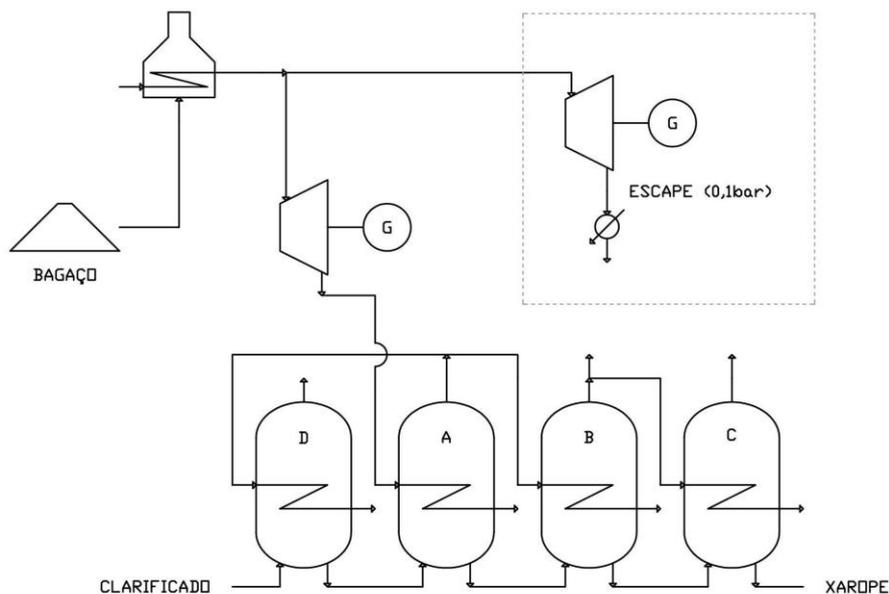


Figura 5.10. Configuração alternativa do Caso 3, com a turbina de condensação em destaque.

O caso 3 (Fig. 5.10) foi desenvolvido com o objetivo de explorar a oportunidade de aumento na recuperação de calor (Seção 5.2), com foco no acréscimo da geração total de potência elétrica. O vapor de processo poupado com o aumento da recuperação deixaria de passar pela turbina de contrapressão e seria aproveitado mais eficientemente numa turbina de condensação adicional.

Na nova configuração da Fig. 5.10, o evaporador D aqueceria o caldo até perto da temperatura de ebulição, utilizando o vapor VV_1 , recuperado do estágio A. Essa mudança reduziria a troca de calor através do estrangulamento, aumentaria a recuperação total de calor e diminuiria a demanda de vapor de escape em 6,4 MW (3,9% em relação à demanda do caso base).

Com a instalação de uma turbina de condensação (Fig. 5.10), o vapor poupado poderia gerar 1,5 MW elétricos, resultando num aumento líquido de 0,7% na potência média total gerada na instalação. Pela estimativa preliminar do tempo de retorno do investimento associado, a implementação do caso 3 seria economicamente inviável.

Caso 4: Economia de vapor e maximização da geração elétrica

Durante a simulação do caso 3 foi notada a existência de um excedente de vapor vegetal equivalente a 12,8 MW, que foi tratado como rejeito e ainda contribuiu para a demanda de fonte fria. Para permitir o aproveitamento do excesso de VV_1 , no caso 4 (Fig. 5.11) foi considerada a instalação de um ejetor (termocompressor), que usaria uma pequena parte do vapor vivo das caldeiras para regenerar (aumentar a pressão e a temperatura) o vapor vegetal disponível.

Pela simulação, o novo arranjo poderia aumentar a recuperação de calor em relação aos níveis do caso base e produzir a potência adicional de 2,0 MW, representando um aumento líquido de 2,8% em relação à capacidade da Unidade no caso base.

Nas duas últimas simulações (casos 3 e 4) foram consideradas alternativas voltadas para o incremento da geração elétrica fazendo uso do vapor economizado pela mudança na sequência dos evaporadores. Antes de fazer a comparação dos casos e prosseguir com testes de viabilidade econômica, entretanto, serão avaliadas alternativas voltadas para o aumento da produção de açúcar e álcool (casos 5 e 6).

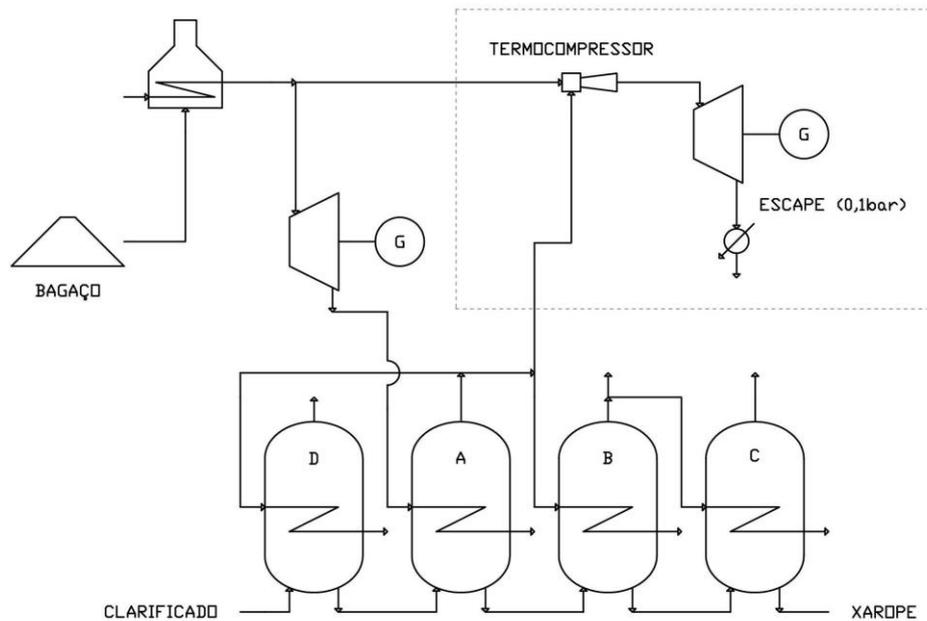


Figura 5.11. Configuração alternativa do caso 4: regeneração de vapor com emprego de termo compressor.

Caso 5: Aumento da evaporação até o consumo completo do vapor de escape

Ainda considerando a modificação do EME que foi proposta no caso 3 (apenas no que diz respeito à alimentação do caldo de cana), neste caso foi simulado o aumento da moagem e da vazão de clarificado para a evaporação, de forma que as caldeiras continuassem a plena potência, a cogeração continuasse no nível do caso base e que a evaporação consumisse todo o vapor de escape disponível (esquema da Fig. 5.12).

O ajuste foi feito por reiteração, que convergiu para um aumento de 3,0% na moagem. O resultado é semelhante ao do caso 2, o que mostra que a modificação isolada do EME não traria retorno satisfatório.

Caso 6: Maximização da recuperação de calor com aumento de área de troca no EME

Durante a simulação do caso 5 foi constatada a necessidade de fonte fria para condensar uma parte dos vapores vegetais (VV) equivalente a 15,5 MW. A produção de VV excedia o limite de recuperação em 12,4 MW, e os outros 3,1 MW eram rejeitados porque algum vapor de escape era utilizado em lugar de VV (com transferência de calor através do estrangulamento).

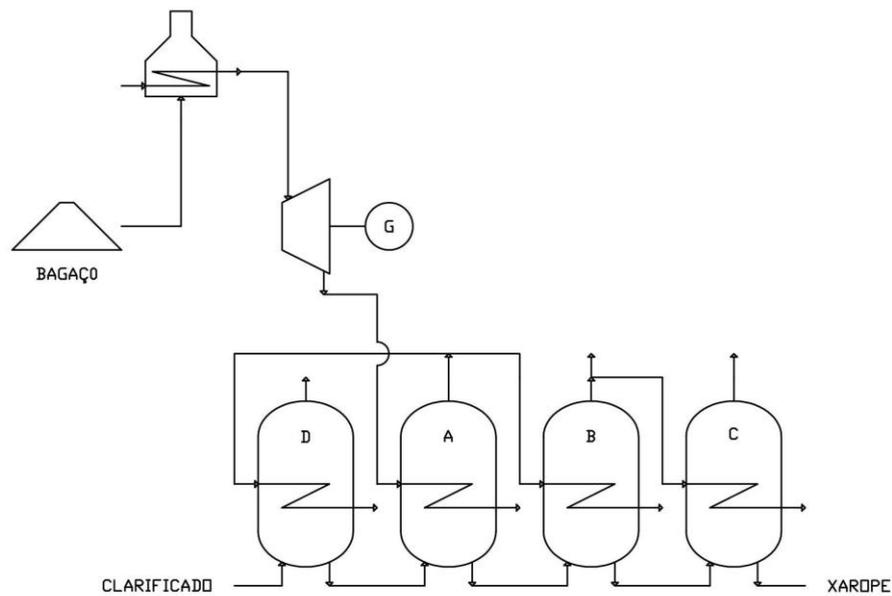


Figura 5.12. Esquema do EME e da cogeração nos casos 5 e 6.

O caso 6 foi proposto para investigar as possibilidades de aproveitamento energético desse excedente de VV, com vista a permitir aumento marginal da produção (limitada no caso 5 pela disponibilidade de vapor de escape) e redução da demanda de fonte fria (que é indesejável na medida em que gera efluentes e consome potência elétrica nas bombas e ventiladores da torre de resfriamento).

Os principais consumidores de VV no caso 5 eram:

- destilaria (VV₁, 60,5 MW);
- estágio B do EME (VV₁, 45,1 MW);
- estágio C do EME (VV₁, 24,6 MW);
- estágio D do EME (VV₁, 23,9 MW).

O consumo de VV₁ na destilaria está vinculado à produção de álcool e, em última instância, ao rateio de matérias-primas (caldos) entre as fábricas de açúcar e de álcool. Mas, como já foi declarado, não está no escopo deste trabalho propor modificações na estratégia de produção da unidade e não foi considerada aqui a possibilidade de aumento independente (não homogêneo) do consumo na destilaria.

Por eliminação, ficava a alternativa do aumento do uso de VV_1 nos estágios do EME (Fig. 5.12). Nesse caso o equipamento mais indicado para expansão de área seria o estágio B, que seria capaz de acomodar o mesmo aumento de carga com menor acréscimo de área de troca: o evaporador B separa 26 kg de vapor por hora por m^2 de área, contra 24 kg/h/ m^2 do estágio C e 20 kg/h/ m^2 do estágio D (Salatino, 2007).

A estimativa pelo melhor caso (recuperação máxima de calor dentro de cada processo) foi suficiente para descartar a viabilidade das primeiras alternativas testadas. No caso 6, entretanto, foi necessário considerar as limitações no aproveitamento de VV_2 , VV_3 e VV_4 (capacidade instalada do caso base e demanda em baixas temperaturas) e evitar que o VV_1 disponível fosse superestimado.

Na simulação, a alimentação de caldo e a capacidade do evaporador B foram reiteradamente aumentadas até que fosse possível a máxima recuperação de VV, que ficou limitada pela demanda escassa em baixas temperaturas.

O aproveitamento de VV simulado no caso 6 (192,0 MW, incluindo o vapor direto fornecido à destilaria) representaria um acréscimo de 10,9% em relação à recuperação real de calor no caso base. Para alcançar essa condição, entretanto, seria necessário um aumento de 32% na área de troca do evaporador B, além do reposicionamento de parte dos trocadores usados no preaquecimento do caldo, para aumentar a recuperação em baixas temperaturas (questão de importância secundária, em termos de custo de implementação). Do ponto de vista do consumo de energia, a configuração do caso 6 apresenta um desempenho comparável ao do caso 5 e melhor do que o do caso base (Tab. 5.3).

Tabela 5.3. Comparação dos resultados do caso 6.

		Caso base	Caso 2	Caso 5	Caso 6
Demanda mínima de utilidade quente	(MW)	152,2	158,4	161,5	161,5
Demanda efetiva de vapor de escape	(MW)	164,6	164,6	164,6	164,6
Transferência através do estrangulamento	(MW)	12,4	6,2	3,1	3,1
Área de troca do evaporador B do EME	(m^2)	3000	3000	3000	3960
Processamento total de caldo	(t/h)	681,1	702,3	700,9	743,0
Aumento de receita em relação ao caso base	(%)	-	3,0	2,8	8,5

As modificações do caso 6 aumentariam a capacidade de processamento de cana, de 703,3 para 768,0 t/h (acréscimo de 9,1% em relação ao caso base), com o resultado anual da produção de açúcar e álcool subindo para 248,8 mil t e 141,2 mil m³ respectivamente.

Com a geração elétrica bruta mantida constante em relação ao caso base, o resultado acima significaria um aumento de 8,5% na receita anual da Unidade.

Notas sobre a simulação do caso 6

Como neste caso o caldo entra mais aquecido no pré-evaporador A, seria esperada uma redução no diferencial médio de temperatura (da ordem de 0,3°C). Para manter a transferência de calor em relação ao caso base, a pressão do vapor de escape deveria ser ligeiramente aumentada (aproximadamente 0,02 bar). Essa variação estaria abaixo do limite de incerteza das medidas disponíveis, e por isso o impacto (negativo) sobre a geração de potência foi desprezado. A mudança das condições de operação ainda permitiria que o último estágio do EME operasse com perda de carga até 0,3 bar maior do que no caso base. Isso contribuiria para compensar os efeitos de aumento de vazão e de densidade do caldo concentrado.

A maior parte da transferência de calor através do estrangulamento que ainda permanece na configuração do caso 6 (Tab. 5.3) é devida ao uso de vapor de processo no aquecimento da água de reposição das caldeiras. A otimização dessa parte da rede de trocadores foi deixada como recomendação para pesquisa futura.

5.4. Avaliação termodinâmica dos resultados do MPE

As metas definidas no MPE estão inversamente relacionadas com ΔT_{min} admitido na recuperação de calor (Linnhoff e Ahmad, 1989) e a única forma de aproximar o real desempenho do sistema das metas calculadas é reduzir o ΔT praticado na recuperação (Seção 3.1). Agora, calculando as contribuições para a destruição total de exergia (Eq. 3.27, reproduzida na Eq. 5.1) no primeiro estágio do evaporador de múltiplos efeitos, que é a maior carga térmica individual da instalação, ficou constatado que as parcelas associadas aos processos de expansão de fluidos e às perdas por atrito (dois últimos termos da Eq. 5.1) representam apenas 0,3% do total.

$$(5.1) \quad \underbrace{\Sigma \delta \dot{B}}_{\text{destruição total de exergia}} = \underbrace{Q \cdot \left(\frac{\Delta T}{\overline{T}_f \overline{T}_q} \right) \cdot T_0}_{\text{diferença finita de temperatura}} + \underbrace{\dot{m}_{liq} \frac{T_0}{T} \bar{v} (p_e - p_s) + \dot{m}_{gas} R T_0 \ln \frac{p_e}{p_s}}_{\text{expansão de fluidos e atrito}} .$$

No caso estudado, portanto, a destruição de exergia está fortemente correlacionada com a transferência de calor sob diferença finita de temperatura (primeiro termo no lado direito da Eq. 5.1). Assim, ao reduzir as diferenças de temperatura nas trocas de calor (reduzir o ΔT praticado), a aproximação das metas do MPE implica redução da geração de irreversibilidades e da destruição de exergia.

O resultado acima não deixa dúvida de que a modificação proposta com a aplicação do MPE desloca o sistema estudado no sentido do aumento da eficiência exergética pela redução da geração de irreversibilidades.

6. CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

6.1. Sobre os resultados

Como estudo de caso que é, partes importantes deste trabalho são específicas da instalação estudada. Entretanto, o método que foi aplicado é geral e pode ser usado para outras instalações similares, de modo que é possível fazer comparações relevantes entre os resultados encontrados aqui e os de outras pesquisas semelhantes, como segue:

- o consumo real de vapor de processo no caso base foi calculado em 374 kg por t de cana processada, o que é consistente com Pizaia (2005), já que situa a instalação corretamente entre uma unidade típica não otimizada (com consumo de até 500 kg/t) e uma unidade em estado intermediário de otimização (consumo de vapor de 340 kg/t), trabalhando com coluna de destilação Flegstil;
- a abordagem usada na otimização se mostra consistente com Ensinas *et al.* (2007b), que conclui que desempenho termoeconômico da Unidade depende fundamentalmente do projeto do EME;
- a aplicação do MPE por Ram e Banerjee (2003) a outra fábrica de açúcar revelou que as metas de consumo de utilidades eram aproximadamente 9% menores do que o consumo real, o que é comparável com os resultados encontrados aqui (consumo 11% superior em relação às metas);

Os resultados dos casos 3 e 4 são menos promissores do que as simulações feitas em Ensinas *et al.* (2007a), onde era esperado aumento de 30% na potência elétrica exportada. Nos casos 3 e 4, entretanto, uma turbina de condensação adicional é considerada para aproveitar o excesso de vapor de processo, apenas, e a turbina de contrapressão do caso base é mantida, enquanto em Ensinas *et al.* (2007a), turbinas de condensação-extração (trabalhando com vapor vivo de 60 a 100 bar) são consideradas para substituir completamente uma turbina de contrapressão. Essas diferenças dificultam maiores comparações.

Nos casos 5 e 6, a intenção foi evitar o gargalo de produção que era provocado, no caso base, pela capacidade das caldeiras e pelo limite de disponibilidade de vapor vivo. O caso 5 propõe menores modificações na instalação, mas os ganhos resultantes não são maiores do que a ociosidade estimada do caso base: os resultados são semelhantes aos do caso 2, concebido para permitir esta comparação. Finalmente, no caso 6 foi

considerada a possibilidade de modificações mais extensas na instalação. A análise do caso mostrou que, o potencial de retorno econômico é significativo e é capaz de justificar o custo da readaptação. Essa alternativa é a mais promissora entre as avaliadas, e merece um estudo econômico mais detalhado (recomendado).

Foram testadas alternativas em quantidade e variedade satisfatórias, diante dos objetivos do trabalho.

6.2. Conclusões gerais

Na análise do caso base, o sítio foi dividido em quatro seções (processos) e foram consideradas 46 correntes diferentes. Apesar da complexidade da configuração (modelo), o problema se mostrou perfeitamente tratável no contexto da integração de processos com análise pelo MPE. Isto exemplifica a capacidade de inclusão, que é uma virtude conhecida da metodologia.

O MPE oferece meios para a localização e avaliação das oportunidades de reaproveitamento interno de energia, sem deixar de levar em conta as irreversibilidades associadas e inevitáveis (por meio de ΔT_{min}). Na medida em que possibilita redução na demanda de insumos energéticos, o MPE contribui para a diminuição da geração de irreversibilidades (na escala maior do problema) e deve ser reconhecido como ferramenta para incremento da eficiência exergética.

Foi demonstrada a aplicabilidade da metodologia ao problema escolhido. Como objeto de estudo, a Usina se mostrou suficientemente fértil para a demonstração dos recursos principais do método. A instalação foi analisada na profundidade esperada e com a devida abrangência, no que diz respeito ao consumo de recursos (balanço de energia) e também no que se refere ao aproveitamento ou destruição da disponibilidade para realização de trabalho (geração de irreversibilidades). Foi possível localizar os pontos críticos, quantificar as deficiências e indicar alternativas com potencial para incrementar o retorno econômico da Unidade.

Se a margem encontrada para otimização não é extraordinária, também não deve ser motivo de frustração: a Usina é fruto de um projeto moderno (implantado em 2002), supostamente desenvolvido desde a fundação com foco no desempenho e na eficiência.

Enfim, diante dos objetivos estabelecidos, o resultado do trabalho foi considerado plenamente satisfatório, por ter estabelecido uma rota para o aumento da eficiência no uso da energia dentro da Unidade, particularmente na forma das modificações de processo e projeto propostas no caso 6.

6.3. Recomendações

Atualizar o estudo com os dados da safra 2008/2009

Os dados da última safra já foram disponibilizados. E com os recursos computacionais desenvolvidos durante a elaboração desta dissertação, esta atualização tende a ser abreviada.

Pesquisar sobre o estado da arte na geração de potência e na produção de álcool

Numa eventual continuidade deste trabalho, devem ser pesquisadas alternativas mais modernas e mais eficientes para a cogeração e para a produção de álcool, como em Ensinas *et al.* (2007a).

Análise econômica das alternativas de readaptação mais promissoras

O aprofundamento da análise econômica é necessário antes de se promover este estudo a um projeto de readaptação. Envolve nova etapa de tomada de dados, possível visita técnica e pesquisa de fornecedores industriais (máquinas, equipamentos e serviços).

Analisar a instalação do ponto de vista da geração de efluentes

Mass Pinch Analysis (Canmet, 2008; Queiroz e Pessoa, 2005) é uma variação do MPE que pode ser empregada para considerar os processos de mistura e separação e identificar oportunidades para a redução na geração de resíduos líquidos.

Avaliar a produção de irreversibilidades nas caldeiras.

Este tópico foi preterido nesta primeira análise. Mas a produção do vapor vivo é um processo conhecido pela geração de irreversibilidades e deve ser tratada mais detidamente num futuro desenvolvimento deste estudo.

REFERÊNCIAS

- ALMEIDA, J. L. *Princípios técnicos da teoria de destilação e condições práticas de operação do aparelho*. [S.l.]: Núcleo de absorção e transferência de tecnologia, [1985]. 22 p.
- ANANTHARAMAN, R.; ABBAS, O. S.; GUNDERSEN, T. A new graphical methodology for integration of energy intensive processes. *Applied Thermal Engineering*, [Oxford], v. 26, p. 1378-1384, 2006.
- ANP, Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis (Brasil). Resolução, nº 36, de 06/12/2005. *Diário Oficial da União*, Brasília, 07/12/2005. Seção 1, p. 137-139, n. 234.
- ASANTE, N. K.; ZHU, X. X. An automated approach for heat exchanger network retrofit featuring minimal topology modifications. *Computers and Chemical Engineering*, v. 20, supl., p. S7-S12, 1996.
- BINOUS, H. *Vapor-liquid equilibrium diagrams for ethanol-water mixture*. MatLab File Exchange Center. Disponível em: <<http://www.mathworks.co.uk/matlabcentral/fileexchange/4484>>. Acesso em: 03/2009.
- CARDONA, C. A.; SANCHES, O. Fuel ethanol production: process design trends and integration opportunities. *Bioresource Technology*, n. 98, p. 2415-2457, 2007.
- CCEE, Câmara de Comercialização de Energia Elétrica. *Relatório de Informações ao Público: análise anual 2006*. [São Paulo], 2007. 29 p.
- CCEE, Câmara de Comercialização de Energia Elétrica. *Relatório de Informações ao Público: análise anual 2007*. [São Paulo], 2008. 33 p.
- CCEE, Câmara de Comercialização de Energia Elétrica. *Relatório de Informações ao Público: análise anual 2008*. [São Paulo], 2009. 37 p.
- CEPEA, Centro de Estudos Avançados em Economia Aplicada, ESALQ/USP. *Pesquisas aplicadas em agronegócios, economias social e ambiental*. Disponível em: <<http://www.cepea.esalq.usp.br/>>. Acesso em: 20/04/2009.

DHOLE, V. R.; LINNHOFF, B. Total site targets for fuel, co-generation, emissions, and cooling. *Computers & Chemical Engineering*, [New York], v. 17, supl. 1, p. 101-109, 1993.

ENSINAS, A. V. *et al.* Analysis of process steam demand reduction and electricity generation in sugar and ethanol production from sugarcane. *Energy Conversion and Management*, [Oxford], n. 48, p. 2978-2987, 2007a.

ENSINAS, A. V. *et al.* Design of evaporation systems and heaters networks in sugar cane factories using a thermoeconomic optimization procedure. *Int. Journal of Thermodynamics*, [Istanbul], v. 10, n. 3, p. 97-105, 2007b.

ENSINAS, A. V. *Integração térmica e otimização termoeconômica aplicadas ao processo industrial de produção de açúcar e etanol a partir da cana-de-açúcar*. 2008. 228f. Tese (Doutorado em Engenharia Mecânica) – UNICAMP, Campinas. 2008.

EPE, Empresa de Pesquisa Energética (Brasil). *Balanco Energético Nacional 2007: ano base 2006*. Relatório final. Rio de Janeiro, 2007. 192 p.

EPE, Empresa de Pesquisa Energética (Brasil). *Balanco Energético Nacional 2008: ano base 2007*. Relatório final. Rio de Janeiro, 2008. 244 p.

EPRI, Electric Power Research Institute. *Pinch technology: a primer*. Palo Alto, 1990. 229 p.

FENG, X.; ZHU, X. X. Combining pinch and exergy analysis for process modifications. *Applied Thermal Engineering*, [Oxford], v. 17, n. 3, p. 249-261, 1997.

FRANCO, M. *Integração energética de sistemas de evaporação localizados abaixo do ponto pinch*. 2001. 150f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – UNICAMP, Campinas, 2001.

GOLDBERG, R. N.; TEWARIL, Y. B.; AHLUWALIA, J. C. Thermodynamics of the Hydrolysis of Sucrose. *Journal of Biological Chemistry*, [Bethesda], v. 264, n. 17, p. 9901-9904, 1989.

GOLDEMBERG, J. Física e políticas públicas. *Estudos Avançados*, [São Paulo], v. 10, n. 27, p. 109-113, 1996.

GUNDERSEN, T.; NAESS, L. The synthesis of cost optimal heat exchanger networks: an industrial review of the state of the art. *Computers & Chemical Engineering*, [New York], v. 12, n. 6, p. 503-530, 1988.

HASSUANI, S. J.; LEAL, M. R.; MACEDO, I. C. (Editores). *Biomass power generation: sugar cane bagasse and trash*. Piracicaba: PNUD/CTC, 2005. 217 p. (Série Caminhos para Sustentabilidade).

HIGA, M. *Cogeração e integração térmica em usinas de açúcar e álcool*. 2003. 157f. Tese (Doutorado em Engenharia Mecânica) – UNICAMP, Campinas, 2003.

HUGOT, E. *Manual da Engenharia Açucareira*. São Paulo: Mestre Jou, 1969. 1198 p.

GUNDERSEN, T. *A process integration primer: implementig agreement on process integration, annex I (survey and strategy)*. [Stavanger]: International Energy Agency/SINTEF Energy Research, 2000. 90 p.

INCROPERA, F. P.; DEWITT, D. P. *Fundamentals of heat and mass transfer*. 2^a ed. New York: J. Wiley, 1985. 802 p.

KEMP, I. C. *Pinch analysis and process integration: a user guide on process integration for the efficient use of energy*. 2^a ed. Oxford: Elsevier Ltd., 2007. 396 p.

KOTAS, T. J. *The exergy method of thermal plant analysis*. [Malabar]: Krieger Publishing, 1995. 328 p.

LAMOUNIER, W. M.; CAMPOS FILHO, M. F.; BRESSAN, A. A. Análise do *trade-off* na produção de açúcar e álcool nas usinas da região Centro-Sul do Brasil. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ECONOMIA E SOCIOLOGIA RURAL, 44, 2006, Fortaleza. *Anais...* Fortaleza: SOBER/BNB, 2006.

LEWIN, D. R.; WANG, H.; SHALEV, O. A generalized method for HEN synthesis using stochastic optimization - I. General framework and MER optimal synthesis. *Computers and Chemical Engineering*, v. 22, n. 10, p. 1503-1513, 1998.

LINNHOFF, B., *et al.* *A user guide on process integration for the efficient use of energy*. Rugby (UK): The Institution of Chemical Engineers, 1982. 247 p.

- LINNHOFF, B.; AHMAD, S. Cost optimum heat exchanger networks - 1. Minimum energy and capital using simple models for capital cost. *Computers and Chemical Engineering*, v. 14, n. 7, p. 729-750, 1990.
- LINNHOFF, B.; AHMAD, S. Supertargeting: optimum synthesis of energy management systems. *Journal of Energy Resources Technology*, v. 111, n. 3, p. 121-130, 1989.
- LINNHOFF, B.; DHOLE, V. R. Shaftwork targets for low-temperature process design. *Chemical Engineering Science*, v. 47, n. 8, p. 2081-2091, 1992.
- LINNHOFF, B.; FLOWER, J. R. Synthesis of heat exchanger networks: I. Systematic generation of energy optimal networks. *AIChE Journal*, v. 24, n. 4, p. 633-642, 1978a.
- LINNHOFF, B.; FLOWER, J. R. Synthesis of heat exchanger networks: II. Evolutionary generation of networks with various criteria of Optimality. *AIChE Journal*, v. 24, n. 4, p. 642-654, 1978b.
- LINNHOFF, B.; HINDMARSH, E. The pinch design method for heat exchanger networks. *Chemical Engineering Science*, v. 38, n. 5, p. 745-763, 1983.
- LINNHOFF, B.; MASON, D. R.; WARDLE, I. Understanding heat exchanger networks. *Computers & Chemical Engineering*, v. 3, n. 1-4, p. 295-302, 1979.
- MACEDO, I. C. Greenhouse Gas Emissions and Energy Balances in Bio-ethanol Production and Utilization in Brazil (1996). *Biomass and Bioenergy*, v. 14, n. 1, p. 77-81, 1998.
- MANKIW, N. G. *Introdução à economia*. 3^a ed. São Paulo: Thomson, 2005. 852 p.
- MARTIN, Jean-Marie. *A economia mundial da energia*. São Paulo: UNESP, 1992. 135 p.
- MENON, R.; RAVAGNANI, M. S.; MÓDENES, A. N. Minimização da emissão de poluentes utilizando a análise pinch em conjunto com técnicas de programação matemática. *Acta Scientiarum, Technology*, Maringá, v. 23, n. 6, p. 1341-1349, 2001.
- MODESTO, M.; NASCIMENTO, M. R.; NEBRA, S. A. Proposals for BIGCC cycle utilization in an ethanol production plant from sugar cane. In: ECOS - INTERNATIONAL CONFERENCE ON EFFICIENCY, COSTS, OPTIMIZATION,

SIMULATION AND ENVIRONMENTAL IMPACT OF ENERGY SYSTEMS, 20, 2007, Padova. *Proceedings...* Padova: Universita Degli Studi di Padova, 2007. v. 1. p. 761-768.

MORAN, M. J.; SHAPIRO, H. N. *Fundamentals of engineering thermodynamics*. 4^a ed. New York: J. Wiley, 2000. 918 p.

CANMET, Energy Technology Centre in Varennes, Natural Resources Canada. *Pinch Analysis: for the Efficient Use of Energy, Water & Hydrogen*. Varennes: CANMET, 2003. 64 p.

NEBRA, S. A.; PARRA, M. F. The exergy of sucrose-water solutions: proposal of a calculation method. In: ECOS - INTERNATIONAL CONFERENCE ON EFFICIENCY, COST, OPTIMIZATION, SIMULATION AND ENVIRONMENTAL IMPACT OF ENERGY SYSTEMS, 18, 2005, Trondheim. *Proceedings...* Trondheim: Tapir Academic Press, 2005. v. I. p. 385-392.

NORWOOD, G. Pinch Analysis Spreadsheet. In: KEMP, I. C. *Pinch analysis and process integration*. 2^a ed. Oxford: Elsevier Ltd., 2007. Planilha eletrônica.

OTA, Office of Technology Assessment, Congress of The United States. *Energy use and the U.S. economy*. Washington: Government Printing Office, 1990. 65 p.

PERRY, R. H.; GREEN, D. W. *Perry's chemical engineers' handbook*. [S.l.]: McGraw Hill Professional, 1999. CD ROM.

PINHEIRO, P. C.; VALLE, R. M. Controle de combustão: otimização do excesso de ar. In: CONGRESSO DE EQUIPAMENTOS E AUTOMAÇÃO DA INDÚSTRIA QUÍMICA E PETROQUÍMICA, II, 1995, Rio de Janeiro. *Anais...* São Paulo: ABIQUIM, 1995. p. 157-162.

PIZAIA, W. Steam Economy in the Sugar Mills. In: HASSUANI, S. J., LEAL, M. R.; MACEDO, I. C.; (Editores). *Biomass power generation: sugar cane bagasse and trash*. Piracicaba: PNUD/CTC, 2005. p. 130-131.

PORTO, L. M. *Modelagem de processo industrial de fermentação alcoólica contínua com reatores de mistura ligados em série*. 2005. 139f. Tese (Doutorado em Engenharia Química) – UNICAMP, Campinas, 2005.

PRATI, P.; MORETTI, R. H.; CARDELLO, H. B. Elaboração de bebida composta por mistura de garapa parcialmente clarificada-estabilizada e sucos de frutas ácidas. *Ciência e Tecnologia de Alimentos*, Campinas, v. 25, n. 1, p. 147-152, 2005.

PUBLIC UTILITY. In: *The American Heritage Dictionary of The English Language*. 4^a ed. Boston: Houghton Mifflin, 2006. 2074 p. 1v.

PUIGJANER, L. Process integration with combined heat and power (CHP). *Applied Thermal Engineering*, [Oxford], vol. 17, n. 8-10, p. 1015-1034, 1997.

QUAAK, P.; KNOEF, H.; STASSEN, H. *Energy from biomass: a review of combustion and gasification technologies*. Washington: The World Bank, 1999. (Série Energy, n. 422).

QUEIROZ, E. M.; PESSOA, F. P. Integração de Processos: Uma Ferramenta para Minimizar o Consumo Energético e o Impacto Ambiental. In: Melo Jr., P. A. (Org.). *Fronteiras da Engenharia Química I*. Rio de Janeiro: E-papers Serviços Editoriais, 2005. p. 213-251.

RAM, J. R.; BANERJEE, R. Energy and cogeneration targeting for a sugar factory. *Applied Thermal Engineering*, [Oxford], n. 23, p. 1567–1575, 2003.

RODRIGUES, J. D. *Fisiologia da cana-de-açúcar*. Botucatu: UNESP, 1995. 75p.

SALATINO, I. *Balanço global produção equipamentos massa energia.xls*. Campo Florido, dezembro de 2007. 1 arquivo (211kbytes). Microsoft Excel 97/2003.

SILVA, M. S.; GRIEBELER, N. P.; BORGES, L. C. Uso de vinhaça e impactos nas propriedades do solo e lençol freático. *Revista Brasileira de Engenharia Agrícola e Ambiental*, Campina Grande, v. 11, n. 1, p. 108–114, 2007.

SIRCHIS, J. (Editor). *Combined production of heat and power: (cogeneration)*. Abingdon: Taylor & Francis, 1990. 211 p.

SMITH, R. State of the art in process integration. *Applied Thermal Engineering*, [Oxford], n. 20, p. 1337-1345, 2000.

SZARGUT, J.; MORRIS, D. R.; STEWART, F. R. *Exergy analysis of thermal, chemical and metallurgical processes*. Berlin: Springer-Verlag, 1988. 332 p.

TFOUNI, S. A. V.; VITORINO, S. H. P.; TOLEDO, M. C. F. Efeito do processamento na contaminação de cana-de-açúcar e derivados por hidrocarbonetos policíclicos aromáticos. *Ciência e Tecnologia dos Alimentos*, Campinas, v. 27, n. 1, p. 76-82, 2007.

TOLMASQUIM, M. T. (Coordenador); ROSA, L. P. *et al.* *Indicadores de Eficiência Energética - Tendências da Eficiência Elétrica no Brasil*. Rio de Janeiro: COPPE/UFRJ, 1998. 167 p.

URBANIEC, K.; ZALEWSKY, P.; ZHU, X. X. A decomposition approach for retrofit design of energy systems in the sugar industry. *Applied Thermal Engineering*, [Oxford], v. 20, p. 1431-1442, 2000.

USINA CORURUPE. *Boletim Industrial Completo: Safra 2007/2008*. Relatório. Campo Florido, 2008, 6 p.

UTILITIES. In: *The American Heritage Dictionary of The English Language*. 4^a ed. Boston: Houghton Mifflin, 2006. 2074 p. 1v.

WALL, J. D.; HARWOOD, C. S.; DEMAIN, A. L.; (Editores). *Bioenergy*. Washington: ASM Press, 2008. 437 p.

YOKOBORI, K.; KAYA, Y. (Editores). *Environment, energy, and economy: strategies for sustainability*. Tokyo: United Nations University, 1997. 381 p.

OBRAS CONSULTADAS

FERNANDES, A. C. *Cálculos na agroindústria da cana-de-açúcar*. 2^a ed. Piracicaba: STAB, 2003. 240 p.

FRANÇA, J. L. *et al.* *Manual para normalização de publicações técnico-científicas*. 5^a ed. rev. Belo Horizonte: Ed. UFMG, 2001.

IAPWS, The International Association for the Properties of Water and Steam. *Revised release on the IAPWS industrial formulation 1997 for the thermodynamic properties of water and steam*. Lucerne: IAPWS, 2007. 48 p.

PÉREZ, E. R.; CARDOSO, D. R.; FRANCO, D. W. Análise dos álcoois, ésteres e compostos carbonílicos em amostras de óleo fúsel. *Química Nova*, v. 24, n. 1, p. 10-12, 2001.

TUFANO, D. *Guia Prático da Nova Ortografia*. São Paulo: Melhoramentos, 2008.

APÊNDICE A. ALGORITMO DO MÉTODO TABULAR

(Adaptado de Kemp, 2007).

1. Definir um valor padrão de ΔT_{\min} para uso nos cálculos onde a contribuição individual da corrente não for especificada ou não estiver disponível.
2. Subtrair $\Delta T_{\min}/2$ de todas as temperaturas das correntes quentes e somar $\Delta T_{\min}/2$ a todas as temperaturas das correntes frias para obter as temperaturas deslocadas das correntes.
3. Fazer uma lista das temperaturas deslocadas em que as correntes começam, terminam ou sofrem mudança [significativa] no calor específico (mudança de fase).
4. Ordenar a lista das temperaturas deslocadas em ordem decrescente (Tab. 3.2).
5. Para cada intervalo i entre duas temperaturas deslocadas, calcular o somatório dos produtos $\dot{m}_i \cdot c_{pi}$ (valores positivos para fontes quentes presentes no intervalo e negativos para fontes frias), para obter a taxa líquida de transferência de calor no intervalo.
6. Multiplicar o resultado do passo (5) pela largura de cada intervalo de temperaturas deslocadas ($T'_i - T'_{i+1}$) para obter a quantidade total de calor liberada (resultado positivo) ou requerida (resultado negativo) em cada intervalo.
7. Começando sem emprego de utilidade quente na temperatura mais alta, percorrer a tabela calculando as somas acumuladas dos resultados do passo (6), para estabelecer a cascata térmica (Fig. 3.13).
8. A cascata do passo (7) pode conter intervalos com valores negativos de transferência de calor, o que a deixa termodinamicamente inviável. Calcular a taxa mínima de transferência de calor (valor negativo mais baixo) ou zero, o que for maior, e somar esta quantidade de calor como utilidade quente ($Q_{q\min}$) ao primeiro intervalo da cascata. A cascata resultante deve ser [termodinamicamente] viável.

9. O calor somado no passo (8) ao primeiro intervalo é a meta de consumo de utilidade quente ($Q_{qmín}$) para o problema. A carga térmica acumulada no ultimo intervalo é a meta de consumo de utilidade fria ($Q_{fmín}$). O intervalo (ou os intervalos) em que a transferência de calor é nula é o ponto (são os pontos) de estrangulamento energético. A carga térmica acumulada representada no eixo das temperaturas deslocadas (vertical) é a GCC.

APÊNDICE B. ENTRADAS E RESULTADOS DO MPE APLICADO AO CASO BASE

Tabela B.1. Correntes de processo consideradas na análise do caso base.

Processo/Corrente	Quente (Q) ou Fria(F)	$T_{entrada}$ °C	$T_{saída}$ °C	$\Delta T_{mín}$ °C	Carga MW
Fábrica de açúcar					
Clarificado para açúcar, pré-aquecido	F	119	119	1,0	147,2
Vapor VV ₁ liberado	Q	118	118	0,0	148,5
Vapor VV ₂ liberado	Q	105	105	0,0	48,6
Concentrado do efeito 2	F	107	107	11,0	44,8
Vapor VV ₃ liberado	Q	90	90	0,0	30,4
Concentrado do efeito 3	F	93	93	12,0	27,2
Caldo bruto para açúcar (30 a 35°C)	F	33	83	10,0	25,4
Massa do cozedor A	F	64	67	51,0	21,5
Vapor VV ₄ liberado	Q	69	69	25,6	17,6
Clarificado para açúcar, sub-resfriado	F	91	119	11,0	16,4
Concentrado do efeito 4	F	73	73	17,0	14,5
Caldo tratado, açúcar	F	83	105	10,0	14,4
Condensado de VV ₁	Q	118	38	11,1	13,8
Condensado de VV ₂	Q	105	38	9,4	6,1
Vapor vegetal cozedor B	Q	67	38	0,0	5,8
Água para embebição da cana	F	26	50	0,0	5,0
Massa do cozedor B	F	64	67	38,0	4,9
Vapor <i>flash</i> do tratamento caldo (açúcar)	Q	98	98	0,0	4,6
Condensado de VV ₃	Q	90	38	7,3	2,9
Açúcar seco	Q	65	35	10,0	1,2
Condensado de VV ₄	Q	69	38	4,3	1,0
Açúcar úmido	F	65	65	40	0,4

Tabela B.2. Correntes de processo consideradas na análise do caso base (cont.)

Processo/Corrente	Quente (Q) ou Fria(F)	$T_{entrada}$ °C	$T_{saída}$ °C	$\Delta T_{mín}$ °C	Carga MW
Destilaria (cont.)					
Vapor direto para refervedor	F	118	118	0,0	57,9
Álcool de 1ª	Q	77	77	20,4	48,1
Vinhaça com flegmaça	Q	110	45	6,0	36,7
Vinho frio	F	32	92	6,0	27,1
Mosto preparado, resfriamento final	Q	60	28	3,0	10,9
Fermentado	Q	35	32	8,5	10,4
Mosto preparado	Q	90	60	29,7	10,2
Caldo tratado para álcool, frio	F	33	83	29,7	10,1
Caldo tratado para álcool, pré-aquecido	F	83	105	24,2	5,9
Água de reposição, fria	F	26	75	15	4,6
Vapor <i>flash</i> do tratamento caldo (destil.)	Q	98	98	0,0	1,9
Álcool de 2ª	Q	77	77	20,4	1,3
Outros					
Água reposição caldeira, pré-aquecida	F	75	118	0,0	4,1
Torta de filtro	Q	83	38	20,0	0,9

Tabela B.3. Relatório resumido do MPE para o Caso Base.

Totais dos processos	Utilidade quente MW	Utilidade fria MW	Calor recuperável MW	$T_{estrangulamento}$ °C
Fábrica de açúcar	152,0	135,8	170,7	118
Fábrica de álcool	62,8	69,2	51,6	75
Caldeira	8,6	0	0	34
Torta	0	0,9	0	70

Totais do sítio	MW
Água de reposição, pré-aquecida	0,0
Demanda mínima de fontes quentes	223,5
Demanda mínima de fontes frias	205,9
Calor recuperável	71,4
Demanda mínima de utilidades quentes	152,0
Demanda mínima de utilidades frias	134,5
Recuperação possível com VV ₄	3,3
Recuperação possível com VV ₃ e VV ₄	7,0
Recuperação possível com VV ₂ , VV ₃ e VV ₄	8,4
Recuperação possível com VV	71,4
Potencial de geração com vapor de escape	31,7
Potencial de geração com recuperação de calor	9,8
Potencial de geração total	41,4

APÊNDICE C. GLOSSÁRIO DE TERMOS DA INDÚSTRIA DE AÇÚCAR E ÁLCOOL

As definições neste glossário foram expressas de acordo com Hugot (1969), exceto onde outras referências tenham sido explicitadas. Notas acrescentadas na edição desta dissertação foram colocadas entre colchetes.

Açúcar VHP	Açúcar bruto com teor de sacarose igual ou maior que 99% (Tfouni <i>et al.</i> , 2007). [Em geral é produzido para exportação, com teor de umidade de 0,15% ou menor, conteúdo de cinzas menor ou igual a 0,15% e coloração controlada. VHP é a sigla para <i>Very High Polarization</i> , o nome comercial do produto no mercado internacional.]
Açúcares invertidos	Mistura contendo partes aproximadamente iguais de glicose e frutose, resultantes da hidrólise da sacarose.
Bagacilho	Fração do bagaço com fibras curtas, separada pneumáticamente para uso como meio filtrante, normalmente.
Brix	Quantidade [percentual] de sólidos dissolvidos no caldo ou no xarope.
Caldo absoluto	Caldo em cuja composição entram todos os sólidos solúveis na cana e toda a água da cana.
Caldo clarificado	Caldo límpido e transparente obtido após as operações de tratamento químico, aquecimento e decantação.
Caldo misto	Mistura dos caldos extraídos em todas as unidades de esmagamento do conjunto de moendas. Compreende a fração extraída do caldo

APÊNDICE C - GLOSSÁRIO.

	absoluto encontrado nas canas mais a água de embebição, adicionada durante a operação de moagem.
Caldo residual	Caldo fornecido pelo rolo superior e bagaceiro do último terno do conjunto de moendas. Para efeito de controle, admite-se que a pureza do caldo retido no bagaço seja a mesma do caldo residual.
Coloração	Veja cor.
Cor	Índice de atenuação determinado pela absorção da luz.
Fibra	Peso [massa, seca] da parte estrutural, fibrosa da cana-de-açúcar.
Magma	Mistura de cristais de sacarose e caldo ou xarope.
Massa cozida	Produto resultante da concentração do xarope e méis, constituído de cristais de açúcar em suspensão no mel-mãe.
Méis	Produtos resultantes da separação dos cristais das massas cozidas.
Pol	Polarização.
Polarização	Conteúdo aparente de sacarose numa solução em água, expresso como percentual de massa e medido por meio da rotação da polarização da luz ao passar através da solução.
Pureza aparente	$p = \text{Polarização/Brix}$.
Pureza	Conteúdo [percentual] de sacarose em relação à quantidade total de sólidos dissolvidos.

APÊNDICE C - GLOSSÁRIO.

Torta	Resíduo sólido retido nos filtros após a operação de filtração do lodo dos decantadores.
Vapor vegetal	[Vapor gerado no EME durante a concentração do caldo de cana e reutilizado como fonte de calor].
Xarope	Produto resultante da concentração parcial do caldo clarificado.