

**UNIVERSIDADE FEDERAL DE SÃO CARLOS  
CENTRO DE CIÊNCIAS EXATAS E TECNOLÓGICAS  
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA**

**Rosana Maria Liem**

**Estudo de Integração Energética de Rede de Trocador de Calor e Emissão de Gases de  
Efeito Estufa em Processos Industriais**

**São Carlos - SP  
2013**



**UNIVERSIDADE FEDERAL DE SÃO CARLOS  
CENTRO DE CIÊNCIAS EXATAS E TECNOLÓGICAS  
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA**

**Estudo de Integração Energética de Rede de Trocador de Calor e Emissão de Gases de Efeito Estufa em Processos Industriais**

**Rosana Maria Liem**

**Orientador: Prof. Dr. Wu Hong Kwong**

Dissertação de mestrado apresentado ao Programa de Engenharia Química da Universidade Federal de São Carlos como parte dos requisitos necessários à obtenção do título de Mestre em Engenharia Química, na área de concentração em Pesquisa e Desenvolvimento de Processos Químicos.

**São Carlos - SP  
2013**

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

L719ei

Liem, Rosana Maria.

Estudo de integração energética de rede de trocador de calor e emissão de gases de efeito estufa em processos industriais / Rosana Maria Liem. -- São Carlos : UFSCar, 2013.

186 f.

Dissertação (Mestrado) -- Universidade Federal de São Carlos, 2013.

1. Síntese. 2. Trocadores de calor. 3. Energia elétrica e calor - cogeração. 4. Gases. 5. Efeito estufa. 6. Créditos de carbono. I. Título.

CDD: 660.2844 (20<sup>a</sup>)

MEMBROS DA BANCA EXAMINADORA DA DISSERTAÇÃO DE MESTRADO DE  
**ROSANA MARIA LIEM** APRESENTADA AO PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO  
EM ENGENHARIA QUÍMICA DA UNIVERSIDADE FEDERAL DE SÃO CARLOS, EM  
19 DE JUNHO DE 2013.

BANCA EXAMINADORA:

*Wu Hong Kwong*  
Wu Hong Kwong  
**Orientador, UFSCar**

*A. L. Gonçalves da Cruz*  
Antonio José Gonçalves da Cruz  
**UFSCar**

*Maressa Fabiano Cuel*  
Maressa Fabiano Cuel  
**PENTAGRO**



À memória de minha boa mãe, sempre querida. Que durante minha existência nesse mundo de vicissitudes, eu saiba conservar dignamente o nome que me deixastes!





## **AGRADECIMENTOS**

Gostaria de agradecer a todos os professores, familiares e amigos, que incentivaram a realização deste estudo.

Primeiramente a Deus pelos dons que me deste.

Ao Prof. Wu, pela orientação, ensinamento, acompanhamento, dedicação, confiança e amizade.

À minha família pelo investimento em minha educação, o que possibilitou chegar até aqui, a paciência e esperança de aguardar o tempo necessário ao meu desenvolvimento.

À família Tognetti pela amizade e estadia calorosa.

Aos meus queridos amigos de escola, graduação e pós-graduação pela amizade e companheirismo.

Aos funcionários do programa de pós-graduação pelos serviços prestados.



## RESUMO

Em virtude da constatação inequívoca do aquecimento global, foi estabelecida pela Organização das Nações Unidas (ONU) a Convenção-Quadro sobre Mudança do Clima. No seu âmbito, foi criado o Protocolo de Quioto, que define mecanismos que enquadram responsabilidades e obrigações, abrindo oportunidades de desenvolvimento social e econômico sustentável. Um dos mecanismos estabelecido é o Mecanismo de Desenvolvimento Limpo (MDL), o único aplicável a países em desenvolvimento como o Brasil. Assim, no âmbito industrial existem várias oportunidades de redução das emissões de gases de efeito estufa (GEE) aliados a trabalhos de integração energética. Além do comprometimento sustentável, é possível obter cenários economicamente viáveis devido à redução de energia associada à mitigação das emissões de GEE. O objetivo deste trabalho foi estudar a síntese de rede de trocadores de calor (RTC) na redução do consumo de utilidades e de emissões de GEE, além de contabilizar os benefícios gerados na economia de combustíveis e a obtenção de créditos de carbono ligados a projetos que promovem o desenvolvimento limpo. Foram realizados dois estudos de casos com os dados da RTC obtidos da literatura, um referente à queima de combustíveis fósseis e outro referente à combustão do bagaço. Em ambos os estudos foi utilizado o software *Aspen Energy Analyzer*®, tendo como opções as ferramentas *Automatic Retrofit* e *Automatic Recommend Designs*, sendo estas avaliadas quanto ao seu desempenho na otimização da RTC. Foram mitigadas as emissões dos GEE, sendo que o primeiro caso foi comprovado que os créditos de carbono promovem um retorno financeiro mais rápido de até 13% dependendo do combustível fóssil e no segundo foi obtida uma redução de até 26,2% da queima do bagaço, 7,7% das emissões de GEE, geração extra de energia elétrica de até 30% e crédito de carbono de até 19.411 t CO<sub>2</sub> ao ano.

Palavras-chave: Síntese de rede de trocador de calor. Combustível fóssil e biomassa. Cogeração. Emissões de gases de efeito estufa. Crédito de carbono. Mecanismo de desenvolvimento limpo. Análise financeira.



## ABSTRACT

In light of the scientific evidence for global warming, the United Nations established the Framework Convention on Climate Change and defined the Kyoto Protocol that provided opportunities for sustainable social and economic development. The Clean Development Mechanism (CDM) is one of the protocols applicable to developing countries such as Brazil. Opportunities for industries to reduce greenhouse gas (GHG) emissions can be led by thermal energy integration studies. In addition, sustainable processes can result in energy savings as well as help to mitigate GHG emissions. This work presents a study of heat exchanger network (HEN) synthesis in order to reduce energy consumption and GHG emissions, and the benefits are evaluated in terms of energy savings and carbon credits for CDM projects. It was proposed to two case studies using HEN data from literature, one concerns burning fossil fuels, and other one was evaluated the bagasse combustion. Both studies were applied the Aspen Energy Analyzer® software and its performance of the design of the HEN employed the Automatic Retrofit and Automatic Recommend Designs features were evaluated too. GHG emissions were mitigated; the first case confirmed that the carbon credits improve Capital Expenditure Index, returning 13% less in payback depending on fossil fuel price. The second case presents a maximum value of reduction of 26.2% burning bagasse, 7.7% GHG emissions, 30% increase power generation, together with 19,411 carbon credits per year.

Keywords: Heat exchanger network synthesis. Fossil and biomass fuels. Cogeneration system. Greenhouse gas emission. Carbon credits. Clean development mechanism. Economic analysis



## LISTA DE FIGURAS

Figura 1 - Fluxograma da divisão das abordagens de solução de síntese de RTC. ....	35
Figura 2 - Fluxograma das fases de solução através da ferramenta AR. ....	48
Figura 3 - Fluxograma das fases de solução através da ferramenta ARD. ....	53
Figura 4 - Superestrutura de dois estágios. ....	54
Figura 5 - Inserção dos dados no software <i>Aspen Energy Analyzer</i> ®. ....	55
Figura 6 - Inserção das correntes de processo no software <i>Aspen Energy Analyzer</i> ®. ....	55
Figura 7 - Inserção das utilidades no software <i>Aspen Energy Analyzer</i> ®. ....	55
Figura 8 - Inserção dos dados econômicos da RTC no software <i>Aspen Energy Analyzer</i> ®. ....	56
Figura 9 - Construção da RTC no software <i>Aspen Energy Analyzer</i> ®. ....	56
Figura 10 - Definição dos alvos de temperatura no trocador E-114. ....	57
Figura 11 - Seleção do modo reprojeto no software <i>Aspen Energy Analyzer</i> ®. ....	58
Figura 12 - Simulação de cenários de reprojeto no software <i>Aspen Energy Analyzer</i> ®. ....	58
Figura 13 - Simulação de cenários de projeto no software <i>Aspen Energy Analyzer</i> ®. ....	59
Figura 14 - Exemplo de curva composta. ....	61
Figura 15 - Trabalho da turbina isentrópica e trabalho real para máxima carga de vapor. ....	77
Figura 16 - Reta de Willians. ....	78
Figura 17 - Curva Composta do estudo caso I. ....	88
Figura 18 - Curva Composta Balanceada do estudo de caso I. ....	88
Figura 19 - Diagrama de grade do estudo de caso I. ....	88
Figura 20 - Alvos de energia, unidades, área de troca térmica e temperatura Pinch obtidos pelo software <i>Aspen Energy Analyzer</i> ® para o estudo de Caso I. ....	89
Figura 21 - Custo Anual Operacional e de Capital. ....	92
Figura 22 - Custo Total Anualizado para diferentes combustíveis. ....	92
Figura 23 - Payback Descontado para os óleos residual e destilado com e sem a contribuição do crédito de carbono. ....	94

Figura 24 - VPL para os óleos residual e destilado com e sem a contribuição do crédito de carbono.....	95
Figura 25 - Índices Financeiros para os cenários de investimento obtidos através da ferramenta "Add Area". .....	101
Figura 26 - <i>Payback</i> Descontado para os cenários 1, 2, 3 e 4 com e sem a contribuição do crédito de carbono.....	104
Figura 27 - VPL para os cenários 1, 2, 3 e 4 com e sem a contribuição do crédito de carbono.....	105
Figura 28 - Fluxograma simplificado do processo convencional de produção de etanol.....	109
Figura 29 - Curva composta do estudo caso II (processo convencional).....	111
Figura 30 - Curva Composta Balanceada do Estudo de Caso II (processo convencional).....	111
Figura 31 - Alvos de energia, unidades, área de troca térmica e temperatura <i>Pinch</i> obtidos pelo software <i>Aspen Energy Analyzer</i> ® para o estudo de caso II (processo convencional).....	111
Figura 32 - Alvos das utilidades quentes de 2,5 e 6 bar para o estudo de caso II (processo convencional).....	111
Figura 33 - Avaliação das emissões de GEE para os cenários 3 e 5 do processo convencional. ....	115
Figura 34 - Avaliação das emissões de GEE para o cenário Manual do processo convencional. ....	116
Figura 35 - Avaliação das emissões de GEE com dois tipos de turbinas em operação no processo convencional.....	118
Figura 36 - Fluxograma simplificado do processo de hidrólise do bagaço de cana de açúcar.....	120
Figura 37 - Curva composta do estudo caso II (processo integrado).....	122
Figura 38 - Curva Composta Balanceada do estudo caso II (processo integrado).....	122
Figura 39 - Alvos de energia, unidades, área de troca térmica e temperatura <i>Pinch</i> obtidos pelo software <i>Aspen Energy Analyzer</i> ® para o estudo de caso II (processo integrado).....	122



Figura 40 - Alvos das utilidades quentes de 2,5, 6 e 21 bar para o estudo de caso II (processo integrado).....	122
Figura 41 - Avaliação das emissões de GEE para os cenários estudados para o processo integrado. ....	126



## LISTA DE TABELAS

Tabela 1 - Fatores de emissão de CO <sub>2</sub> para queima de diferentes combustíveis. ....	70
Tabela 2 - Fatores de emissão de CO <sub>2</sub> equivalentes para queima de diferentes combustíveis. ....	70
Tabela 3 - Valores padrão de eficiência térmica das caldeiras na queima de combustíveis. ....	70
Tabela 4 - Dados de temperatura e entalpia do vapor e água de alimentação para caldeiras. ....	84
Tabela 5 - Projeção de preços dos combustíveis. ....	85
Tabela 6 - Custo de produção de vapor de alta e baixa pressão para a queima de diferentes combustíveis. ....	85
Tabela 7 - Parâmetros do custo da água de refrigeração. ....	86
Tabela 8 - Custo da água de refrigeração para diferentes combustíveis. ....	86
Tabela 9 - Parâmetros de custo do trocador casco tubo. ....	86
Tabela 10 - Dados das correntes de processo. ....	87
Tabela 11 - Dados da RTC obtidos através do software Aspen Energy Analyzer®. ....	89
Tabela 12 - Resultados da avaliação de $\Delta T_{min}$ obtidos pelo software Aspen Energy Analyzer®. ....	90
Tabela 13 - Dados da RTC para o caso base obtidos pelo software Aspen Energy Analyzer®. ....	91
Tabela 14 - Resultados da emissão de GEE para o caso base. ....	91
Tabela 15 - Emissão de GEE para diferentes combustíveis na análise de $\Delta T_{min}$ . ....	93
Tabela 16 - Crédito de Carbono para análise $\Delta T_{min}$ . ....	94
Tabela 17 - Resultados do reprojeto utilizando a ferramenta <i>Add Area</i> (investimento U\$ 40 mil). ....	97
Tabela 18 - Resultados do reprojeto utilizando a ferramenta <i>Add Area</i> (investimento U\$ 50 mil). ....	97
Tabela 19 - Resultados do reprojeto utilizando a ferramenta <i>Add Area</i> (investimento U\$ 60 mil). ....	98

Tabela 20 - Resumo dos cenários de investimento obtidos pela ferramenta <i>Add Area</i> .....	99
Tabela 21 - Redução da Emissão dos GEE e Crédito de Carbono para os cenários de investimento obtidos através da ferramenta <i>Add Area</i> . ....	99
Tabela 22 - Resultados das combinações individuais na RTC.....	103
Tabela 23 - Redução da emissão de CO <sub>2</sub> e crédito de carbono para os cenários 1, 2, 3 e 4 e para os combustíveis coque e gás natural.....	103
Tabela 24 - Redução da emissão de CO <sub>2</sub> e crédito de carbono para os cenários 1, 2, 3 e 4 e para os combustíveis óleos residual e destilado. ....	104
Tabela 25 - Cargas térmicas no cruzamento do ponto <i>Pinch</i> para os cenários obtidos através da ferramenta <i>Add Area</i> . ....	106
Tabela 26 - Cargas térmicas no cruzamento do ponto <i>Pinch</i> para os cenários obtidos através da ferramenta <i>Recommend Designs</i> . ....	106
Tabela 27 - Dados das correntes de processo: temperaturas iniciais e finais, carga térmica de troca das correntes de processo para o estudo de caso II (processo convencional). ....	108
Tabela 28 - Configuração recomendada pelo software <i>Aspen Energy Analyzer</i> ® para os cenários 3 e 5 do estudo caso II (processo convencional). ....	112
Tabela 29 - Consumo de vapor de 2,5 bar e 6 bar para o processo (sem evaporação), de energia do processo e evaporação e geração de energia elétrica para o processo convencional de produção de etanol. ....	113
Tabela 30 - Emissão de GEE do processo convencional para os casos base e cenários. ....	114
Tabela 31 - Consumo de vapor de 2,5 bar e 6 bar para processo convencional (sem evaporação) para o caso base e cenário manual. ....	117
Tabela 32 - Emissão de GEE em uma destilaria com processo convencional para o caso base e cenário manual. ....	117
Tabela 33 - Fração de bagaço excedente utilizado na geração de energia elétrica para turbina de extração condensação, vapor gerado para geração de energia elétrica, emissão de GEE na caldeira, energia elétrica gerada.....	117
Tabela 34 - Dados das correntes de processo: temperaturas iniciais e finais, carga térmica de troca das correntes de processo para o estudo de caso II (processo integrado). ....	121

Tabela 35 - Configuração recomendada pelo software <i>Aspen Energy Analyzer</i> ® para os cenários 1, 3 e 5 do estudo caso II (processo integrado).....	123
Tabela 36 - Consumo de vapor de 2,5 bar, 6 bar e 22 bar para processo (sem evaporação), de energia do processo e evaporação e geração de energia elétrica para o processo integrado de produção de etanol.....	124
Tabela 37 - Emissão de GEE em uma destilaria com processo integrado para o caso base e cenários.....	125
Tabela 38 - <i>Payback</i> Descontado sem a contribuição do crédito de carbono para a análise de $\Delta T_{min}$ .....	139
Tabela 39 - <i>Payback</i> Descontado com a contribuição do crédito de carbono para a análise de $\Delta T_{min}$ .....	139
Tabela 40 - VPL sem a contribuição do crédito de carbono para a análise de $\Delta T_{min}$ .....	140
Tabela 41 - VPL com a contribuição do crédito de carbono para a análise de $\Delta T_{min}$ .....	140
Tabela 42 - Temperaturas das correntes frias para um investimento quarenta mil dólares.....	141
Tabela 43 - Temperaturas das correntes quentes para um investimento quarenta mil dólares.....	142
Tabela 44 - Temperaturas das correntes frias para um investimento cinquenta mil dólares.....	142
Tabela 45 - Temperaturas das correntes quentes para um investimento cinquenta mil dólares.....	143
Tabela 46 - Temperaturas das correntes frias para um investimento sessenta mil dólares.....	143
Tabela 47 - Resultados da área de troca térmica da RTC para o cenário R1..	145
Tabela 48 - Resultados da RTC para o cenário R2 obtidos através do software <i>Aspen Energy Analyzer</i> ®.....	146
Tabela 49 - Resultados da RTC para o cenário R3 obtidos através do software <i>Aspen Energy Analyzer</i> ®.....	147
Tabela 50 - Novas combinações propostas de troca de calor entre correntes de processo através da ferramenta <i>Recommend Designs</i> .....	148

Tabela 51 - Impacto das combinações individuais na rede: temperaturas iniciais e finais das correntes de processo e utilidades.....	150
Tabela 52 - Impacto das combinações individuais na rede: área e carga térmica da RTC.....	151
Tabela 53 - Resultados do cenário 1: temperaturas iniciais e finais das correntes de processo e utilidades.....	153
Tabela 54 - Resultados do cenário 1 - Área e Carga Térmica.....	154
Tabela 55 - Resultados do cenário 2: temperaturas iniciais e finais das correntes de processo e utilidades.....	154
Tabela 56 - Resultados do cenário 2 - Área e Carga Térmica.....	155
Tabela 57 - Resultados do cenário 3: temperaturas iniciais e finais das correntes de processo e utilidades.....	155
Tabela 58 - Resultados do cenário 3 - Área e Carga Térmica.....	156
Tabela 59 - Resultados do cenário 4: temperaturas iniciais e finais das correntes de processo e utilidades.....	156
Tabela 60 - Resultados do cenário 4 - Área e Carga Térmica.....	157
Tabela 61 - Resultados das temperaturas iniciais e finais das correntes quente e fria RTC para o Cenário 1 (processo convencional).....	159
Tabela 62 - Resultados da área e da carga de troca térmica e número de cascos da RTC para o Cenário 1 (processo convencional).....	160
Tabela 63 - Resultados das temperaturas iniciais e finais das correntes quente e fria RTC para o Cenário 2 (processo convencional).....	161
Tabela 64 - Resultados da área e da carga de troca térmica e número de cascos da RTC para o Cenário 2 (processo convencional).....	162
Tabela 65 - Resultados das temperaturas iniciais e finais das correntes quente e fria RTC para o Cenário 3 (processo convencional).....	163
Tabela 66 - Resultados da área e da carga de troca térmica e número de cascos da RTC para o Cenário 3 (processo convencional).....	164
Tabela 67 - Resultados das temperaturas iniciais e finais das correntes quente e fria RTC para o Cenário 4 (processo convencional).....	165
Tabela 68 - Resultados da área e da carga de troca térmica e número de cascos da RTC para o Cenário 4 (processo convencional).....	166

Tabela 69 - Resultados das temperaturas iniciais e finais das correntes quente e fria RTC para o Cenário 5 (processo convencional). .....	167
Tabela 70 - Resultados da área e da carga de troca térmica e número de cascos da RTC para o Cenário 5 (processo convencional). .....	168
Tabela 71 - Resultados das temperaturas iniciais e finais das correntes quente e fria RTC para o Cenário Manual (processo convencional). .....	169
Tabela 72 - Resultados da área e da carga de troca térmica e número de cascos da RTC para o Cenário Manual (processo convencional). .....	170
Tabela 73 - Resultados das temperaturas iniciais e finais das correntes quente e fria RTC para o Cenário 1 (processo integrado). .....	172
Tabela 74 - Resultados da área e da carga de troca térmica e número de cascos da RTC para o Cenário 1 (processo integrado). .....	173
Tabela 75 - Resultados das temperaturas iniciais e finais das correntes quente e fria RTC para o Cenário 2 (processo integrado). .....	174
Tabela 76 - Resultados da área e da carga de troca térmica e número de cascos da RTC para o Cenário 2 (processo integrado). .....	175
Tabela 77 - Resultados das temperaturas iniciais e finais das correntes quente e fria RTC para o Cenário 3 (processo integrado). .....	176
Tabela 78 - Resultados da área e da carga de troca térmica e número de cascos da RTC para o Cenário 3 (processo integrado). .....	177
Tabela 79 - Resultados das temperaturas iniciais e finais das correntes quente e fria RTC para o Cenário 4 (processo integrado). .....	178
Tabela 80 - Resultados da área e da carga de troca térmica e número de cascos da RTC para o Cenário 4 (processo integrado). .....	179
Tabela 81 - Resultados das temperaturas iniciais e finais das correntes quente e fria RTC para o Cenário 5 (processo integrado). .....	180
Tabela 82 - Resultados da área e da carga de troca térmica e número de cascos da RTC para o Cenário 5 (processo integrado). .....	181
Tabela 83 - Valores de $\lambda$ e carga elétrica fornecida pela ONS. ....	185
Tabela 84 - Fatores de margem de operação fornecida pela ONS. ....	185





## LISTA DE ABREVIATURA E SIGLAS

### Letras Latinas

A	área de troca para transferência de calor
a e b	parâmetros da reta de Peterson e Mann
a' e b'	coeficientes de custo da utilidade fria
a'' e b''	constantes referente ao material de construção, pressão de operação e tipo de equipamento de troca térmica
BE	emissões de CO <sub>2</sub> referente a linha de base
C	custo ou preço
CE	consumo de energia que teria ocorrido no cenário da linha de base
CEPCI	parâmetro de inflação para projetos nos Estados Unidos
C <sub>p</sub>	capacidade calorífica
F	fator de emissão de CO <sub>2</sub> do combustível usado na linha de base
FC	fluxo de caixa do projeto
h	coeficiente individual de transferência de calor
h	entalpia da água líquida
H	entalpia do vapor
L	número de laços de troca térmica na rede
L'	coeficiente de proporcionalidade entre $W_{INT}$ e $W_{max}$
M	vazão mássica
MC <sub>p</sub>	produto entre vazão mássica e capacidade calorífica
n	coeficiente angular da reta
N	número de correntes de processo, incluindo utilidades
NC	número de cascos dos trocadores de calor
p	número de períodos do investimento
PB	<i>payback</i> descontado
PC	poder calorífico
q	requerimentos de calor das correntes quente e fria
Q	carga térmica
S	número de problemas independentes na rede

t	taxa de juros
T	temperatura da corrente de processo
U	coeficiente global de troca térmica
u	número de unidades de troca térmica
W	trabalho realizado pela turbina

### Letras Gregas e Latinas

$\Delta T_{LM,k}$	média logarítmica das diferenças de temperatura nos terminais do trocador
$\Delta T_{min}$	temperatura mínima de aproximação do diagrama TH
$\Delta T_{SAT}$	diferença da temperatura de saturação do vapor da entrada e da saída da turbina
$\phi$	fator de ponderação do coeficiente de transferência de calor no cálculo da área de rede
$\eta$	eficiência do equipamento

### Subscritos

a	acima do ponto <i>Pinch</i>
b	abaixo do ponto <i>Pinch</i>
B	<i>boiler</i>
c	combustível
comb	combustão
equiv	equivalente
F	<i>fuel</i>
h	<i>high</i>
i	corrente quente
in	<i>input</i>
INT	<i>intercept</i>
inv	investimento
IS	turbina isentrópica

j	corrente fria
l	<i>low</i>
L	líquido saturado
mec	mecânica
k	intervalo k
max	máximo
min	mínimo
out	<i>output</i>
p	<i>pressure</i>
proc	processo
s	<i>steam</i>
SAT	saturação
ST	<i>steam turbine</i>
SUP	vapor superaquecido
u	<i>utility</i>
w	<i>water</i>

### **Sobrescrito**

$c''$	constante referente ao material de construção, pressão de operação e tipo de equipamento
-------	--

### **Abreviações e siglas**

AR	<i>automatic retrofit</i>
ARD	<i>automatic recommend designs</i>
BNDES	Banco Nacional de Desenvolvimento Econômico e Social
CC	curvas compostas
C.W	<i>cooling water</i>
GCC	grande curva composta
GEE	gases de efeito estufa
HP	<i>high pressure</i>
LP	<i>low pressure</i>
MDL	mecanismo de desenvolvimento limpo

MER	<i>minimum energy requirement</i>
NMU	número mínimo de trocadores em malha
ONU	Organização das Nações Unidas
PL	programação linear
PLMI	programação linear mista inteira
PNL	programação não linear
PMA	prazo máximo de atratividade
PRV	válvula redutora de pressão
RCE	reduções certificadas de emissões
RTC	rede de trocadores de calor
SGE	sistema de gestão de energia
TAC	<i>total annualized cost</i>
VPL	valor presente líquido

## SUMÁRIO

CAPÍTULO 1: INTRODUÇÃO .....	29
CAPÍTULO 2: REVISÃO BIBLIOGRÁFICA .....	33
2.1 Noções Iniciais .....	33
2.2 Contextualização dos trabalhos desenvolvidos em síntese de RTC.....	34
2.3 Métodos de Conceituação Termodinâmica para síntese de RTC.....	37
2.3.1 Significado do Ponto de Estrangulamento (Pinch Point).....	37
2.4 Utilização de Superestrutura em Síntese de RTC .....	38
2.5 Meta de Custo Capital .....	40
2.6 Meta de Custo de Operação .....	41
2.7 Meta de Redução de Emissão de Carbono através de Integração Energética .....	41
2.7.1 Políticas de Incentivo a Redução de Emissão de GEE.....	42
2.7.2 Etapas dos Projetos de MDL.....	44
2.7.3 Dados sobre Projetos de MDL em Análise ou Execução.....	44
2.7.4 Outros Mercados de Carbono.....	45
CAPÍTULO 3: MATERIAIS E MÉTODOS .....	47
3.1 Aspen Energy Analyzer® – Aspen Tech .....	47
3.1.1 Fases de Otimização da funcionalidade AR.....	47
3.1.2 Fases de Otimização da Funcionalidade ARD.....	50
3.1.3 Procedimento de Reprojeto através do <i>Aspen Energy Analyzer</i> ® .....	54
3.1.4 Procedimento de Projeto através do <i>Aspen Energy Analyzer</i> ® .....	59
3.2 Conceitos da Análise <i>Pinch</i> .....	60
3.2.1 Diagrama TH.....	60
3.2.2 Curva Composta, Curva Composta Balanceada e Grande Curva Composta .....	61
3.2.3 Diagrama de Grade.....	62

3.2.4 Procedimento Tabular.....	62
3.3 Custo de Utilidades.....	62
3.3.1 Custo de Produção do Vapor.....	62
3.3.2 Custo da Água de Resfriamento.....	64
3.4 Investimento.....	64
3.4.1 Área Mínima de Troca Térmica.....	64
3.4.2 Custo de Capital.....	66
3.4.3 Custo Mínimo de Capital.....	67
3.5 Crédito de Carbono.....	68
3.5.1 Estimativa de Redução de Emissões de Gases de Efeito Estufa.....	71
3.5.2 Estimar as Emissões de GEE para a Linha de Base.....	71
3.6 Emissão de GEE em uma Destilaria.....	72
3.6.1 Processo de Fermentação.....	72
3.6.2 Combustão do bagaço e da torta de lignina.....	73
3.7 Geração de Energia Elétrica.....	74
3.7.1 Turbinas de Contrapressão e Extração Condensação.....	75
3.8 Análise Econômica.....	79
3.8.1 Seleção de Despesas e Receitas.....	80
3.8.2 Método do Valor Presente Líquido.....	80
3.8.3 Método do Tempo de Retorno de Capital ( <i>Payback</i> ).....	81
CAPÍTULO 4: ESTUDO DE CASO.....	83
4.1 Estudo de Caso I.....	83
4.1.1 Custo de Utilidades.....	84
4.1.1.1 Custo de Produção do Vapor.....	84
4.1.1.2 Custo da Água de Resfriamento.....	85
4.1.2 Custo de Capital.....	86

4.1.3 Síntese da RTC.....	87
4.1.3.1 Avaliação econômica do $\Delta T_{\min}$ .....	90
4.1.3.2 Reprojetado da RTC através do <i>Aspen Energy Analyzer</i> ®.....	96
4.1.4 Estudo de Caso II .....	107
4.1.4.1 Processo Convencional .....	107
4.1.4.2 Processo Integrado .....	119
CAPÍTULO 5: CONCLUSÃO .....	127
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	131
APÊNDICE.....	139
Apêndice A .....	139
Apêndice B.....	141
Apêndice C.....	145
Apêndice D .....	149
Apêndice E.....	153
Apêndice F.....	159
Apêndice G .....	171
ANEXO.....	183
Estimativa das emissões antrópicas por fontes de gases de efeito estufa da linha de base .....	183
Cálculo da Margem de Operação.....	184
Cálculo da Margem de Construção .....	186
Cálculo do fator de emissão da linha de base .....	186





## CAPÍTULO 1: INTRODUÇÃO

Após a crise do petróleo nas décadas de 1970 e 1980, houve uma abordagem na redução do consumo energético dos processos industriais. Como a principal fonte de energia e matéria prima para as indústrias, especialmente químicas, é o petróleo, e, devido à elevação do seu preço no mercado internacional, diferentes metodologias foram empregadas para melhorar a recuperação energética e diminuir o consumo de utilidades nos processos industriais (RAVAGNANI; SUÁREZ, 2012).

Mais recentemente, a gestão de energia ganhou foco após pressão de um maior comprometimento na gestão sustentável dos recursos energéticos em todos os tipos de organizações, sejam públicas, privadas, ou do terceiro setor, independentemente do seu porte. Em 2011, a *International Organization for Standardization* desenvolveu uma norma internacional, ISO 50001, de forma a padronizar os requisitos necessários para um Sistema de Gestão de Energia (SGE). A ISO 50001 tem o propósito de habilitar organizações a estabelecer sistemas e processos necessários para melhorar o desempenho, incluindo eficiência, uso e consumo de energia (CROFT, 2012).

Além disso, o gás carbônico tornou-se um dos principais detritos da sociedade moderna, sendo que os países desenvolvidos são responsáveis por cerca de 70% das emissões globais de carbono proveniente da queima de combustíveis fósseis.

Existem três grandes tipos de combustíveis fósseis: o carvão, o petróleo e o gás natural, em que começaram a ser formados há milhões de anos atrás. A queima destes combustíveis emite por ano cerca de 5,8 bilhões de toneladas de carbono, contribuindo para o aquecimento global e o efeito estufa. Isto ocorre devido à quantidade de GEE (CO<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>, CFCs, etc.) na atmosfera ser maior do que o natural (ROCHA, 2012).

Uma série de modelos do ciclo do carbono indica que se as emissões de CO<sub>2</sub> se mantivessem próximas aos níveis de 1994, gerariam cerca de 500 ppm até o final do século 21, isto é, quase o dobro da concentração comparada à época pré-industrial (280 ppm). Outro fator importante na contribuição do efeito estufa é o potencial de aquecimento global expresso em relação a um gás, sendo que o metano tem a capacidade de contribuir 21 vezes mais que o CO<sub>2</sub> e o N<sub>2</sub>O 310 vezes mais (BRASIL, 2000).

Foi assinado o Protocolo de Quioto em 1997, que obriga os países desenvolvidos a cortar 5,2% em média das emissões de GGE no período de 2008 a 2012 em relação ao ano de 1990. A fim de cumprir essas metas, foram propostos basicamente três tipos

de mecanismos: implementação conjunta, mecanismo de desenvolvimento limpo (MDL) e comércio de emissões.

MDL permite a certificação de projetos de redução de emissões nos países em desenvolvimento e a posterior venda das reduções certificadas. Pelo mecanismo de implementação conjunta foi possível transferir ou adquirir de outro país unidades de redução de emissões. O comércio de emissões prevê um sistema global de compra e venda de emissões de carbono, favorecendo as empresas que reduzem suas emissões (JURAS, 2009).

Esses projetos ligados a MDL se enquadram no investimento em novas tecnologias e fontes de energia, como também a busca de soluções de curto prazo, como a melhoria no desempenho energético para minimização do consumo de energia. Assim trabalhos em integração energética como a síntese de rede de trocadores podem ser tratados como projetos que buscam a redução das emissões de GEE, em vista que uma rede de trocadores de calor bem projetada pode minimizar o consumo de utilidades.

No final dos anos 90 com as pressões de mitigação dos gases de efeitos estufa surgiram trabalhos de reprojeto para redução das emissões relacionadas às melhorias no sistema de energia e substituição de combustível. Segundo Adahl *et al.* (2004) a mitigação de GEE é aplicável através de medidas para redução do uso de utilidades, para melhoria da troca térmica através da integração combinada de calor e de energia nas plantas e pela substituição de combustíveis altamente poluidores por de fontes mais limpas.

A partir de então, apareceram trabalhos com esse cunho como em Tan e Foo (2007), em que foi estudado o valor mínimo de consumo de energia de forma a atingir a meta global de emissões de um país ou de uma região. Outro trabalho nessa área foi de Mahmoud *et al.* (2009) que associaram o método de troca de combustível a síntese da RTC, conseguindo uma redução das emissões de GEE de 50% com um período de retorno de investimento de aproximadamente 0,44 anos.

Até o presente momento, os trabalhos de síntese de RTC encontrados na literatura que visam à mitigação da emissão de GEE não abrangeram o benefício do crédito de carbono à viabilidade financeira do projeto.

A partir disso, este trabalho tem como objetivo principal estudar a integração energética para dois estudos de caso, aplicando o conceito de redução das emissões de GEE à síntese da rede e avaliando o benefício na venda de créditos de carbono para projetos baseados em MDL. Para este fim, são utilizados o simulador *Aspen Energy Analyzer*® para a integração energética da RTC e a metodologia fornecida pela Convenção-Quadro das Nações

Unidas sobre Mudança do Clima para o cálculo de redução dos GEE. Entre os objetivos específicos para cada estudo de caso tem-se que:

- a) primeiro estudo de caso compreende os dados da RTC de Rafael (2011). Foi definido que a produção de vapor seria realizada através da queima de combustíveis fósseis para avaliação das emissões de GEE. Foram usadas as ferramentas *Automatic Retrofit* (AR) e *Automatic Recommend Designs* (ARD), sendo estas avaliadas quanto ao seu desempenho na otimização da RTC. Posteriormente, foram avaliados a redução do consumo das utilidades, a emissão dos GEE, os índices financeiros, a influência dos preços e das emissões na queima dos diferentes combustíveis, as receitas advindas da economia dos combustíveis e da venda do crédito de carbono;
- b) segundo estudo de caso abrange a otimização da RTC no processo de produção de etanol a partir da cana de açúcar, sendo que a própria cadeia de produção fornece o combustível necessário, o bagaço, para produção de vapor ao processo e ao sistema de cogeração. Ainda, foi avaliado a RTC em duas condições de produção do etanol, uma através do processo convencional e a outra com aumento de capacidade de produção através da hidrólise do bagaço de cana. Para estas duas formas de produção de etanol, os dados da RTC foram obtidos de Dias (2008) e a partir disso, foram simulados cenários para redução de consumo de vapor no *Aspen Energy Analyzer*® através da ferramenta ARD. Em seguida, foram analisadas as emissões de GEE, a quantidade de bagaço utilizada nas caldeiras e a venda do crédito de carbono através da geração de energia elétrica excedente após a otimização da rede.



## CAPÍTULO 2: REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

### 2.1 Noções Iniciais

Na maioria dos processos industriais são empregadas fontes quentes e frias para aquecimento e/ ou resfriamento dos fluidos de processos, como é o caso de reagentes que devem ser aquecidos antes de entrar em um reator ou produtos que devem ser resfriados antes de entrar em um filtro.

As correntes de processo que precisam ser aquecidas são denominadas frias e as correntes que devem ser resfriadas de quentes independentes de suas temperaturas iniciais.

As utilidades são geradas em uma unidade da fábrica, conhecida por Casa de Utilidades. Neste local existem equipamentos como caldeiras que aquecem condensados ou água de utilidade para a produção de vapor saturado ou supersaturado dependendo da demanda energética do processo e torres de resfriamento que resfriam a água de refrigeração.

A transferência de energia térmica de um sistema para a vizinhança ou entre partes de um sistema é realizada através de um equipamento chamado de Trocador de Calor. Quando certo número de correntes necessita de aquecimento ou de resfriamento, é necessário certo número de trocadores de calor. A este grupo de equipamentos de troca térmica se dá o nome de redes de trocadores de calor.

Síntese de RTC é a tarefa de estruturação das trocas ocorridas entre as correntes, da escolha dos fluidos que irão trocar calor e, conseqüentemente, da configuração da rede dos equipamentos de troca térmica envolvidos.

Um questionamento levantado por Ravagnani e Suárez (2012):

Dado um conjunto de correntes que precisa ser resfriado, um conjunto de correntes que precisa ser aquecido, uma ou mais utilidades disponíveis para aquecimento de correntes e uma ou mais utilidades disponíveis para resfriamento de correntes, qual a melhor combinação de correntes e utilidades para o processo que venha a trazer um consumo mínimo de energia e de equipamentos de troca térmica envolvidos no processo?

Isso demonstra que o problema é bem característico a um problema de otimização, considerando funções objetivos de minimização de consumo de energia e custos de capital (aquisição de equipamentos, tubulação, periféricos, serviços, etc.).

## 2.2 Contextualização dos trabalhos desenvolvidos em síntese de RTC

No início, os trabalhos desenvolvidos para a solução de síntese de RTC eram baseados em modelos numéricos, causando uma alta complexidade. Uma alternativa foi a simplificação através da redução do número de correntes de processo, tendo como limite não mais que dez correntes. Isto por si só, apresentava uma limitação a sua aplicação em processos industriais (RAVAGNANI; SUÁREZ, 2012).

Em Hohmann (1971) foi publicado pela primeira vez o critério de consumo mínimo de utilidades. Neste trabalho também foi proposto uma regra para determinação do número mínimo de trocadores em malha (NMU). Apesar do uso exclusivo de métodos matemáticos, os conceitos de sua tese foram bem aproveitados posteriormente.

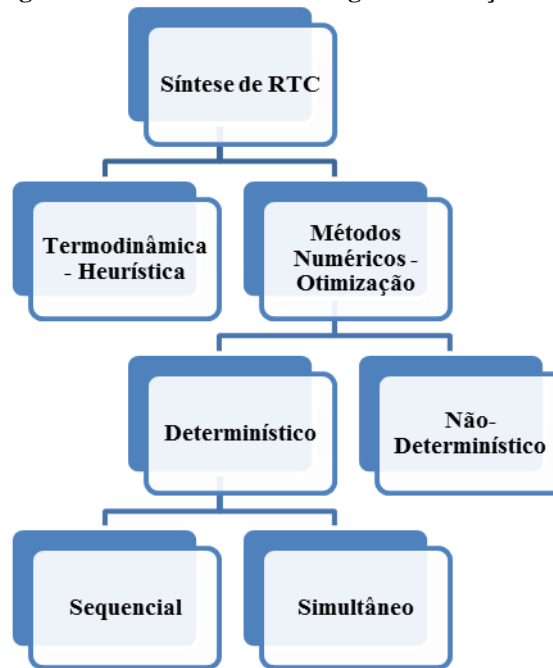
Outros precursores na síntese de RTC foram Kobayashi *et al.* (1971), que apresentaram o diagrama de fluxo de calor através da divisão de correntes de processo em pequenos elementos chamados por eles de “*exchangelets*”. As dificuldades iniciais foram reduzidas e neste mesmo ano, propuseram métodos gráficos para obtenção de uma rede ótima, tendo como critério a minimização da área total. No entanto o método era trabalhoso e impreciso.

Umeda *et al.* (1978), Linnhoff e Flower (1978a, 1978b) foram os primeiros a identificar a relação entre ponto de estrangulamento energético, *Pinch Point*, com a recuperação máxima de calor. Estes trabalhos juntamente com o de Hohmann (1971), estabeleceram as bases para o desenvolvimento da Tecnologia *Pinch* e depois a Análise *Pinch* na década de 1980.

A partir disso, revisões sobre os artigos publicados em síntese de RTC foram apresentadas, indicando que o assunto se tratava de uma subárea da síntese de processos. Nishida *et al.* (1981), Gundersen e Naess (1988), Linnhoff (1993), Jezowski (1994a, 1994b) e Furnan e Sahidinis (2001) realizaram uma revisão dos trabalhos até então publicados nas respectivas épocas. São ótimas referências para quem deseja maior esclarecimento da evolução dos trabalhos na área de síntese de RTC.

Gundersen e Naess (1988) apontaram a existência de duas abordagens de solução da síntese de RTC (Figura 1): uma baseada em conceitos termodinâmicos, tendo como ápice a Análise *Pinch* e a outra desenvolvendo métodos de Programação Matemática e regras heurísticas. Nesse período surgiram trabalhos que buscavam o melhor das duas escolas, isto é, combinando os métodos termodinâmicos com técnicas avançadas de otimização.

**Figura 1 - Fluxograma da divisão das abordagens de solução de síntese de RTC.**



Fonte: Adaptado de Oliveira, A. B. (2005).

A abordagem de solução via Técnicas de Otimização é subdividida em métodos determinísticos e não determinísticos.

Os métodos de otimização considerados determinísticos são aqueles que na etapa de execução os passos são previsíveis. Isto implica que o método sempre chega a mesma resposta desde que se parta do mesmo ponto inicial. Em oposição a esse método, têm-se os métodos estocásticos ou não determinísticos, quando as escolhas são baseadas em números aleatórios sorteados no momento da execução do código (RAVAGNANI; SUÁREZ, 2012).

Segundo Oliveira (2007), esses algoritmos estocásticos foram desenvolvidos para superar dificuldades numéricas de obtenção do ótimo global. Porém apresentavam uma complexidade computacional, não sendo muito empregados na Integração Energética de Processos. Os representantes dessa abordagem são o Algoritmo Genético e de Monte Carlo.

O método determinístico foi então classificado por conveniência em dois grupos: sequencial e simultâneo.

O método sequencial tem como estratégia dividir o problema em uma série de subproblemas, sendo que cada subproblema possui um objetivo diferente, mas todos eles impactam no custo total anual da rede. Normalmente, inicia-se a o problema dividindo-o em três objetivos:

- a) mínimo custo ou demanda mínima de utilidades;

- b) mínimo número de trocadores de calor na rede;
- c) mínimo custo de investimento ou área da rede.

Utilizando métodos de programação matemática, os três objetivos são resolvidos, sendo que primeiramente é determinado o consumo mínimo de utilidades através da solução de Programação Linear (PL), incluindo restrições adicionais para a transferência de calor entre correntes. Após isto, o problema é dividido pelo ponto *Pinch* em subredes com o objetivo de minimizar o número de trocadores, utilizando Programação Linear Mista Inteira (PLMI), que pode não ter solução única. Finalmente, o desenho final da rede pode ser formulado como um problema de Programação Não Linear (PNL) através de uma superestrutura para determinar o mínimo de custo de investimento como proposto por Floudas, Ciric e Grossmann (1986). Por sua metodologia sequencial, os diferentes objetivos não são tratados simultaneamente, não garantindo a obtenção da rede ótima.

Os trabalhos baseados no método sequencial vêm das décadas de 60 e 70 e são provenientes de conceitos termodinâmicos. Neste grupo pode-se citar o método de projeto *Pinch* (*Pinch Design Method*) conduzido por Linnhoff (LINNHOFF; HINDMARSH, 1983; LINNHOFF; AHMAD, 1990; AHMAD *et al.*, 1990; LINNHOFF, 1993) e os métodos de temperatura *dual* de Colbert (1982), Trivedi, O' Neill e Roach (1989) ou pseudo-*pinch* de Rev e Fonyo (1986a, 1986b).

Em contrapartida o método simultâneo consiste na decomposição do problema em subproblemas de forma a obter a rede diretamente, considerando todas as possíveis contribuições de custo e operação. Através de uma superestrutura, um diagrama apresenta as alternativas que modelam o problema de Programação Não Linear Mista Inteira (PNLMI). Paralelamente utiliza técnicas matemáticas que implicam em simplificações, tornando o problema mais fácil de ser resolvido. Muitos deles consideram critérios termodinâmicos, relacionando-se com a Análise *Pinch*.

O método simultâneo mais aceito foi desenvolvido por Yee *et al.* (1990). Apresentava uma superestrutura, cuja representação é dividida em etapas de intervalos de temperatura, sendo que cada corrente quente troca calor com todas as correntes frias. Esta representação não dependia de qualquer regra heurística e sua simplicidade permitia uma análise simultânea de fatores de projeto sem as limitações da análise sequencial. Além disso, um modelo PNL foi apresentado pela primeira vez para redes de trocadores que pode, simultaneamente, visar custo de área e de energia enquanto que representavam adequadamente as diferenças no coeficiente de transferência de calor entre as correntes.



Mais tarde, Yee e Grossmann (1990), acrescentaram à discussão um modelo PNLMI que pode gerar redes em que o custo de utilidade, as áreas de trocadores e a seleção de combinações poderiam ser otimizados simultaneamente. O modelo proposto não dependia da suposição de abordagens de temperatura fixa, nem sobre a previsão do ponto *Pinch* para a divisão em subredes. Ainda, este modelo utilizou os conceitos da representação da superestrutura discutida anteriormente, mas de forma mais simples em que as trocas de calor entre as correntes em potencial fossem simplificadas para uma mistura isotérmica. Como resultado dessa mistura, os balanços de energia nos pontos de mistura podem ser eliminados e o resultado é que as restrições do problema se tornaram lineares. Assim, o modelo ficou robusto e pode ser resolvido com relativa facilidade, não sendo mais aplicadas as técnicas da análise *Pinch*.

### **2.3 Métodos de Conceituação Termodinâmica para síntese de RTC**

No início do desenvolvimento da síntese da RTC, a complexidade da solução do problema através de métodos matemáticos era uma barreira, de tal modo que uma alternativa apresentada foi a utilização de conceitos termodinâmicos baseados em diagrama TH (temperatura versus calor).

A curva composta (CC) é a técnica gráfica mais amplamente empregada na identificação de temperaturas no ponto *Pinch* e de metas de utilidade. Toda a disponibilidade de energia existente no processo é representada, conforme apresentado por Wells e Hodgkinson (1977) e Linnhoff e Flower (1978a).

#### **2.3.1 Significado do Ponto de Estrangulamento (Pinch Point)**

Os primeiros autores a abordar sobre o significado do ponto *Pinch* foram Umeda *et al.* (1978). A partir do diagrama TH era possível identificar o cruzamento das curvas das correntes quente e fria, identificando a região de gargalo energético.

Esse limite termodinâmico envolve localizar os pontos de gargalo (pontos *Pinch*) dentro da rede e o estabelecimento de uma temperatura mínima de aproximação,  $\Delta T_{\min}$ . Conforme Cerda e Westerberg (1983), este limite mínimo é quase sempre alcançado pelos melhores desenhos de rede e, portanto, é um alvo muito interessante de se alcançar.

A utilização dessas regras implica na obtenção da meta de máxima recuperação de energia no processo correlacionando com o conceito MER (*Minimum Energy*

*Requirement*). De acordo com Linnhoff e Turner (1981) era conhecido que as soluções aplicadas em indústrias eram substancialmente maiores do que o mínimo requerido, em torno de 30% em excesso de utilidades.

Linnhoff e Turner (1980, 1981) apresentaram a descoberta de que o calor não deve ser transferido através desses pontos de estrangulamento. Portanto, propuseram a divisão do problema em duas regiões com balanços energéticos independentes: uma acima e uma abaixo do *Pinch Point*.

Na região acima do ponto de estrangulamento é possível ocorrer apenas a troca de calor entre correntes de processo e utilidades quentes com temperaturas superiores ao ponto *Pinch*. Dessa forma, o subsistema atua como sumidouro de calor, pois apenas o calor externo ao processo é adicionado na forma de utilidade quente. Para a região abaixo do ponto de estrangulamento, a troca de calor permitida se faz entre as correntes de processo e utilidades frias com temperaturas inferiores ao ponto *Pinch*. Assim, o subsistema atua como fonte de calor.

## **2.4 Utilização de Superestrutura em Síntese de RTC**

Em função da síntese da RTC baseado na análise *Pinch* não fornecer um procedimento explícito que permita a geração sistemática da rede, foi aplicado modelos matemáticos de otimização de forma a obter a rede, tendo como vantagem a facilidade de serem implementados em um programa de computador. Dentre esses modelos matemáticos, tem-se a solução através de métodos determinísticos e não determinísticos, sendo o primeiro o mais empregado (RAVAGNANI; SUÁREZ, 2012).

O processo de síntese de uma RTC é comumente definido após o fluxograma de processo ter sido otimizado. Tal procedimento sequencial é discutido por Linnhoff e Townsend (1981) e Douglas (1985), em que o processo sem a síntese da rede é esquematizado primeiramente, estabelecendo assim os valores de vazão e temperatura das correntes para depois então realizar a síntese da RTC.

Segundo Yee *et al.* (1990), a restrição desse procedimento implica em uma forte interação entre o fluxograma de processo e a síntese da RTC, afetando significativamente o compromisso (*trade-off*) entre custo de capital e o custo de energia da RTC.

Papoulias e Grossmann (1983) foram os primeiros a propor uma estratégia de otimização simultânea à RTC baseado em PLMI, em que o modelo PL é consolidado ao

fluxograma do processo de forma a obter a máxima recuperação energética. Enquanto as vazões são tratadas como variáveis contínuas, as temperaturas no modelo são assumidas com valores pré-fixados.

Duran e Grossmann (1986) gerenciaram essa limitação através de um modelo de PNL através do uso de restrições de desigualdade que envolve operadores que preveem o mínimo de consumo de utilidades para as variáveis vazão e temperatura das correntes de processo e  $\Delta T_{\min}$  constantes.

Influenciados por esse modelo, Lang *et al.* (1988) desenvolveram a formulação do uso de simuladores modulares sequenciais aplicados ao processo de produção de amônia e metanol, obtendo aumento da conversão global das matérias primas quando a síntese da RTC era aplicada simultaneamente na otimização do processo. Apesar da especificação do calor recuperado e da temperatura mínima de aproximação, não era considerado o custo de capital envolvido.

A representação proposta por Yee *et al.* (1990) era baseado no fluxograma de processo ou superestrutura de forma a realizar a otimização do processo juntamente com a síntese da rede. Caso a estrutura da RTC fosse determinada, a integração energética poderia ser incorporada ao modelo do processo através de um conjunto de restrições PNL. Baseado neste conjunto de restrições os alvos de recuperação de energia e de área de troca térmica foram determinados, sendo as restrições estendidas à vazão e temperatura das correntes como variáveis de otimização do processo e da RTC. Levando em conta este trabalho, o *trade-off* entre custo de capital e de operação era estabelecido sem a necessidade da especificação do  $\Delta T_{\min}$ .

Daichendt e Grossmann (1994) elaboraram um procedimento preliminar de rastreamento para reduzir o tamanho da superestrutura a fim de melhorar o esforço computacional, eliminando algumas combinações pobres. Ponce-Ortega *et al.* (2008) estenderam o modelo para lidar com mudança de fase da mistura isotérmica, assumindo constantes o calor sensível e latente e usou disjunções para modelar diversas zonas da curva TH. Mais tarde Ponce-Ortega *et al.* (2010) ampliaram o mesmo modelo para as utilidades em cada etapa da síntese.

Isafiade e Fraser (2008) apresentaram um modelo de superestrutura que simultaneamente lidou com o *trade-off* de energia, área de transferência de calor e o número de unidades. Restrições sobre combinações foram facilmente manipuladas, bem como coeficientes de transferência de calor significativamente diferentes. Ao contrário de outros

modelos de síntese simultânea de RTC, evitou-se o uso equações não lineares para a mistura isotérmica. Utilidades múltiplas também foram facilmente incluídas na superestrutura.

## 2.5 Meta de Custo Capital

O custo de construção e instalação de um trocador de calor é denominado custo de capital. Vários fatores podem contribuir para o custo total do investimento como:

- a) número de equipamentos;
- b) área de troca;
- c) tubulações, válvulas, bombas, etc.

Linnhoff e Ahmad (1990) e Ahmad (1985) introduziram o procedimento *Supertargeting* ao projeto da rede, obtendo solução próxima ao ponto ótimo. O método envolve a busca por um  $\Delta T_{\min}$  que alcance o menor custo total anual da RTC, os resultados apresentaram um erro menor que 5% do custo total.

Outra dificuldade encontrada é quanto às diferentes especificações de trocadores de calor tais como materiais de construção, avaliações de pressão e tipos de equipamentos. Os mesmos autores contornaram este problema através do uso de fatores de ponderação aplicados a equação de custo da rede.

Jegede e Polley (1992) descobriram algumas deficiências neste método e propuseram correções e um novo procedimento para a meta de custo de capital baseado em especificações não uniformes para os trocadores.

Kravanja e Glavic (1997) sugeriram um método baseado em otimização simultânea de fluxogramas de processo e de redes de trocadores de calor, usando modelos rigorosos e funções detalhadas dos custos. O método, contudo, considera apenas a mesma função de custo de capital para os trocadores de calor.

Shethna *et al.* (2000) formularam um problema de PLMI que, simultaneamente otimiza o número de unidades de trocadores de calor, área de troca de calor e carga de utilidades para determinar as metas de custo ideais que podem servir para cenários de reprojeto.

Reza e Hassan (2004) desenvolveram um modelo matemático para o custo total anual que considera os custos com casco e tubo para diferentes materiais de construção e coeficientes de transferência de calor. O trabalho conseguiu reduzir os custos totais anuais dos casos avaliados em até 17% em comparação com o método convencional.

Serna-González *et al.* (2007) desenvolveram um modelo para calcular as metas de custo total para os diferentes coeficientes de transferência de calor e especificações não uniformes dos trocadores. Serna-González *et al.* (2011) incluíram neste modelo o custo de bombeamento, e mais tarde, estenderam o conceito para incluir tanto o custo de bombeamento quanto o custo de área.

## **2.6 Meta de Custo de Operação**

O melhor projeto de RTC tem uma grande influência sobre a rentabilidade de uma planta. A síntese da RTC é baseado em uma relação de *trade-off* entre investimento e custo operacional. O tempo de vida dos equipamentos e o preço futuro das utilidades tem que ser considerados. Estes preços podem flutuar e a solução ideal pode ser muito diferente de um ano para outro. Modelos determinísticos têm sido desenvolvidos para explicar projeções futuras de preços, quando os coeficientes de custo utilidade são previstos para o tempo de vida do equipamento.

Em face dessas dificuldades, Nemet *et al.* (2012) propuseram um modelo com o objetivo de maximizar o valor presente líquido do investimento, utilizando projeções baseadas em tendência histórica de preços de energia. Este critério utilizado na análise econômica serve para assegurar se um investimento adicional é economicamente viável ou não. O projeto otimizado de uma RTC usando preços projetados para cenários futuros são comparados com aqueles projetos otimizados com preços constantes de utilidades. Os resultados apresentaram uma diferença significativa nos índices de viabilidade do projeto. Foram utilizados na avaliação econômica indicadores financeiros que viabiliza a projeção dos preços ao longo do tempo de retorno do projeto como valor presente líquido (VPL), taxa interna de retorno, *Payback* descontado e retorno sobre o investimento descontado ao tempo de vida do equipamento.

## **2.7 Meta de Redução de Emissão de Carbono através de Integração Energética**

A queima de combustíveis fósseis para aquecimento de processos industriais é uma das principais fontes de poluição atmosférica. Os produtos provenientes da combustão tais como o dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>), dióxido de enxofre (SO<sub>2</sub>) e óxido nitroso (N<sub>2</sub>O) são os principais causadores do aquecimento global e da chuva ácida (MAHMOUD *et al.*, 2009).

Há mais de cinco décadas, reprojatos de RTC foram aplicados com sucesso em projetos de modernização. Considerando o cenário atual de alto custo de energia e de novas legislações para emissões de GEE, as instalações industriais necessitam adaptar a RTC levando em conta essas novas exigências. Na maioria dos setores industriais, melhorando a RTC atual é uma forma rentável para reduzir o uso de energia (BAKHTIARI, 2013).

Segundo Adahl *et al.* (2004), as opções de reprojeto para redução das emissões de GEE estão relacionadas às melhorias no sistema de energia e substituição de combustível. A economia de energia proveniente de novos projetos (*grassroots*) ou de reprojatos pode ser alcançada através do método de integração energética. Em um sistema existente tais economias podem ser realizadas através de quatro medidas:

- a) redução do uso de utilidade quente e fria através do melhor aproveitamento na troca de calor;
- b) aquecimento eficiente através da integração combinada de calor e energia nas plantas;
- c) recuperação de calor através da integração energética;
- d) troca de combustível.

No trabalho de Tan e Foo (2007), um procedimento é apresentado para identificar o valor mínimo de consumo de energia de forma a atingir a meta global de emissões de um país ou de uma região, uma vez que a quantidade de recursos energéticos fósseis disponíveis já é conhecida. Neste trabalho, o método de análise *Pinch* foi modificado para atingir o objetivo de emissões em geral ou para casos de alvos distintos de setores ou regiões geográficas diferentes. O procedimento permitiu a alocação dos recursos energéticos para atender tanto o limite de emissões globais e como individuais.

Mahmoud *et al.* (2009) apresentaram um trabalho combinando um método de troca de combustível e de síntese da RTC para redução das emissões de gases de combustão. O método é aplicado a um estudo de caso de um trem de pré-aquecedores em uma unidade de destilação de petróleo bruto. O alvo de redução das emissões de 50% foi alcançado para um período de retorno de investimento de aproximadamente 0,44 anos devido à combinação dos dois métodos.

### **2.7.1 Políticas de Incentivo a Redução de Emissão de GEE**

A Convenção-Quadro das Nações Unidas sobre Mudança do Clima adverte que a mudança climática é um dos mais graves problemas ambientais deste século. Nos últimos

cem anos, um aumento de aproximadamente um grau centígrado na temperatura média da Terra foi observado. A causa deste problema surge da intensificação da concentração de GEE na atmosfera da Terra em função das atividades do homem como a queima de combustíveis fósseis em usinas termoeletricas, indústrias, veículos e sistemas domésticos de aquecimento, além das atividades agropastoris, lixões e aterros sanitários (FUNDAÇÃO GÉTULIO VARGAS, 2013).

Os gases de efeito estufa são considerados aqueles listados no Protocolo de Quioto (BRASIL, 2013): dióxido de carbono, metano ( $\text{CH}_4$ ), óxido nitroso, hexafluoreto de enxofre ( $\text{SF}_6$ ), acompanhado por suas famílias de gases, hidrofluorcarbonos (HFC) e perfluorcarbonos (PFC). Segundo o Protocolo de Quioto, a responsabilidade pelas concentrações atuais de GEE na atmosfera vem dos países desenvolvidos, assim é de obrigação dos países desenvolvidos reduzir em média 5,2% das emissões de GEE no período de 2008 a 2012. No entanto, compete também aos países em desenvolvimento, portanto ao Brasil, outros compromissos como estabelecer e planejar programas nacionais, contendo medidas para mitigar a mudança do clima. Este acordo, que é comum aos países desenvolvidos, não está associado a nenhuma meta de redução de emissões de GEE.

Em 1997, em Quioto, foram sugeridos três tipos de mecanismos: implementação conjunta (*joint implementation*), mecanismo de desenvolvimento limpo (*clean development mechanism*) e comércio de emissões (*emissions trading*). Pelo mecanismo de implementação conjunta, países desenvolvidos e do leste Europeu podem adquirir unidades de redução de emissões resultantes de projetos destinados a diminuir as emissões ou aumentar as remoções de fontes de GEE. O comércio de emissões prevê um sistema global de compra e venda de emissões de carbono baseado no modelo de mercado de redução do dióxido de enxofre encontrado nos Estados Unidos para mitigar as ocorrências de chuva ácida. Este modelo distribui quotas de emissão que podem ser comercializadas, gerando um sistema de créditos (certificados de quotas) de forma a favorecer as empresas que busquem mitigar suas emissões. Assim, serve de incentivo para que as reduções se concretizem, uma vez que o comércio de emissões estabelece um valor claro à mercadoria (JURAS, 2009).

Conforme o Banco Nacional de Desenvolvimento Econômico e Social (BNDES), a proposta do MDL consente a certificação de projetos de redução de emissões de GEE que garantam benefícios reais e mensuráveis em longo prazo. A aplicação deste mecanismo incentiva o desenvolvimento sustentável nos países não desenvolvidos, beneficiando o Brasil em projetos nos setores de energia, transporte e florestal (BANCO NACIONAL DE DESENVOLVIMENTO ECONÔMICO E SOCIAL, 2013a).

### **2.7.2 Etapas dos Projetos de MDL**

Conforme normas da Câmara Legislativa (JURAS, 2009) para que um projeto resulte em Reduções Certificadas de Emissões (RCE) deve passar pelas seguintes etapas:

- a) elaboração de Documento de Concepção de Projeto, usando metodologia de linha de base e plano de monitoramento aprovados;
- b) validação (verifica se o projeto está em conformidade com a regulamentação do Protocolo de Quioto);
- c) aprovação pela Autoridade Nacional Designada, que no caso do Brasil é a Comissão Interministerial de Mudança Global do Clima que verifica a contribuição do projeto para o desenvolvimento sustentável;
- d) submissão ao Conselho Executivo para registro;
- e) monitoramento;
- f) verificação/certificação;
- g) emissão de unidades segundo o projeto.

Finalizadas as etapas e sendo evidenciadas que as reduções de emissões de GEE obtidas pelo projeto são reais e mensuráveis em longo prazo, o Conselho emite as RCEs, podendo ser creditadas na proporção definida pelo projeto. Deve-se esclarecer que uma RCE equivale a uma tonelada de CO<sub>2</sub> equivalente.

### **2.7.3 Dados sobre Projetos de MDL em Análise ou Execução**

Segundo a Câmara Legislativa (JURAS, 2009) em 1º de junho de 2009, mais de quatro mil e duzentos projetos estava em alguma fase do ciclo de projetos do MDL em todo o mundo, sendo que mil seiscentos e cinquenta e um já foram registradas. No Brasil, foram implementados cento e cinquenta e oito projetos, ocupando a terceira posição com uma participação de 9,57% do total dos projetos. Em primeiro lugar encontra-se a China com 34,40% e em segundo a Índia com 25,92% dos projetos.

Os projetos analisados pela Comissão Interministerial de Mudança Global do Clima até 6 de fevereiro de 2009 apresentam a seguinte porcentagem: energia renovável (48%), suíno cultura (17%), substituição de combustível (12%), aterro sanitário (9%), eficiência energética (6%), resíduos (4%), processos industriais (2%) e redução de N<sub>2</sub>O (1%).



#### 2.7.4 Outros Mercados de Carbono

Outros mercados não vinculados ao Protocolo de Quioto apresentam-se em países como Noruega, Canadá, Estados Unidos e União Europeia. Iniciativas privadas como a Bolsa de Chicago (*Chicago Climate Exchange*) é um exemplo, sendo uma bolsa eletrônica mantida por companhias que voluntariamente adotam projetos de redução de emissões, no qual os compradores dos créditos são pessoas físicas ou jurídicas que não emitem grandes quantidades de carbono, mas que procuram demonstrar responsabilidade socioambiental.

No Brasil, os projetos de redução de emissões estão localizados na Bahia, Rio de Janeiro, Rio Grande do Sul e Tocantins, sendo que os investimentos são provenientes da Holanda e as RCEs negociadas na Bolsa de Mercadorias & Futuro. A Bolsa de Chicago também negocia projetos brasileiros encontrados na Bahia, Espírito Santo, Maranhão, Minas Gerais, Rio Grande do Sul e São Paulo, todos ligados a grandes companhias de silvicultura (Aracruz, Klabin, Suzano e Votorantin) (JURAS, 2009).



## CAPÍTULO 3: MATERIAIS E MÉTODOS

### 3.1 *Aspen Energy Analyzer*® – *Aspen Tech*

O manual do usuário do software do *Aspen Energy Analyzer*® versão 7.1 (CHEMICAL PROCESS DESIGN, 2009) apresenta sobre as funcionalidades para o estudo de síntese de RTC. É um software de otimização proveniente *AspenTech*® que permite o trabalho em conjunto com simuladores de processo como o *Aspen Hysys*® e *Aspen Plus*® na obtenção do melhor dimensionamento e a análise energética de uma RTC.

Automaticamente gera ou modifica a RTC através de duas funcionalidades:

- a) *Automatic Retrofit* realiza pequenas modificações em uma RTC existente para melhorar a eficiência do layout existente;
- b) *Automatic Recommend Designs* gera RTC com base nos dados especificados e informações básicas.

Utilizando essas ferramentas é possível construir o projeto de RTC com base nas seguintes informações:

- a) correntes de processo, utilidades e temperaturas alvos;
- b) produto da vazão mássica e do calor específico (MCp) de cada corrente de processo;
- c) calor específico em relação à temperatura e coeficiente de transferência de calor para cada corrente;
- d) custo operacional por unidade de carga de calor de cada utilidade;
- e) custo de capital de instalação dos trocadores de calor.

#### 3.1.1 Fases de Otimização da funcionalidade AR

O recurso AR permite selecionar diferentes tipos de modificações para melhorar a eficiência de uma rede existente de trocador de calor.

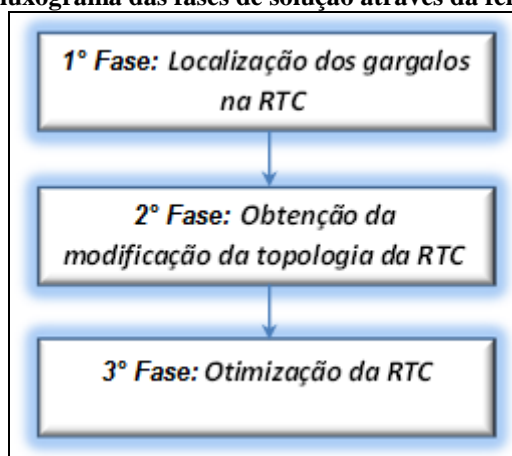
Os dois métodos mais frequentemente utilizados são o método de Análise *Pinch* e o método de Programação Matemática. O método *Pinch* é mais demorado e os resultados baseiam-se na experiência e no julgamento do projetista, mas oferece mais interação com o usuário na abordagem do problema. Enquanto o método de Programação

Matemática consome menos tempo e tem uma abordagem detalhada para encontrar a solução, que requer menos interação do usuário. O AR utiliza uma combinação de ambos os métodos.

O recurso AR executa o reprojeto usando dois estágios. A primeira fase localiza o(s) gargalo(s) no sistema e a segunda fase remove gargalo(s) através de modificações no sistema. *Trade-off* capital versus energia é também realizada na segunda fase.

A representação das etapas de *retrofit* está esquematizada a seguir na Figura 2.

**Figura 2 - Fluxograma das fases de solução através da ferramenta AR.**



### **Primeira Fase: Localização dos Gargalos na RTC**

Os laços e caminhos em uma RTC são usados para reduzir o consumo de energia. Chegará um momento em que a redução de energia não poderá seguir adiante devido à configuração original, causando gargalos no sistema. *Aspen Energy Analyzer*® realiza essa avaliação automaticamente.

A identificação de laços trata-se da definição de caminhos ou *paths* entre uma utilidade quente e uma fria que passam pelo trocador a ser removido. Em consequência dessa remoção, ocorre o acréscimo na demanda de utilidades, dessa forma uma análise deve ser feita em relação ao custo global da RTC. Assim, a avaliação econômica considera a possibilidade de ter mais trocadores de calor e menores demandas energéticas por uso de utilidades ou vice-versa.

Não obstante, a quebra de um laço de troca térmica faz com que o trocador remanescente seja obrigado a cumprir o serviço da quantidade de carga térmica extra. Desta forma, o procedimento pode levar a violação do  $\Delta T_{\min}$ , a qual pode ser aceitável, dependendo das condições de operação (RAVAGNANI; SUÁREZ, 2012).

## **Segunda Fase: Remoção dos Gargalos na RTC**

A segunda fase do processo de *Retrofit Automatic* tem como função a remoção dos gargalos e a otimização do consumo de energia através de um modelo linear aplicado ao aumento da área de transferência de calor de um trocador existente.

Do ponto de vista do número de equipamentos tem-se que o número mínimo de trocadores é obtido nas subredes acima e abaixo do ponto *Pinch* (ver explicações no item 3.4.3). Quando as subredes são acopladas a rede final, o número total de trocadores é sempre maior que o mínimo devido à síntese da RTC ser realizada de forma independente. Desta forma, a RTC final pode apresentar trocadores em uma subrede e em outra, executando a mesma tarefa devido à presença de laços ou *loops*. Evidentemente, um ou mais trocadores podem ser removidos da RTC, reduzindo o custo de capital da RTC com equipamentos, instalação, tubulação, etc.

## **Terceira Fase: Otimização da RTC**

Como discutido anteriormente o modelo não linear minimiza a nova área de troca térmica depois de remover os gargalos, sendo realizado na terceira fase.

O recurso AR é configurado de modo a escolher a modificação na RTC e o número de vezes que a modificação é aplicada ao sistema. O projetista também pode especificar limitações, tais como um limite na área adicional nos trocadores de calor, a existência de área disponível e trocadores de calor que não podem ser modificados. Cada vez que uma modificação é aplicada, o reprojeto passa pela segunda fase.

Os resultados finais dependerão do projeto selecionado e do tipo de modificação que foi escolhido. O passo-a-passo dessa modificação e a capacidade de escolher o tipo de modificação permitem controlar melhor o reprojeto da RTC.

Segundo o manual do *Aspen Energy Analyzer*® (CHEMICAL PROCESS DESIGN, 2009), essas fases seguem os detalhes do trabalho desenvolvido por Asante e Zhu (1997). Estes propuseram um método de análise termodinâmica com técnicas de programação matemática, dividindo-o em duas etapas de solução, diagnóstico e otimização. Na etapa de diagnóstico é avaliado o número mínimo de modificações em potencial que podem aumentar a recuperação energética da unidade a um nível desejado. Primeiramente, é identificado o gargalo e em seguida um PLMI é usado para a seleção da melhor modificação que supere esta limitação.

Na primeira fase, a RTC é modificada de forma a reduzir o consumo de utilidades. Neste processo, mudanças ocorrem na topologia de forma a:

- a) reposicionar os trocadores dentro da RTC;
- b) criar nova combinação de troca térmica através da instalação de um novo equipamento;
- c) dividir as correntes de processo através da instalação de tubulação para passar um ou mais trocadores.

Na sequência, é novamente avaliado o gargalo, até que sucessivamente um conjunto de modificações seja promissor. Na segunda fase é analisada a relação de *trade-off* entre custo capital e custo operacional de forma a determinar o  $\Delta T_{\min}$  ótimo da RTC através da identificação dos laços e caminhos na RTC e do deslocamento das cargas térmicas até que a mínima temperatura de *approach* seja obtida.

### **3.1.2 Fases de Otimização da Funcionalidade ARD**

A seguir serão explicadas as fases de execução do programa para realização dos estudos de análise energética da RTC.

#### **Primeira Fase: Triagem**

Utiliza modelo PL para otimizar simultaneamente área de troca de calor e carga térmica de cada utilidade. O objetivo desta otimização é eliminar as combinações deficientes de troca térmica.

Os problemas PL não apresentam grandes dificuldades para serem solucionados, pois o ótimo global sempre está garantido. As quantidades de calor podem ser representadas em forma de cascata a partir dos balanços de energia em cada intervalo de temperatura ou pelo procedimento tabular de Linnhoff de maneira que o calor seja transferido sempre das correntes quentes para as correntes frias entre os intervalos de temperatura. Considerando que o objetivo é obter uma rede com um custo mínimo de utilidades, a adição de uma função objetivo e de condições de não negatividade das variáveis ao conjunto de equações lineares, o problema do PL apresenta vantagens na sua formulação: inclusão de mais de uma utilidade e de restrições e de limitações às combinações de troca térmica (RAVAGNANI; SUÁREZ, 2012).

### Segunda fase: Distribuição da carga

O modelo PL na primeira fase não considera a função objetivo de número de unidades de troca de calor. Esta questão é abordada na segunda fase através de um modelo de programação linear mista inteira, MILP1, que otimiza simultaneamente as unidades, área de trocador de calor e cargas de cada utilidade e em detalhe ocorre:

- a) as combinações de trocadores de calor são postas entre cada corrente quente em cada intervalo de temperatura e de todas as correntes frias em todos os intervalos de temperatura subsequentes;
- b) a função objetivo é linear e minimiza o custo total anual da RTC sujeita a restrições de balanço de energia;
- c) os intervalos de temperatura são gerados pela diferença de temperatura dos terminais maiores do que zero. A cada diferença é realizada uma linearização em função da temperatura média logarítmica sobre cada combinação de troca de calor de forma a manter a precisão dos cálculos.

A resposta ao problema de integração energética fornece o consumo de cada utilidade no caso de múltiplas utilidades quentes e frias e a carga de calor para cada combinação de trocadores. As combinações com carga térmica zero não são consideradas soluções ótimas, pois não há troca de calor que possa ser realizado entre estas combinações. Além disso, fornece o melhor  $\Delta T_{\min}$  para cada combinação de trocador existente.

Conhecendo as trocas de calor entre as correntes quentes e frias, sejam elas correntes de processo ou utilidades, é possível agrupá-las em conjuntos conforme a característica quente ou fria. Assim, define-se uma variável binária que representa todas as possíveis trocas de calor entre as correntes quentes e frias. Cada potencial de troca térmica deve estar associado a um trocador de calor de tal maneira que para cada subrede o número de trocadores seja igual à soma de todas as variáveis binárias, assim a função objetivo é minimizar este somatório. O problema deve ser resolvido para as diferentes subredes, ou simultaneamente para todas as subredes. Matematicamente, a formulação do problema tem como modelo PLMI, tendo como informação as trocas de calor entre as correntes e as quantidades trocadas (RAVAGNANI; SUÁREZ, 2012).

Portanto, a rede pode ser montada, sendo destacado aqui que a solução pode não ser única, isto é, diferentes configurações podem obter o mínimo de custos de capital e operacional. A solução do problema especifica quais as trocas de calor podem ocorrer, porém não é possível explicitar em qual ordem física ocorrem.

Uma nota do manual do *Aspen Energy Analyzer*® afirma que nesta fase a distribuição de cargas é conhecida, porém as posições físicas não são. Detalhes sobre esse modelo encontram-se no trabalho de Shethna *et al.*(2000), em que um modelo PLMI é formulado através dos intervalos de temperatura capaz de obter a distribuição de cargas ótimas para múltiplas utilidades. A função objetivo é, portanto, escrita em termos de custo total anual, sendo que a contribuição vem do custo operacional e de capital. A quantidade de cada utilidade no caso de múltiplas utilidades é obtida como um resultado da combinação do *trade-off* de energia e de área. Além disso, o uso de intervalos de temperatura permite a quebra da dependência do valor de  $\Delta T_{\min}$ .

### **Terceira Fase: Otimização Estrutural**

Um segundo modelo de programação linear mista inteira, MILP2, é formulado de forma a identificar o trocador de calor da rede que satisfaça a distribuição da carga de calor ótima obtida a partir da solução do primeiro modelo, MILP1, seguindo os seguintes passos:

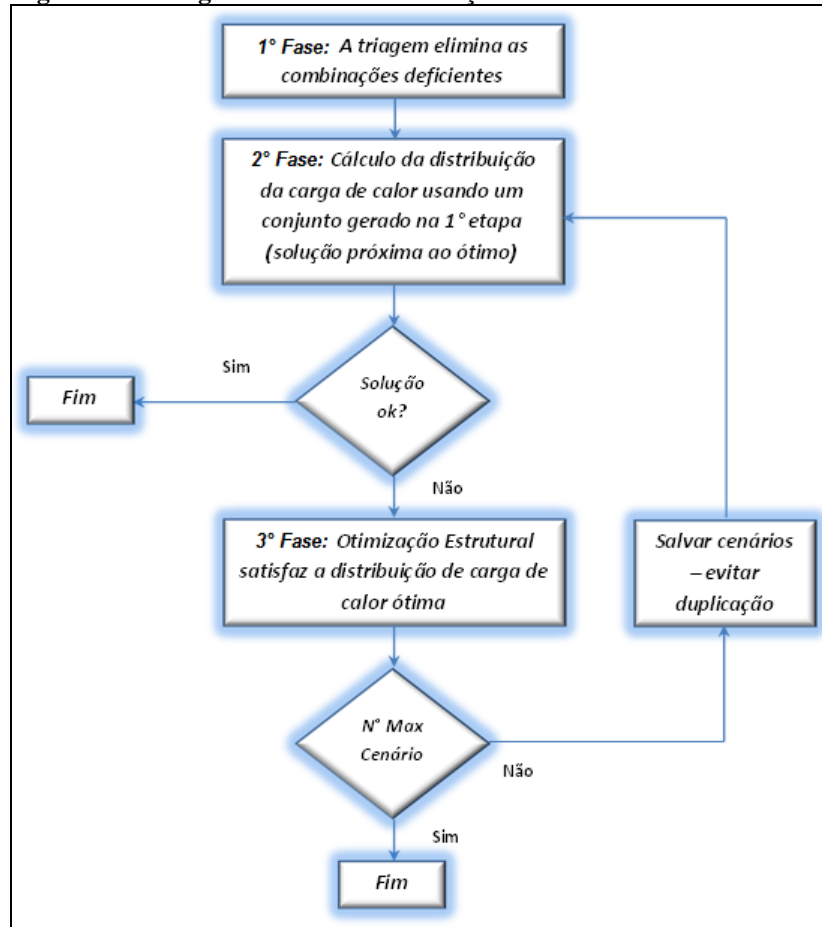
- a) Elaboração de uma superestrutura em um modo semelhante ao proposto por Yee e Grossman (1990);
- b) Na superestrutura cada corrente é dividida em um determinado número de etapas;
- c) Em cada etapa um trocador é colocado em cada combinação de trocador existente na solução do modelo MILP1. O modelo MILP2 é formulado na forma dos modelos de superestrutura;
- d) A função objetivo usada para minimizar o desvio da distribuição da carga de calor da rede atual é realizada a partir da distribuição da carga de calor recomendado a partir de MILP1. A hipótese subjacente é que qualquer rede que foi obtida a partir da solução de MILP2 corresponde à distribuição da carga de calor obtido de MILP1, sendo próximo ao ponto ótimo;
- e) Na formulação, um balanço de energia e uma restrição da diferença de temperatura são registrados em cada trocador de calor. Além disso, as restrições mais complexas são consideradas em cada corrente em cada etapa para levar em conta a segmentação de correntes.

O procedimento descrito acima está representado de forma esquemática na

Figura 3.



**Figura 3 - Fluxograma das fases de solução através da ferramenta ARD.**

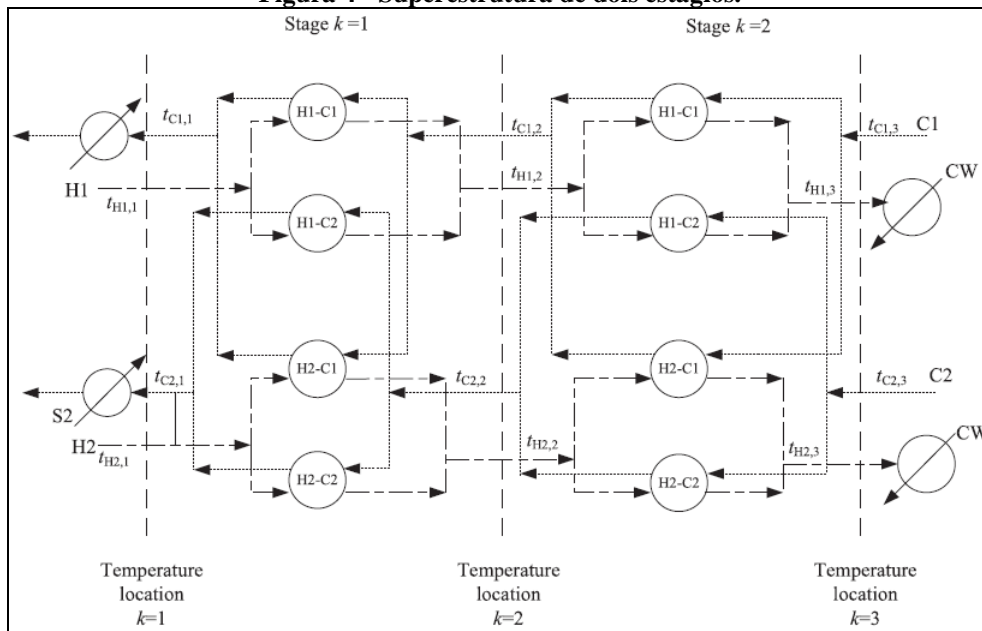


Yee e Grossman (1990) apresentaram um modelo simultâneo alternativo que utiliza uma superestrutura que melhora a robustez numérica devido às equações não lineares presentes nas restrições serem transladadas à função objetivo. A geração da superestrutura está baseada em:

- a) representação por estágios divididos em intervalos de temperatura, sendo que em cada estágio cada corrente quente pode trocar calor com todas as correntes frias e vice-versa;
- b) em cada estágio é feita a divisão das correntes em um número de potenciais trocas, sendo que as saídas dos trocadores devem ter a mesma temperatura (restrição de mistura isotérmica) para depois se juntarem no ponto de saída que é considerado o ponto de entrada para o estágio seguinte (RAVAGNANI; SUÁREZ, 2012).

A Figura 4 apresenta um esquema da superestrutura de Yee e Grossman (1990) para duas correntes quentes e duas correntes frias.

**Figura 4 - Superestrutura de dois estágios.**



Fonte: Yee e Grossman (1990).

### 3.1.3 Procedimento de Reprojeto através do *Aspen Energy Analyzer*®

A seguir serão mostrados os passos para obtenção da RTC otimizada através da ferramenta *Automatic Retrofit*.

#### Passo 1: Inserção dos dados da RTC

Utilizando a operação *HI Project*, um cenário será criado, onde todas as informações das correntes de processo e utilidades devem ser inseridas. No ícone “*Heat Integration Manager*”, selecionar “*HI Project*” e clicar no botão “*Add*”. Aparecerá ao lado um cenário “*Case 1*” e assim clicar no botão “*View*” (Figura 5).

Na aba “*Process Streams*”, digitar os dados das correntes de processo: nome da corrente, temperaturas inicial e final, vazão mássica e calor específico das correntes de processo, conforme mostrado na Figura 6. Depois selecionar a aba “*Utility Streams*” e digitar os dados das correntes de utilidade(s) fria(s) e quente(s), nome da utilidade, temperaturas inicial e final e custo das utilidades conforme realizado anteriormente (Figura 7).

Os parâmetros de custo de capital para trocador casco e tubo e/ou “*Fired Heater*” e os dados de taxa de retorno, horas de operação, tempo residual necessários na análise financeira são inseridos na aba “*Economics*” como visto na Figura 8.

Figura 5 - Inserção dos dados no software Aspen Energy Analyzer®.

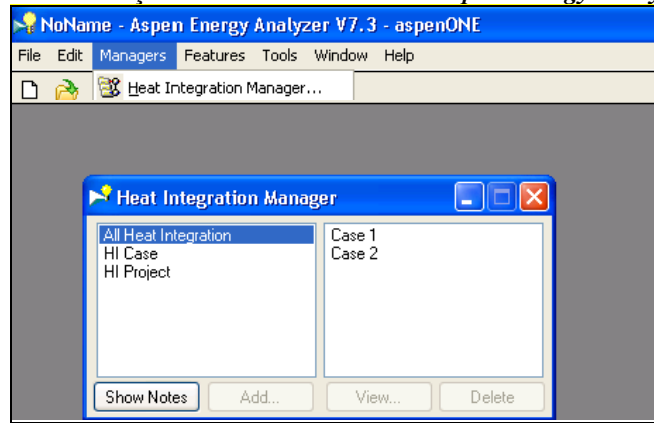


Figura 6 - Inserção das correntes de processo no software Aspen Energy Analyzer®.

Name	Inlet T [C]	Outlet T [C]	MCp [kJ/C-h]	Enthalpy [kJ/h]	Segm.	HTC [kJ/h-m2-C]	Flowrate [kg/h]	Effective Cp [kJ/kg-C]	DT Cont. [C]
H1	320.0	200.0	1.668e+004	2.002e+006		720.0	2.780e+0	0.6000	10.0
H2	480.0	280.0	2.000e+004	4.000e+006		720.0	2.500e+0	0.8000	10.0
C1	140.0	320.0	1.442e+004	2.596e+006		720.0	2.060e+0	0.7000	10.0
C2	240.0	500.0	1.160e+004	3.016e+006		720.0	2.320e+0	0.5000	10.0
**New*									

Process Streams Utility Streams Economics Options Notes

Set Up Operations Convert to HI Project Forbidden Matches

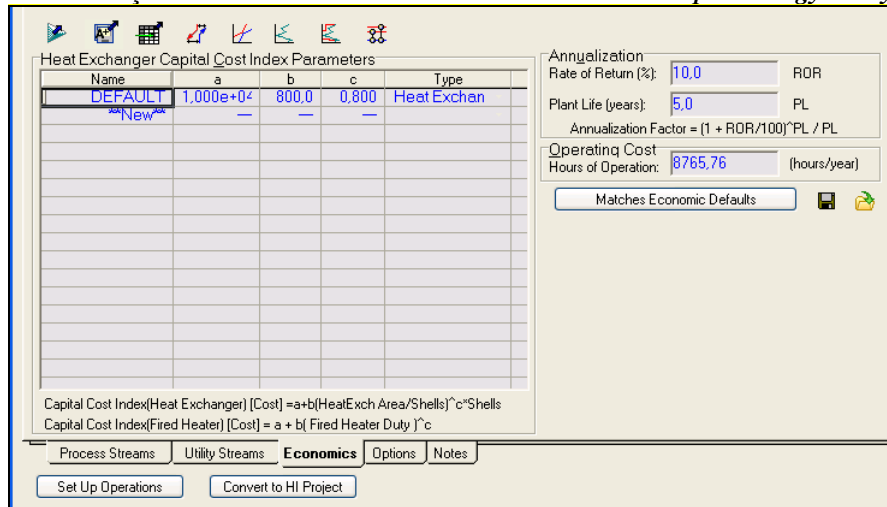
Figura 7 - Inserção das utilidades no software Aspen Energy Analyzer®.

Name	Inlet T [C]	Outlet T [C]	Cost Index [Cost/kJ]	Segm.	HTC [kJ/h-m2-C]	Target Load [kJ/h]	Effective Cp [kJ/kg-C]	Target Flowrate [kg/h]	DT Cont. [C]
Very High Temperature	3000.0	2999.0	8.900e-001		399.6	3.480e+005	1.000	3.480e+005	20.0
Cooling Water	20.0	25.0	2.125e-00		1.350e+0	7.380e+005	4.183	3.529e+004	20.0
<empty>									

Process Streams Utility Streams Economics Options Notes

Set Up Operations Convert to HI Project Hot Sufficient Cold Sufficient

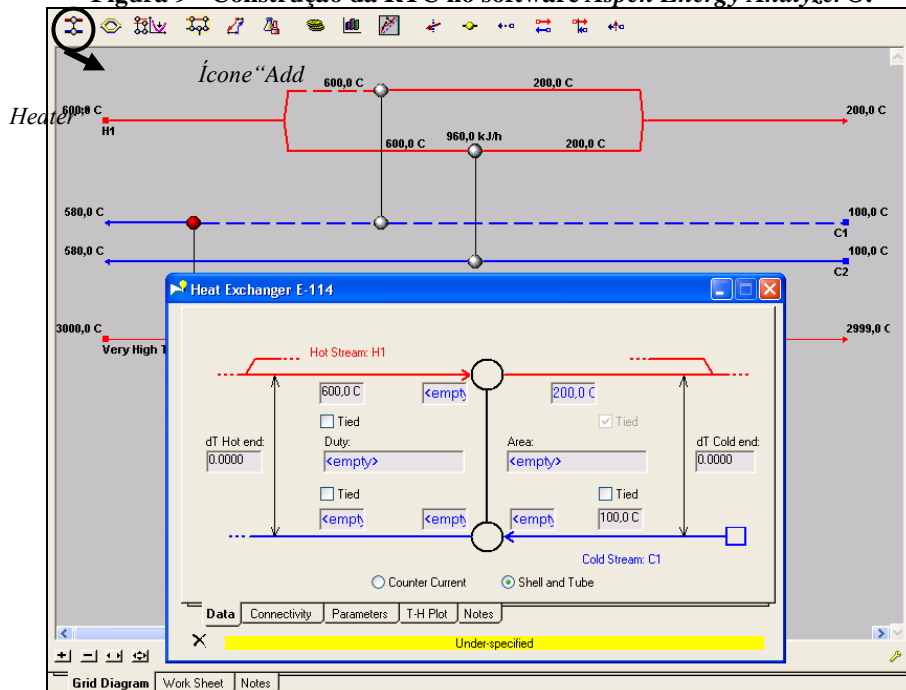
Figura 8 - Inserção dos dados econômicos da RTC no software *Aspen Energy Analyzer*®.



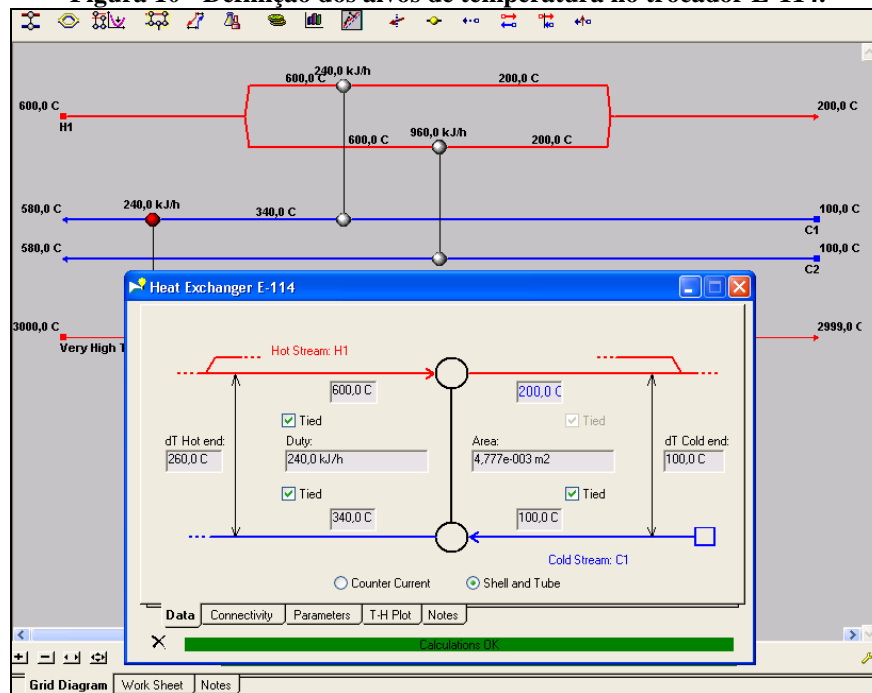
## Passo 2: Construção da RTC

Após esse passo, é possível construir a RTC na área “*Grid Diagram*”, onde as correntes de processo e utilidades quentes e frias aparecem em forma de linhas azuis (correntes frias) e vermelhas (correntes quentes). Clicando com o botão esquerdo do mouse no ícone “*Add Heater*” e mantendo o botão pressionado, arraste o trocador para a corrente desejada (Figura 9).

Figura 9 - Construção da RTC no software *Aspen Energy Analyzer*®.



**Figura 10 - Definição dos alvos de temperatura no trocador E-114.**



No exemplo apresentado na Figura 9, as correntes C1 e H1 apresentam-se na forma de linhas tracejadas, significando que o trocador E-114 referente ao par C1 e H1 não está definido quanto aos alvos de temperatura. Ao clicar no trocador E-114 representado por um segmento de reta com dois círculos cinza em cada extremidade, aparecerá uma janela com as especificações do trocador, então marcar a opção nas caixas “Tied” de forma a determinar temperaturas de entrada e saída até que as linhas das correntes fiquem cheias (Figura 10). Após isso, a barra em amarelo presente na Figura 9 com o dizer “Under-specified” apresentará em verde com o dizer “Calculation OK” (Figura 10), indicando que os resultados dos cálculos estão prontos.

### Passo 3: Reprojeto da RTC

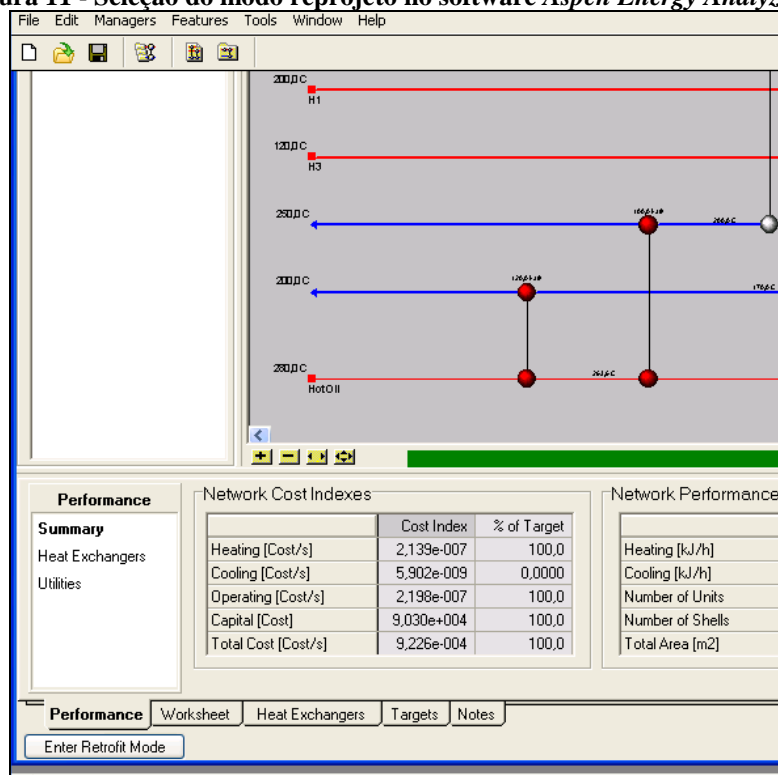
Com a RTC montada, neste momento será possível iniciar o processo de reprojeto. Para isso entrar no modo reprojeto, clicando no ícone “Enter Retrofit Mode” localizado no canto inferior esquerdo da tela (Figura 11).

No modo de *Retrofit*, o cenário reprojeto irá conter um caso base da RTC existente. Selecione o projeto caso base. O projeto do caso base é o projeto original ou existente de forma que todas as modificações são aplicadas a este cenário.

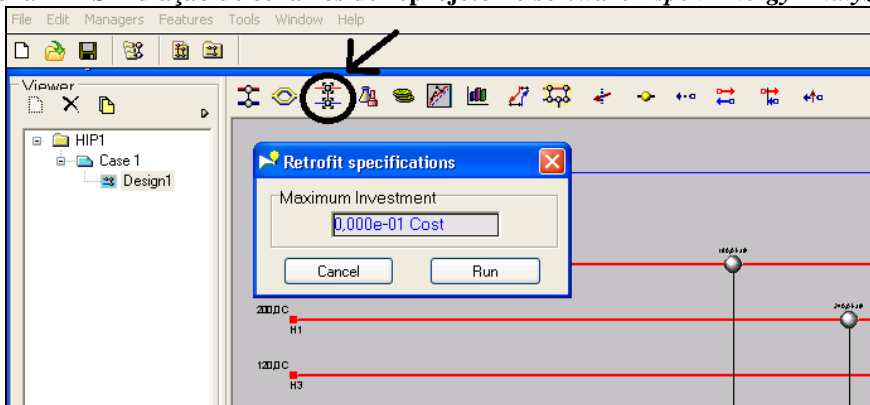
Acesse a opção disponível de reprojeto na paleta “*Diagram Grid*” clicando no ícone “*Add Area*”. Insira o valor de investimento desejado na caixa e clique no botão “*Run*” (Figura 12).

Se a opção de reprojeto é realizada com sucesso, um novo desenho com base na modificação aparecerá no cenário de reprojeto. Depois de fazer as modificações, será possível comparar o projeto base com os cenários de reprojeto nas guias “*Performance*”, “*Worksheet*”, “*Heat Exchangers*” e “*Targets*”, sendo todos os resultados utilizados nas análises foram consultados nessas áreas do software.

**Figura 11 - Seleção do modo reprojeto no software *Aspen Energy Analyzer*®.**



**Figura 12 - Simulação de cenários de reprojeto no software *Aspen Energy Analyzer*®.**



### 3.1.4 Procedimento de Projeto através do *Aspen Energy Analyzer*®

Conforme mostrado no item 3.1.3, o procedimento para o estudo de reprojeto é o mesmo para o projeto para o Passo 1.

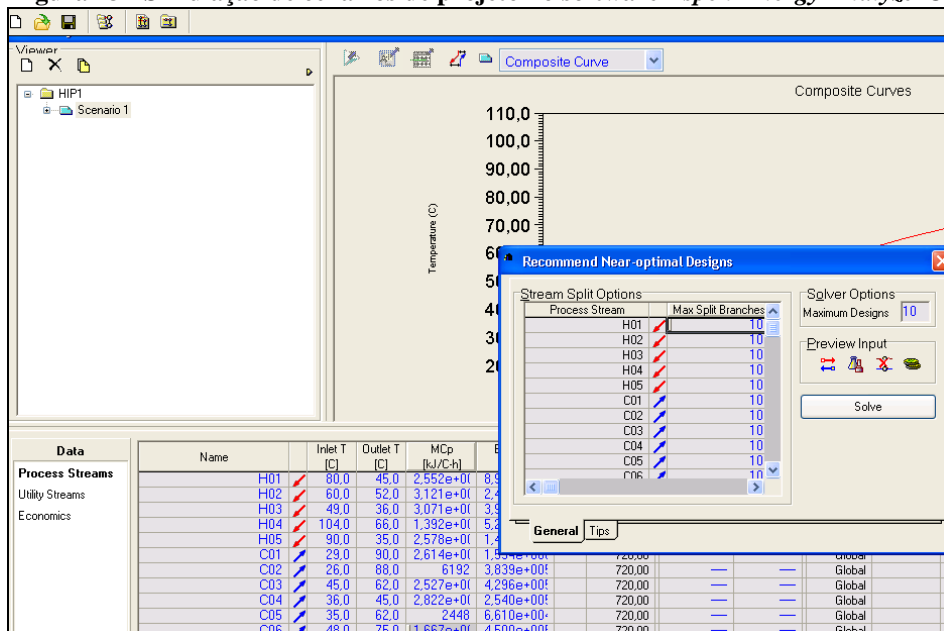
Após inserir os dados das correntes de processo, utilidades e valores para análise econômica e estando no modo de projeto, *HI Project*, será possível utilizar a ferramenta *Automatic Recommend Designs*. Os próximos passos são apresentados a seguir.

#### Passo 1: Obtenção dos cenários de projeto

Clicando no botão “*Recommend Designs*”, uma caixa com opções de projeto aparecerá ao usuário (Figura 13), pedindo que digite o número máximo de divisões para cada corrente de processo, como também o número de cenários desejados. Após clicar no botão “*Solve*”, os cenários aparecerão na área “*Viewer*”, dentro da pasta “*Scenario 1*”.

Nas guias “*Performance*”, “*Worksheet*”, “*Heat Exchangers*” e “*Targets*”, estão disponíveis todos os resultados usados nas análises da RTC.

Figura 13 - Simulação de cenários de projeto no software *Aspen Energy Analyzer*®.



## 3.2 Conceitos da Análise *Pinch*

### 3.2.1 Diagrama TH

Com a utilização dos diagramas TH, pode-se calcular a recuperação de energia entre as correntes frias e quentes. Com esse propósito, a energia recuperada através da transferência de calor entre as correntes é realizada enquanto essa transferência for suficiente para atingir as temperaturas desejadas; caso contrário, utilidades frias e quentes são empregadas à rede.

A carga térmica do trocador de calor pode ser calculada através da diferença de temperaturas de saída e entrada, calor específico do fluido e vazão mássica da corrente (equação 1).

$$Q = \int_{T_{out}}^{T_{in}} M \cdot Cp \cdot dT = \int_{T_{out}}^{T_{in}} CP \cdot dT \quad (1)$$

em que:

Q: Carga térmica do trocador de calor, kJ/h

M: Vazão mássica da corrente de processo, kg/h

Cp: calor específico, kJ/kg·°C

T: Temperatura da corrente de processo, °C

Caso o calor específico do fluido não sofra variações para diferentes temperaturas, pode-se simplificar a equação 1 na equação 2:

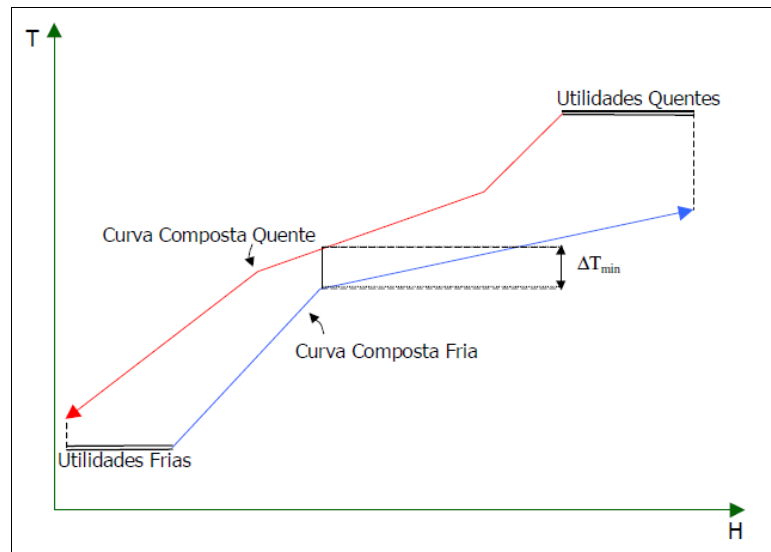
$$Q = M \cdot Cp = CP \cdot \Delta T \quad (2)$$

Para os problemas em que as análises são feitas para mais de duas correntes de processo e mais de uma utilidade quente e/ou fria, o método gráfico das curvas compostas (CC) é utilizado.

A Figura 14 mostra um exemplo de representação da Curva Composta.



**Figura 14 - Exemplo de curva composta.**



Fonte: Oliveira, A. B. (2005).

### 3.2.2 Curva Composta, Curva Composta Balanceada e Grande Curva Composta

O procedimento para construção da CC consiste basicamente de balanços realizados em intervalos de temperatura determinados pelas temperaturas de entrada e saída das correntes, de tal maneira que as curvas aproximam por uma diferença mínima chamada de  $\Delta T_{\min}$ . Técnicas detalhadas sobre a construção de CC e aplicação são apresentados nos trabalhos Linnhoff e Flower (1978a), Hohmann (1971), Smith (2005).

As curvas compostas balanceadas são construídas da mesma forma que as curvas compostas (LINNHOF, 1982), no entanto, são complementadas através da inclusão das utilidades disponíveis. O diagrama gerado é fechado completamente de forma que todas as correntes quentes tenham contrapartida nas correntes frias de forma a ceder calor.

Outro diagrama bastante útil é a chamada Grande Curva Composta (GCC), que é a representação gráfica do calor sendo transferido através dos intervalos de temperatura na forma de cascata. Este diagrama é obtido através das curvas compostas transformadas em uma única curva. A vantagem desta curva é a melhor visualização de onde o processo deve trocar calor com as utilidades e onde pode satisfazer a própria demanda. No ponto onde a curva encosta o eixo das ordenadas, identifica-se o ponto *Pinch*.

Os detalhes de construção dessas curvas podem ser consultados no livro de Smith (2005).

### 3.2.3 Diagrama de Grade

A representação esquemática da rede é comumente feita por diagramas de grade (*Grid Diagram*), em que as correntes quentes são representadas por setas localizadas na parte superior do diagrama, partindo da esquerda para a direita. Já as correntes frias ficam localizadas na parte inferior do diagrama e partem no sentido oposto às correntes quentes. Os trocadores de calor são indicados por linhas verticais e círculos que unem as correntes envolvidas na troca térmica.

### 3.2.4 Procedimento Tabular

Proposto por Linnhoff e Flower (1978a) e posteriormente modificado por Linnhoff *et al.* (1982), o algoritmo tabela problema ou procedimento tabular é uma abordagem numérica utilizada para identificação do ponto de estrangulamento e das demandas mínimas de utilidade quente e fria. Esse algoritmo é de fácil programação devido à divisão do problema em intervalos de temperatura e na geração de uma cascata de energia, em que a energia é transferida do intervalo de temperatura mais elevado para um intervalo de temperatura inferior, seguindo o princípio da segunda lei da termodinâmica.

Os detalhes de construção das tabelas problemas podem ser consultados nos trabalhos de Linnhoff *et al.* (1982), Douglas (1988) e Smith (2005).

## 3.3 Custo de Utilidades

A demanda de utilidades quentes e frias no processo foi determinada nos cenários obtidos através das simulações no *Aspen Energy Analyzer*®. Porém, o custo de produção dessas utilidades não é fornecido pelo software, assim sendo, primeiramente deve se calcular essas informações para inseri-las na área de utilidades do software.

A seguir, os cálculos dos custos de produção de vapor e água de refrigeração serão apresentados.

### 3.3.1 Custo de Produção do Vapor

Para o cálculo do custo de produção de vapor a baixa e alta pressão denominados, respectivamente, *LP Steam* e *HP Steam*, foi realizado uma pesquisa no site *US*

*Department of Energy*, onde foi possível obter um memorial de cálculo do custo destes vapores para cenários de projeto.

Através desse memorial (UNITED STATES OF AMERICA, 2003), o custo do vapor foi dividido em componentes:

- a) custo do combustível;
- b) custo do suprimento de água;
- c) custo do tratamento da água para caldeira;
- d) custo do bombeamento da água para caldeira;
- e) custo da energia consumida nos sopradores de ar para caldeira;
- f) custo da purga de condensado na caldeira;
- g) custo da disposição de fuligem proveniente da combustão do combustível;
- h) custo do controle de emissão de particulado;
- i) custo da manutenção da caldeira.

Predominantemente a parcela do custo do vapor mais onerosa está relacionada ao consumo de combustível. De tal modo que uma aproximação prática é sugerida pelo memorial (equação 3).

$$C_s = C_{s,comb} \cdot (1 + 0,3) \quad (3)$$

em que:

$C_s$ : Custo de geração do vapor, U\$/GJ

$C_{s,comb}$ : Componente de custo do vapor associado ao consumo de combustível, U\$/GJ

O componente de custo do vapor associado à combustão do combustível considera a eficiência da caldeira, as entalpias da água de alimentação da caldeira, vapor gerado e o custo do combustível conforme mostrado na equação (4):

$$C_{s,comb} = C_F \cdot \frac{(H_S - h_W)}{100 \cdot \eta_B} \quad (4)$$

em que:

$C_F$ : Custo do combustível, U\$/GJ

$H_S$ : Entalpia do vapor gerado, kJ/kg

$h_W$ : Entalpia da água de alimentação da caldeira, kJ/kg

$\eta_B$ : Eficiência da caldeira, (entre 0 e 1)

O segundo passo é calcular o custo de vapor em níveis mais baixos de pressão. Isto não é fácil, já que o custo depende do caminho que o vapor segue a partir do ponto de geração para o ponto de utilização. Vapor de baixa pressão, que é produzida por meio de uma

estação de redução de pressão, usualmente uma Válvula Redutora de Pressão (PRV), tem substancialmente a mesma entalpia do vapor de pressão mais elevada a partir do qual foi feito. No entanto, o vapor de baixa pressão gerado por meio de uma válvula redutora é muito ineficiente. Portanto, na prática, é usado normalmente condensado para depois ser sobreaquecido. O custo de vapor de baixa pressão é então calculado a partir do custo de vapor de alta pressão como mostrado na equação (5):

$$C_{s,LP} = C_{s,HP} \cdot \frac{(H_{s,LP} - H_{s,HP})}{(H_{s,HP} - h_w)} \quad (5)$$

em que:

$C_{s,LP}$ : Custo do vapor a baixa pressão, U\$/GJ

$C_{s,HP}$ : Custo do vapor a alta pressão, U\$/GJ

$H_{s,LP}$ : Entalpia do vapor a baixa pressão, kJ/kg

$H_{s,HP}$ : Entalpia do vapor a alta pressão, kJ/kg

### 3.3.2 Custo da Água de Resfriamento

Segundo Ulrich e Vasudevan (2006) os preços das utilidades dependem da inflação e do preço da energia. Estes autores propuseram uma correlação simplificada de forma a utilizar somente esses dois fatores na composição de custo de utilidades. A equação 6, apresenta a correlação proposta.

$$C_u = a' \cdot (CEPCI) + b' \cdot (C_F) \quad (6)$$

em que:

$C_u$ : Preço da utilidade, U\$/GJ

$a'$  e  $b'$ : Coeficientes de custo de uma utilidade

CEPCI: Parâmetro de inflação para projetos nos Estados Unidos

$C_F$ : Preço do combustível, U\$/GJ

## 3.4 Investimento

### 3.4.1 Área Mínima de Troca Térmica

Após determinado o conjunto de correntes de processo e fixada a máxima recuperação de energia, o procedimento a seguir é encontrar a área mínima de troca de calor para a rede sintetizada.

Segundo o manual do software (CHEMICAL PROCESS DESIGN, 2009), a área de troca térmica de um equipamento pode ser obtida utilizando a equação global de projeto para trocadores de calor. Utilizando o princípio de escoamento contracorrente puro e coeficiente global de transferência de calor constante para todos os trocadores, Townsend e Linnhoff (1984) chegaram a uma expressão (equação 7) para a área mínima da rede, dividindo o diagrama TH em intervalos de entalpia (k):

$$A_k = \frac{Q_k}{U \cdot \Delta T_{LM,k}} \quad (7)$$

em que:

$A_k$ : Área de troca para transferência de calor no intervalo de entalpia k, m<sup>2</sup>

U: Coeficiente global de troca térmica, kJ/h°C·m<sup>2</sup>

$\Delta T_{LM,k}$ : Média logarítmica das diferenças de temperatura nos terminais do trocador, °C

Para obter a área de troca da rede a equação 8 é empregada em todos os intervalos.

$$A_k = \frac{1}{U} \sum_{k=1}^{\text{intervalos}} \frac{Q_k}{\Delta T_{LM,k}} \quad (8)$$

Uma representação mais real do processo deve levar em consideração os coeficientes globais para cada trocador. O efeito de cada coeficiente global de transferência de calor pode ser incluído utilizando a equação 9:

$$A_k = \sum_{k=1}^{\text{intervalos}} \frac{1}{\Delta T_{LM,k}} \left( \sum_{i=1}^{N^{\circ} \text{ correntes quentes}} \left( \frac{q_{i,k}}{h_i} \right) + \sum_{i=1}^{N^{\circ} \text{ correntes frias}} \left( \frac{q_{j,k}}{h_j} \right) \right) \quad (9)$$

em que:

i: Corrente quente

j: Corrente fria

$q_{ik}$  e  $q_{jk}$ : Requerimentos de calor das correntes quente e fria no intervalo de entalpia k, kJ/h

$h_i$  e  $h_j$ : Coeficientes individuais de transferência de calor da corrente quente i e da corrente fria j, sendo considerado a resistência à transferência de calor nas paredes e incrustação, kJ/h°C·m<sup>2</sup>

Essa expressão permite que a meta da área de troca seja prevista pelas variações dos coeficientes individuais. No entanto, se existirem grandes variações nos coeficientes, o valor da área real será afetado.

### 3.4.2 Custo de Capital

O custo de construção e instalação de um trocador de calor é denominado custo de capital.

Para prever os custos de capital de uma rede, primeiramente deve-se considerar a área de superfície de um único trocador de calor, conforme mostrado pela seguinte expressão:

$$C_{\text{trocador}} = a'' + b'' \cdot A^{c''} \quad (10)$$

em que:

$C_{\text{trocador}}$ : Custo de aquisição de um trocador de calor casco tubo

A: Área de troca térmica

$a''$ ,  $b''$  e  $c''$ : Constantes ( $0 < c'' \leq 1$ ) que variam de acordo com o material de construção, pressão de operação e tipo de equipamento

No entanto, para a configuração dos trocadores casco tubo 1-2, existe a possibilidade de ocorrer configurações do tipo 2-4, 3-6, etc., assim o número de cascos deverá ser incluído conforme mostrado na equação 11:

$$C_{\text{trocador}} = a'' + b'' \cdot \left(\frac{A}{NC}\right)^{c''} \cdot NC \quad (11)$$

em que:

NC: Número de cascos

A equação 11 usa uma função de custo único em conjunto com as metas para o número de unidades (ou cascos) e área de rede.

Diferentes custos podem ser aplicados através da introdução de novas funções de custo ou do ajuste de área de troca. Isto pode ser feito através da ponderação dos coeficientes de transferência de calor no cálculo da área de rede (equações 12 e 13). Se, por exemplo, uma corrente corrosiva requer materiais mais caros do que as outras correntes, uma maior contribuição para o custo de capital é necessária para a corrente corrosiva. Uma diminuição artificial do coeficiente de transferência de calor pode aumentar a contribuição na

área de rede. Esta área fictícia se transformou em um custo adicional de capital através da função de custo para a corrente corrosiva.

$$C_{rede} = \sum_{k=1}^{intervalos} \frac{1}{\Delta T_{LM,k}} \left( \sum_{i=1}^{N^o \text{ correntes quentes}} \left( \frac{q_{i,k}}{\phi_i h_i} \right) + \sum_{i=1}^{N^o \text{ correntes frias}} \left( \frac{q_{j,k}}{\phi_j h_j} \right) \right) \quad (12)$$

$$\phi_j = \left( \frac{b_1}{b_2} \right) \left( \frac{A_{rede}}{N} \right)^{\left( 1 - \frac{c_2}{c_1} \right)} \quad (13)$$

em que:

$\phi_i$ : Fator peso para corrente fria i

$\phi_j$ : Fator peso para corrente quente j

$a_1, b_1, c_1$ : Coeficientes para um dado tipo de trocador

$a_2, b_2, c_2$ : Coeficientes para um dado tipo de material

N: Número de unidades ou cascos

### 3.4.3 Custo Mínimo de Capital

O custo de capital é considerado como um problema de minimização das metas de área global de superfície e de número de unidades. No entanto, à medida que a área de superfície é facilmente estabelecida para um mesmo problema de recuperação de energia, soluções muito diferentes podem ser determinadas.

Unidades de troca térmica em excesso exigem mais fundações, tubulações, instrumentação, manutenção, etc., elevando o custo de capital.

Hohmann (1971) observou que o número mínimo de unidades era geralmente uma função do número de correntes de processo e utilidades, expresso na equação 14:

$$u = N - 1 \quad (14)$$

em que:

u: Número de unidades de troca térmica

N: Número de correntes de processo, incluindo utilidades

Mais tarde, Linnhoff *et al.* (1982) explicaram esta equação como um caso especial do Teorema de Euler, sendo estendida conforme mostrado na equação 15:

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

em que:

L: Número de laços de troca térmica na rede

S: Número de problemas independentes na rede

Outro método de determinar o número mínimo de unidades de troca térmica é considerar a localização do ponto *Pinch*. Conforme o manual do software (CHEMICAL PROCESS DESIGN, 2009) segue a seguinte expressão da equação 16:

$$u = N_a - 1 + N_b - 1 \quad (16)$$

em que:

$N_a$ : Número de correntes de processos e utilidades acima do ponto *Pinch*

$N_b$ : Número de correntes de processos e utilidades abaixo do ponto *Pinch*

### 3.5 Crédito de Carbono

Para obtenção do crédito de carbono foi adotado a metodologia encontrada no site da *United Nations Framework Convention on Climate Change* para projetos de pequena escala do tipo II, Projetos de melhoria da eficiência energética, da categoria II. D, Medidas de eficiência energética e troca de combustível nas indústrias (UNITED NATIONS FRAMEWORK CONVENTION ON CLIMATE CHANGE, 2009a). Nesta classificação estão incluídas atividades que envolvem a instalação de novos equipamentos energeticamente eficientes (lâmpadas, reatores, por exemplo, geladeiras, motores, ventiladores, condicionadores de ar, sistemas de bombeamento, e refrigeradores) em um ou mais locais do projeto. Reprojeto bem como construção de novos projetos estão incluídos nesta metodologia.

A relação entre o nível de serviço do equipamento do projeto de eficiência energética para o equipamento de linha de base pode ser de uma troca, isto é, substituição de um refrigerador ineficiente com um novo refrigerador eficiente ou por muitos. Neste último caso, o nível de serviço do projeto e o caso base podem ser comparados.

Além disso, a metodologia credita a redução das emissões apenas devido à redução na eletricidade e/ou consumo de combustíveis fósseis através do uso de equipamentos mais eficientes. No entanto, o cálculo das emissões do projeto devem incluir quaisquer emissões incrementais em comparação com a linha de base, em que são associados com os refrigerantes usados no equipamento de projeto que promovam a deterioração da camada de ozônio.

A economia de energia agregada por um único projeto não pode exceder o equivalente a 60 GWh por ano para tecnologias de uso final de eletricidade. Para tecnologias de uso final de combustíveis fósseis, o limite é de 180 GWh por ano em consumo de combustível.



O limite do projeto é a localização física e geográfica de todos os equipamentos e sistemas afetados pela atividade de projeto.

A metodologia também fornece uma orientação para determinar o tempo de vida restante da linha de base ou equipamentos do projeto quando envolve a substituição do equipamento existente por equipamentos novos ou a reabilitação de equipamentos existentes como parte das atividades de melhoria da eficiência energética (UNITED NATIONS FRAMEWORK CONVENTION ON CLIMATE CHANGE, 2009c).

Os participantes do projeto podem usar uma das seguintes opções para determinar o tempo de vida restante do equipamento:

- a) Usar as informações do fabricante sobre a vida técnica dos equipamentos e comparar com a data da primeira colocação;
- b) Obter avaliação de um perito ou;
- c) Usar valores padrão.

No caso da aplicação de valores padrão é recomendado um tempo de vida de um trocador de calor de quinze anos. No entanto, a legislação brasileira considera o tempo de depreciação de equipamentos industriais de dez anos. Assim, as análises financeiras que serão mostradas têm como período correspondente a dez anos.

Outra recomendação da metodologia é quando o consumo de energia tenha sofrido alguma alteração; assim, a linha de base é o nível de consumo atual de combustível, ou a quantidade de combustível que poderia ser usada sem a tecnologia implementada. A linha de base de emissões é a linha de base de energia multiplicada por um fator de emissão para o combustível fóssil. Dados confiáveis locais ou nacionais para o fator de emissão podem ser utilizados. Os valores padrão de órgãos confiáveis devem ser usados somente quando os dados dos países ou projeto específico não estão disponíveis.

Nesse caso, foram escolhidos os fatores de emissão de CO<sub>2</sub> e CO<sub>2</sub> equivalentes fornecidos pelo órgão americano *Environmental Protection Agency* - EPA (UNITED STATES OF AMERICA, 2008) conforme são mostrados nas tabelas 1 e 2.

Assim, o próximo passo é determinar os valores de eficiência térmica na queima dos combustíveis. Para isso, foram utilizados os valores padrão fornecidos pela UNFCCC para estudo de projetos de eficiência (UNITED NATIONS FRAMEWORK CONVENTION ON CLIMATE CHANGE, 2009b).

Os valores padrão apresentados na tabela 3 são aplicáveis somente para equipamentos de geração de energia térmica. A palavra "antiga" refere-se a equipamentos com idade superior a dez anos e "nova" a equipamentos com idade inferior a dez anos. Em

situações em que uma tecnologia específica não está incluída na tabela, é possível optar por um padrão de eficiência de 100% como abordagem simples e muito conservadora.

**Tabela 1 - Fatores de emissão de CO<sub>2</sub> para queima de diferentes combustíveis.**

Eficiência Térmica (%)	Emissão proveniente da combustão (kg CO <sub>2</sub> /MMBtu)			
	Gás Natural	Óleo Destilado	Óleo Residual	Coque
80	66,3	91,4	98,5	117,5
81	65,5	90,3	97,3	116,0
82	64,7	89,2	96,1	114,6
83	63,9	88,1	94,9	113,2
84	63,2	87,1	93,8	111,9
85	62,4	86,1	92,7	110,6
86	61,7	85,1	91,6	109,3
87	61,0	84,1	90,6	108,0
88	60,3	83,1	89,5	106,8
89	59,6	82,2	88,5	105,6
90	59,0	81,3	87,6	104,4
91	58,3	80,4	86,6	103,3
92	57,7	79,5	85,7	102,2
93	57,1	78,7	84,7	101,2
94	56,4	77,8	83,8	100,0

Fonte: Adaptado United States of America (2008, p.25)

**Tabela 2 - Fatores de emissão de CO<sub>2</sub> equivalentes para queima de diferentes combustíveis.**

Combustível	Gases de Efeito Estufa	Emissão por unidade de combustível (kg CO <sub>2</sub> /MMBtu)
Gás Natural	CH <sub>4</sub>	0,105
	N <sub>2</sub> O	0,031
Petróleo	CH <sub>4</sub>	0,063
	N <sub>2</sub> O	0,186
Coque	CH <sub>4</sub>	0,231
	N <sub>2</sub> O	0,496

Fonte: Adaptado United States of America (2008, p.25)

**Tabela 3 - Valores padrão de eficiência térmica das caldeiras na queima de combustíveis.**

Equipamentos	Eficiência (%)
Caldeira a gás natural nova (com economizador)	92
Caldeira a óleo nova	90
Caldeira a gás natural antiga (com economizador)	87
Caldeira a carvão nova	85
Caldeira a óleo antiga	85
Caldeira a coque antiga	80

Fonte: Adaptado United Nations Framework Convention on Climate Change (2009b, p.7).

### 3.5.1 Estimativa de Redução de Emissões de Gases de Efeito Estufa

Para estimar o potencial de redução de emissões de GEE do projeto de MDL, o proponente deve comparar as emissões da linha de base com as emissões do projeto proposto.

### 3.5.2 Estimar as Emissões de GEE para a Linha de Base

As equações apresentadas a seguir são necessárias para estimar as emissões de linha de base a partir de projetos de modernização e nova capacidade (UNITED NATIONS FRAMEWORK CONVENTION ON CLIMATE CHANGE, 2009a).

#### Linha de Base para Emissão de CO<sub>2</sub>

$$BE_{CO_2} = F_{CO_2} \cdot CE_c \quad (17)$$

em que:

c: Tipo de combustível

BE<sub>CO<sub>2</sub></sub>: Emissões da linha de base que teriam ocorrido no cenário da linha de base na ausência da atividade do projeto durante o ano base em kg CO<sub>2</sub>/ano

F<sub>CO<sub>2</sub></sub>: Fator de emissão do combustível usado na linha de base kg CO<sub>2</sub>/MMBtu, na ausência da atividade do projeto

CE<sub>c</sub>: Consumo de energia que teria ocorrido no cenário da linha de base na ausência da atividade do projeto durante o ano base em MMBtu/ano

#### Linha de Base para Emissão de CO<sub>2</sub> Equivalente através da Emissão de CH<sub>4</sub> e N<sub>2</sub>O

$$BE_{CO_2\text{equiv}} = (F_{CH_4} + F_{N_2O}) \cdot CE_c \quad (18)$$

em que:

BE<sub>CO<sub>2</sub>equiv</sub>: Emissões da linha de base que teriam ocorrido no cenário da linha de base na ausência da atividade do projeto durante o ano base em kg CO<sub>2</sub>/ano

F<sub>CH<sub>4</sub></sub>: Fator de emissão de CH<sub>4</sub> em CO<sub>2</sub> equivalente do combustível usado na linha de base kg CO<sub>2</sub>/MMBtu, na ausência da atividade do projeto

F<sub>N<sub>2</sub>O</sub>: Fator de emissão de N<sub>2</sub>O em CO<sub>2</sub> equivalente do combustível usado na linha de base kg CO<sub>2</sub>/MMBtu, na ausência da atividade do projeto

### Linha de Base da Emissão Total de Gases de Efeito Estufa

$$BE_{CO_2 \text{ total}} = BE_{CO_2} + BE_{CO_2 \text{equiv}} \quad (19)$$

### 3.6 Emissão de GEE em uma Destilaria

A emissão de GEE em uma destilaria provém basicamente de duas fontes:

- a) fermentação alcoólica das hexoses;
- b) combustão do bagaço para produção de vapor e geração de energia elétrica.

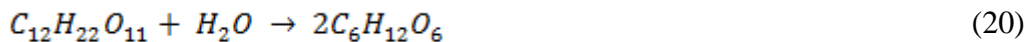
A seguir será apresentada a rota de formação de CO<sub>2</sub> nos processos comentados anteriormente.

#### 3.6.1 Processo de Fermentação

No Brasil, o etanol é produzido através da fermentação de glicose e frutose, sendo obtido através da inversão da sacarose presente na cana de açúcar. Outras tecnologias como a hidrólise de materiais lignocelulósicos pode ser utilizada na produção do etanol.

O processo de fermentação alcoólica consiste em uma série de reações químicas catalisadas por um microrganismo, levedura *Saccharomyces cerevisiae*, em condições de anaerobiose como meio de provisão de energia para manutenção das atividades vitais e crescimento.

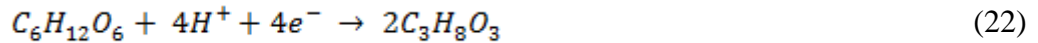
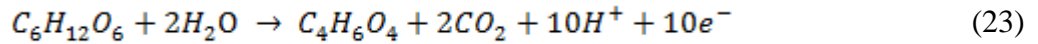
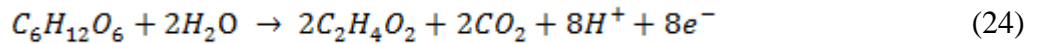
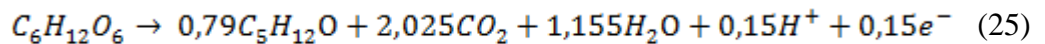
Antes da fermentação, o caldo da cana passa por etapas de tratamento, concentração e esterilização. Primeiramente, a sacarose (C<sub>12</sub>H<sub>22</sub>O<sub>11</sub>) é invertida (conversão 100%) em glicose e frutose (C<sub>6</sub>H<sub>12</sub>O<sub>6</sub>) como mostrada na equação 20:



A frutose é invertida a glicose e o etanol é produzido a partir da glicose conforme equação 21:



O rendimento estequiométrico da reação (equação 21) é de 0,511 g etanol/g glicose. No entanto, parte dos açúcares presentes no meio é consumida em reações paralelas necessárias para a síntese de etanol. Por estes motivos costuma-se observar rendimentos na fermentação alcoólica industrial da ordem de 90%. As reações paralelas são mostradas a seguir.

**Glicerol:****Ácido Succínico:****Ácido Acético:****Álcool Iso-Amílico:**

Logo as reações das equações 21, 23, 24 e 25 emitem CO<sub>2</sub> durante a fermentação.

Para a análise da emissão de gases nos fermentadores, foi considerada a vazão mássica de 32 t/h fornecida por Dias (2008). Além disso, a composição destes gases contem 0,01% etanol (massa) proveniente de arraste, sendo que o restante é composto por dióxido de carbono.

### 3.6.2 Combustão do bagaço e da torta de lignina

No processo convencional de produção de etanol anidro tem-se o consumo de vapor para o processo de tratamento, evaporação e esterilização do caldo de cana, como também no processo de destilação do etanol hidratado e anidro.

Já para o processo integrado, isto é, uma planta de hidrólise do bagaço da cana de açúcar anexa a uma destilaria de álcool etílico, o uso de vapor na planta de hidrólise se dá na etapa de deslignificação, na reação de hidrólise da celulose, na evaporação do caldo hidrolisado e na destilação do solvente *Orgnosolv* como também na área da planta convencional (destilaria). No entanto, o consumo de vapor na área da destilação é aumentado em função do aumento de produção.

No processo de deslignificação do bagaço, o solvente *Organosolv* promove a remoção da lignina, sendo depois filtrado de forma que a torta de lignina possa ser utilizada como combustível nas caldeiras.

Segundo Bereche (2011), a composição em massa do bagaço para queima em caldeiras é de 18,76% de celulose, 15,48% de hemicelulose, 10,32% de lignina, 2,1% de sacarose, 1% de glicose, 50% água e 2,35% de cinzas.

No estudo de Wooley e Putshe (1996) foram apresentadas as reações de combustão do bagaço como é mostrado nas equações 26, 27, 29 e 30.

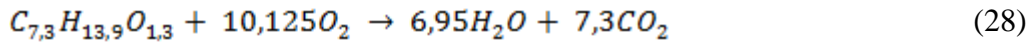
**Combustão da celulose:**



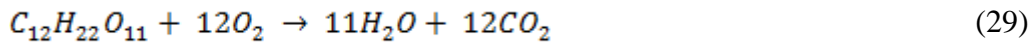
**Combustão da hemicelulose:**



**Combustão da lignina:**



**Combustão da sacarose:**



**Combustão da glicose:**



Para o estudo de caso do processo convencional têm-se os dados de Dias (2008), sendo o bagaço gerado de 117,9 t/h para produção de 33 t/h de etanol anidro. Porém, somente uma fração foi usada para produção de vapor e geração de energia elétrica. No entanto, para o processo integrado, uma parte do bagaço é destinada a hidrólise e a outra para produção de energia térmica e elétrica. Dessa forma, a quantidade de bagaço usada nas caldeiras depende da demanda de vapor no processo.

Assim, após o estudo de integração energética, o consumo de vapor,  $M_s$ , é definido e com a expressão da eficiência térmica (equação 30), pode-se determinar a quantidade de bagaço,  $M_{\text{bagaço}}$ , usada nas caldeiras.

$$\eta_B = \frac{(H_s - h_w) \cdot M_s}{PC \cdot M_{\text{bagaço}}} \quad (30)$$

O poder calorífico (PC) do bagaço usado foi 9297,5 kJ/kg (base úmida, 50% de água) e 8563,3 kJ/kg da torta de lignina (base úmida, 50% de água) segundo Bereche (2011).

### 3.7 Geração de Energia Elétrica

O bagaço de cana era tratado tradicionalmente como um resíduo indesejável, sendo queimado de forma ineficiente ou sendo vendido para indústrias de ração animal e de suco de laranja.

No entanto nas décadas 80 e 90, o bagaço foi queimado não só para produção de vapor, mas também para geração de energia elétrica de forma que as usinas e destilarias garantissem a autossuficiência quanto à questão energética.

Com a reestruturação do setor energético no Brasil, as indústrias ligadas à produção de açúcar e álcool etílico começaram a vender o excedente de energia elétrica ao mercado, tornando-se mais um produto do setor sucroalcooleiro.

Segundo estudo realizado pelo governo de São Paulo (SOUZA, 2007), as perspectivas para cogeração de energia apontam um incremento de 500% da geração existente através de medidas como expansão do setor sucroalcooleiro, aproveitamento da palha e da ponta no sistema de cogeração, reprojeto das usinas de forma a aumentar a eficiência do processo.

A tecnologia inicial adotada pelo setor sucroalcooleiro para geração de energia elétrica de forma a abastecer as plantas foi turbinas de contrapressão com pressão de saturação de 18 a 22 bar. No entanto, o investimento na geração de excedente de energia elétrica ao mercado proporcionou aumento gradual da pressão do vapor para 40bar, mantendo a tecnologia de turbina de contrapressão. Atualmente, as indústrias do setor avançam para uma mudança do sistema de cogeração de turbina de contrapressão para extração condensação, podendo atingir pressões de vapor superiores a 100 bar de forma a obter maior excedente de energia elétrica.

### **3.7.1 Turbinas de Contrapressão e Extração Condensação**

De forma geral, dois tipos de turbina podem ser empregados para produção de energia elétrica através da queima do bagaço: contrapressão e extração condensação.

A principal diferença entre as turbinas ocorre na expansão do vapor, sendo que para a turbina de contrapressão a pressão do vapor chega a 2,5 bar e a turbina de extração condensada a 0,12 bar, sendo condensado o vapor posteriormente. Com esta última configuração é possível converter mais energia elétrica por tonelada de cana moída.

O cálculo da energia elétrica gerada pela expansão do vapor na turbina foi baseado nos dados de Peterson e Mann retirados de Smith (2005), o que permitiu calcular a energia elétrica para os dois tipos de turbina.

Geralmente, a eficiência das turbinas a vapor diminui com a diminuição da carga. A eficiência global da turbina pode ser representada por dois componentes: a eficiência isentrópica e a eficiência mecânica. A eficiência mecânica reflete a eficiência com que a

energia é extraída a partir do vapor e transformada em energia útil e em energia perdida por atrito mecânico, calor, e assim por diante. A eficiência mecânica é elevada (tipicamente de 0,95-0,99). No entanto, o rendimento mecânico não reflete a eficiência com que a energia é extraída a partir de vapor. Este é caracterizado pela eficiência isentrópica apresentada pela equação 31 (SMITH, 2005).

$$\eta_{IS} = \frac{H_{in} - H_{out}}{H_{in} - H_{IS}} \quad (31)$$

em que:

$\eta_{IS}$ : Eficiência isentrópica da turbina (entre 0 e 1)

$H_{in}$ : Entalpia do vapor na entrada da turbina, kJ/kg

$H_{out}$ : Entalpia do vapor na saída da turbina, kJ/kg

$H_{IS}$ : Entalpia do vapor na saída da turbina para a mesma entropia do vapor da entrada da turbina, kJ/kg

A estimativa do vapor para a turbina é o mesmo valor requerido para o processo (equação 32):

$$M_s = \frac{Q_{proc}}{(H_{SUP} - h_L)} \quad (32)$$

em que:

$M_s$ : Vazão mássica do vapor para o processo, kg/s

$Q_{proc}$ : Calor requerido pelo processo, kW

$H_{SUP}$ : Entalpia do vapor superaquecido, kJ/kg

$h_L$ : Entalpia do condensado saturado, kJ/kg

Como a eficiência mecânica é maior que a eficiência isentrópica, a maior contribuição para a não linearidade da curva de eficiência global é proveniente da eficiência isentrópica.

Para qualquer carga para uma dada turbina com a pressão e temperatura de entrada do vapor e contrapressão fixos, a mudança de entalpia ocorre de forma a manter a entropia constante do vapor. Como resultado da queda da entalpia através da turbina, a eficiência isentrópica muda com a carga.

O trabalho de uma turbina isentrópica pode ser relacionado com o máximo trabalho realizado no acionamento da turbina através da eficiência global conforme equação 33:

$$W_{IS,max} = \Delta H_{IS} \cdot M_{s,max} = \frac{W_{max}}{\eta_{ST,max}} \quad (33)$$



em que:

$W_{IS,max}$ : Trabalho realizado pela turbina isentrópica para a máxima vazão de vapor, kW

$\Delta H_{IS}$ : Diferença de entalpia entre a entrada do vapor e a saída do vapor com entropia igual ao vapor de entrada, kJ/kg

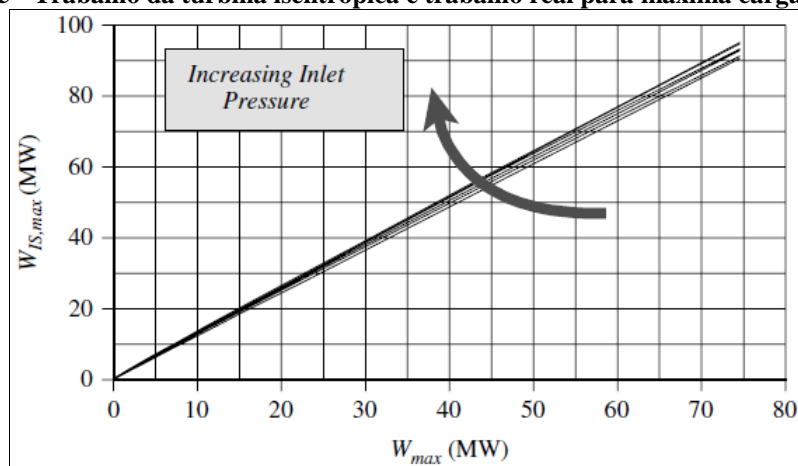
$M_{s,max}$ : Vazão mássica máxima de vapor, kg/s

$W_{max}$ : Trabalho máximo da turbina, kW

$\eta_{ST,max}$ : Eficiência global da turbina a vapor para a máxima vazão de vapor (entre 0 e 1)

A curva de  $W_{IS,max}$  e  $W_{max}$  pode ser construída (Figura 15) para obter os coeficientes a e b da reta através de uma regressão linear. Estes coeficientes são relacionados à queda de pressão através do trabalho da turbina e pode ser equivalentemente substituídos pela temperatura de saturação do vapor (equações 34, 35, 36 e 37).

**Figura 15 - Trabalho da turbina isentrópica e trabalho real para máxima carga de vapor.**



Fonte: Smith (2005, p.474).

Os coeficientes a e b foram extraídos do conjunto de dados das turbinas de contrapressão e extração condensação de Peterson e Mann (1985). Estes coeficientes podem não ser apropriados para prever o desempenho de todas as turbinas, assim é recomendado sempre que possível realizar a regressão para um conjunto de dados para um dado tipo de turbina e fabricante.

Para uma energia gerada maior que 2.000 kW, os coeficientes a e b são apresentados nas equações 34, 35, 36 e 37 (SMITH, 2005):

**Turbina de contrapressão:**

$$a = 4,23 \cdot \Delta T_{SAT} \quad (34)$$

$$b = 1,155 + 0,000538 \cdot \Delta T_{SAT} \quad (35)$$

**Turbina de extração condensação:**

$$a = -463 + 3,53 \cdot \Delta T_{SAT} \quad (36)$$

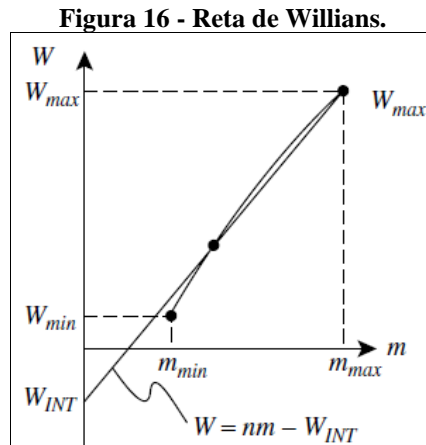
$$b = 1,220 + 0,000148 \cdot \Delta T_{SAT} \quad (37)$$

em que:

a e b: Parâmetros da reta dos dados de turbinas de Peterson e Mann, kW e adimensional respectivamente

$\Delta T_{SAT}$ : diferença da temperatura de saturação do vapor da entrada e da saída, °C

A relação entre o trabalho realizado pela turbina e o fluxo máximo é comumente denominado de reta de Willians, sendo quase sempre representado por uma reta (Figura 16).



Fonte: Smith (2005, p.473).

Conforme a equação da reta de Willians escrita em relação ao trabalho realizado pela turbina e o fluxo máximo de vapor, a equação resultante é:

$$W = n \cdot M_s - W_{INT} \quad (38)$$

em que:

W: Energia gerada pelo acionamento da turbina, kW

n: Coeficiente angular da reta, kW/(kg/s)

W<sub>INT</sub>: Coeficiente linear da reta, kW

O coeficiente angular,  $n$ , é dado pela equação 39:

$$n = \frac{L'+1}{b} \left( H_{in} - H_{IS} - \frac{a}{M_s} \right) \quad (39)$$

em que:

$L'$ : Coeficiente de proporcionalidade entre  $W_{INT}$  e  $W_{max}$  (entre 0,05 a 2)

$E$  o coeficiente linear da reta,  $W_{INT}$ , é dada pela equação 40:

$$W_{INT} = \frac{L}{b} [(H_{in} - H_{IS}) \cdot M_s - a] \quad (40)$$

A partir da energia gerada pelo trabalho da turbina a vapor ( $W$ ), da eficiência mecânica ( $\eta_{mec}$ ), pode-se obter um novo valor de entalpia do vapor na saída da turbina (equação 41).

$$H_{out} = H_{in} - \frac{W}{\eta_{mec} \cdot M_s} \quad (41)$$

Com este valor de entalpia do vapor na saída da turbina obtido através da eficiência mecânica, pode-se recalculer uma nova vazão mássica de vapor para a turbina através da equação 32 de forma a verificar a validade dos dados. Como comentado anteriormente a eficiência mecânica é mais elevada que a eficiência isentrópica, assim uma pequena diferença entre os valores de vazão de vapor é esperado.

### 3.8 Análise Econômica

O objetivo do estudo de viabilidade econômica de um projeto é avaliar se os benefícios futuros alcançados após a implementação do sistema serão economicamente vantajosos ou não.

Ao se fazer a análise de custo/benefício, deve-se considerar as várias técnicas, métodos, convenções e critérios comumente utilizados para direcionar o processo decisório da locação de recursos, dentre os quais, podem ser citados: Valor Presente Líquido (VPL) e *Payback*. Estas técnicas possuem certas limitações quando comparadas entre si, assim, é importante considerar as vantagens e desvantagens na aplicação de cada técnica.

A técnica mais simples é o *Payback* Simplificado, que apresenta o tempo de recuperação do capital investido a partir das realizações das receitas através do projeto. No entanto, este método não aplica uma taxa de juros sobre o capital investido.

Para suprir essa deficiência, o *Payback* descontado, aplica taxa de juros aos valores de economia ao longo do período analisado. Apesar disso, os dois métodos não consideram fluxos de caixa após o tempo de recuperação do capital.

O Valor Presente Líquido ou método do Valor Atual é um método que determina o valor presente de pagamentos ou receitas futuros descontados uma taxa de juros pré-definida ( $t$ ) menos o custo do capital inicial ( $C_{inv}$ ). Basicamente, representa quantos pagamentos/receitas futuros mais o capital inicial valeriam hoje, considerando a oportunidade deste mesmo capital ao longo do tempo ser aplicado em um investimento financeiro.

As técnicas utilizadas nas análises financeiras foram consultadas no livro de Tamietti (2011).

### 3.8.1 Seleção de Despesas e Receitas

Em um projeto de eficiência energética que ocorre a substituição ou inclusão de novos equipamentos, a despesa inicial refere-se à aquisição, instalação e construção necessárias ao projeto. Caso a aquisição deste novo equipamento reduza o custo relacionado às intervenções e manutenções, este benefício deverá também ser contabilizado anualmente.

A receita considerada ao projeto é a redução do consumo de energia, conforme for a matriz energética da planta (gás natural, óleo, coque, energia elétrica, etc.). A apresentação da receita e da despesa é comumente feita anualmente.

### 3.8.2 Método do Valor Presente Líquido

Uma taxa de juros é aplicada ao fluxo de caixa (despesas e receitas) considerando um determinado período de tempo. Este horizonte de tempo pode ser aplicado ao período de vida útil do equipamento e modificações relacionadas ao projeto.

Dessa maneira, a despesa inicial (investimento) é subtraída do valor das receitas em base ao valor presente, caso o resultado seja positivo, significa que o projeto apresenta receitas maiores que as despesas. Pode-se afirmar que o método VPL apresenta o valor dos fluxos financeiros trazido ao ano zero, isto é, o ano do investimento (equação 42).

$$VPL = -C_{inv} + \sum_{p=0}^p \frac{FC_p}{(1+t)^p} \quad (42)$$

em que:

VPL: Valor presente líquido

$C_{inv}$ : Custo do investimento

FC: Fluxo de caixa do período  $p$  (entradas líquidas menos saídas líquidas)

$p$ : Número de períodos em que foi determinado o fluxo de caixa

$t$ : Taxa de juros (custo de oportunidade)

Esse cálculo pode ser facilmente obtido em planilhas de Excel, que possui a função específica chamada também de VPL.

Conforme explicado anteriormente o valor gerado do VPL indica se o investimento é atrativo ou não, assim, o seu valor indica que quando:

- a) positivo, o investimento é viável, pois os fluxos de caixas futuros em base valor presente são maiores que o investimento inicial;
- b) nulo, o investimento é indiferente, pois o fluxo de caixa no horizonte projetado é suficiente para pagar o capital investido;
- c) negativo, o investimento é rejeitado, pois o projeto não acarretará riqueza.

O método VPL é bastante interessante quando se deseja comparar alternativas mutuamente excludentes. Aqui, as análises levam em conta os benefícios e custos em diversos instantes no tempo para a base valor presente. Assim, a alternativa que apresenta maior VPL será a mais atraente.

Durante a análise das alternativas, os aspectos que diferenciam as alternativas são as que devem ser consideradas. Portanto, para uma projeção de produção em comum, a avaliação será baseada em termos de eficiência energética e selecionado o método mais eficiente energeticamente. Diferentes bases de produção, aumento ou redução da taxa de produção podem ser usadas no horizonte de tempo para as alternativas analisadas. Deste modo, os benefícios ou prejuízos acarretados pela produção serão incluídos na análise também.

### **3.8.3 Método do Tempo de Retorno de Capital (*Payback*)**

O critério de *Payback* é um dos mais difundidos no meio técnico devido à facilidade de aplicação.

O *Payback* não descontado é um procedimento de cálculo em que o investimento é dividido pelo benefício obtido pelo projeto, não levando em conta a taxa de juros na análise. Em outras palavras, o procedimento considera o tempo necessário para que os benefícios igualem ao investimento.

Um critério de comparação é estabelecido de forma que o empreendimento possa ser classificado em viável ou não. Geralmente esse critério, Prazo Máximo de Atratividade (PMA), é definido pela política de investimento das empresas. Sendo assim, o *Payback* deverá ser menor que o PMA para a implantação do projeto.

O *Payback* descontado representa o número de períodos em que o valor líquido presente é zero, sendo que a taxa de juros adotada é o próprio custo de capital conforme mostrado na equação 43.

$$0 = -C_{inv} + \sum_{p=0}^P \frac{FC_p}{(1+t)^p}$$

(43)

Se o fluxo de caixa for igual no decorrer dos anos subsequentes ( $FC_1=FC_2=FC_3=...$ ), então se obtém a equação 44:

$$0 = -C_{inv} + \frac{FC_1}{(1+t)^1} + \frac{FC_2}{(1+t)^2} + \frac{FC_3}{(1+t)^3} + \dots$$

$$= -C_{inv} + FC \cdot \frac{(1+t)^{PB} - 1}{t \cdot (1+t)^{PB}}$$

$$PB = -\frac{\ln\left(1 - \frac{C_{inv}}{FC} \cdot t\right)}{\ln(1+t)} \quad (43)$$

em que:

PB: *Payback* descontado

Outro método de obtenção do *Payback* descontado é através do gráfico da série temporal dos valores de VPL. Para o valor de VPL nulo, o número de período é encontrado.

## CAPÍTULO 4: ESTUDO DE CASO

Este capítulo aborda dois estudos de casos, utilizando o software *Aspen Energy Analyzer*® para obtenção de uma rede otimizada e a metodologia fornecida pela Convenção-Quadro das Nações Unidas sobre Mudança do Clima para o cálculo de redução da emissão dos GEE.

### 4.1 Estudo de Caso I

Neste estudo foram usados os dados de uma RTC obtidos do caso IV de Rafael (2011), sendo que este avaliou o aumento de área de troca térmica de uma RTC existente de forma a equilibrar os custos de capital e operacional.

Com essas informações da RTC, este trabalho propôs realizar um reprojeto da rede através do *Aspen Energy Analyzer*®, sendo construídas primeiramente as curvas de  $\Delta T_{\min}$  versus Custo Total Anualizado (TAC), Valor Presente Mínimo e *Payback* Descontado com o objetivo de obter o valor de  $\Delta T_{\min}$  ótimo da rede.

Em seguida, utilizou-se o software *Aspen Energy Analyzer*® no modo *Retrofit mode* e selecionada a opção *Add Area* com objetivo de aumentar a área de troca térmica para determinados trocadores de calor existentes, indicando potenciais retornos financeiros para diferentes valores de investimento. Como o *Aspen Energy Analyzer*® fornece a possibilidade de projetar a RTC através da modificação da topologia da rede, foram também avaliadas novas combinações de troca térmica entre correntes de processos através da opção *Recommend Desings*. Assim, foram simulados três cenários para a RTC e, em seguida classificadas as combinações de troca térmica em ordem de maior recuperação energética. De acordo com essa classificação, foram introduzidos os trocadores de maior recuperação energética a rede estudada.

Finalmente, com os cenários resultantes foram estudados o  $\Delta T_{\min}$  da rede, as emissões de GEE para a queima de diferentes combustíveis fósseis, a influência do preço dos combustíveis nos índices financeiros (TAC, *Payback* Descontado e VPL) e a influência do crédito de carbono no retorno financeiro ao investimento.

#### 4.1.1 Custo de Utilidades

Antes de iniciar a otimização da rede, os custos relacionados à produção de vapor e água de refrigeração serão definidos primeiramente.

##### 4.1.1.1 Custo de Produção do Vapor

As considerações das temperaturas do vapor saturado e superaquecido e da água de alimentação para as caldeiras estão presentes na tabela 4. Foi consultada a tabela de vapor para obtenção dos valores de entalpia necessários ao cálculo do custo de produção de vapor.

**Tabela 4 - Dados de temperatura e entalpia do vapor e água de alimentação para caldeiras.**

Temperatura do vapor (°C)	135
Temperatura da água (°C)	110
Entalpia do vapor saturado a 135°C (kJ/h)	2729,3
Entalpia do vapor superaquecido a 145°C (kJ/h)	3353,2
Entalpia da água de alimentação a 110°C (kJ/h)	461,9

Outro componente importante na determinação do custo real de produção do vapor é o preço da energia. Para isso, foi consultado um órgão respeitável, *US Energy Information Administration* (UNITED STATES OF AMERICA, 2013b), onde foi possível obter a previsão dos preços dos combustíveis para o setor industrial (Tabela 5).

Considerando os valores de eficiência térmica na queima dos combustíveis obtidos na metodologia de projetos de eficiência energética fornecidos pela UNFCCC e apresentados na tabela 3, mais a projeção de preços durante o período de 2013 a 2022 (Tabela 5) foi possível calcular o preço do vapor baixa e alta pressão.

Conforme explicado no item 3.3.1, foram calculados os preços dos vapores de alta e baixa pressão gerados através da queima do coque, do gás natural, do óleo residual e do óleo destilado.

Os resultados dos custos de produção de vapor para cada combustível são apresentados na tabela 6.



Tabela 5 - Projeção de preços dos combustíveis.

Ano	Preço Médio Anual Coque (U\$/GJ)	Preço Médio Anual Gás (U\$/GJ)	Preço Médio Anual Óleo. Destilado (U\$/GJ)	Preço Médio Anual Óleo. Residual (U\$/GJ)
2013	3,46	4,58	27,05	19,16
2014	3,43	4,62	23,61	19,05
2015	3,52	4,67	23,76	18,88
2016	3,55	5,14	24,18	19,39
2017	3,56	5,35	24,73	19,68
2018	3,59	5,62	25,20	19,83
2019	3,61	5,75	25,71	19,77
2020	3,63	5,84	26,05	19,77
2021	3,65	5,96	26,61	19,91
2022	3,68	6,15	27,23	20,02

Fonte: Adaptado de United States of America (2013b).

Tabela 6 - Custo de produção de vapor de alta e baixa pressão para a queima de diferentes combustíveis.

Ano	Coque		Gás Natural		Óleo Residual		Óleo Destilado	
	Vapor HP (\$/GJ)	Vapor LP (\$/GJ)	Vapor HP (\$/GJ)	Vapor LP (\$/GJ)	Vapor HP (\$/GJ)	Vapor LP (\$/GJ)	Vapor HP (\$/GJ)	Vapor LP (\$/GJ)
2013	4,85	3,80	5,90	4,62	25,26	19,81	35,67	27,97
2014	4,81	3,77	5,95	4,67	25,13	19,71	31,13	24,41
2015	4,93	3,87	6,02	4,72	24,90	19,53	31,33	24,57
2016	4,97	3,90	6,62	5,19	25,58	20,06	31,89	25,01
2017	4,99	3,91	6,89	5,41	25,95	20,35	32,61	25,57
2018	5,03	3,94	7,24	5,68	26,15	20,51	33,23	26,06
2019	5,05	3,96	7,41	5,81	26,08	20,45	33,90	26,59
2020	5,09	3,99	7,52	5,90	26,07	20,44	34,36	26,94
2021	5,11	4,01	7,67	6,02	26,25	20,59	35,09	27,52
2022	5,15	4,04	7,93	6,22	26,40	20,70	35,91	28,16

#### 4.1.1.2 Custo da Água de Resfriamento

Durante a integração energética da rede, o custo associado ao serviço de refrigeração também é contabilizado, desta forma a minimização do consumo da utilidade fria também contribui para a redução dos custos operacionais.

Considerando a equação 6, os coeficientes necessários ao cálculo do custo de refrigeração são mostrados na tabela 7. Os valores do preço de energia foram os mesmos utilizados para o cálculo do custo de vapor.

**Tabela 7 - Parâmetros do custo da água de refrigeração.**

Parâmetros	Valores
a'	7,5E-11
b'	4,68E-07
CEPCI	460

Fonte: Adaptado de Ulrich e Vasudevan (2006, p.67).

Os resultados de custo de refrigeração para cada preço de energia (Tabela 8) são bem inferiores ao custo do vapor. Isso é reflexo da adoção de uma política que não cobra impostos sobre a captação da água do rio para consumo industrial.

Assim, para este estudo de caso, o benefício relacionado à redução do consumo de água de refrigeração foi desprezado em função da economia gerada pela redução do consumo de vapor ser mais significativa.

**Tabela 8 - Custo da água de refrigeração para diferentes combustíveis.**

	Coque	Gás	Óleo Residual	Óleo Destilado
Ano	C.W (\$/GJ)	C.W (\$/GJ)	C.W (\$/GJ)	C.W (\$/GJ)
2013	1,65E-06	2,18E-06	9,00E-06	1,27E-05
2014	1,64E-06	2,20E-06	8,95E-06	1,11E-05
2015	1,68E-06	2,22E-06	8,87E-06	1,12E-05
2016	1,70E-06	2,44E-06	9,11E-06	1,14E-05
2017	1,70E-06	2,54E-06	9,24E-06	1,16E-05
2018	1,71E-06	2,66E-06	9,32E-06	1,18E-05
2019	1,72E-06	2,73E-06	9,29E-06	1,21E-05
2020	1,73E-06	2,77E-06	9,29E-06	1,22E-05
2021	1,74E-06	2,82E-06	9,35E-06	1,25E-05
2022	1,75E-06	2,91E-06	9,41E-06	1,28E-05

#### 4.1.2 Custo de Capital

Segundo a equação 10, foram utilizados os parâmetros no cálculo de compra do trocador conforme apresentado na tabela 9.

**Tabela 9 - Parâmetros de custo do trocador casco tubo.**

Parâmetros	Valores
a''	1,0E+04
b''	800
c''	0,4

### 4.1.3 Síntese da RTC

Inicialmente, os dados das correntes de processo e utilidades foram inseridos ao software conforme explicado no item 3.1.3 (passo 1). Foram usados os valores padrão fornecidos pelo software para as variáveis  $\Delta T_{\min}$  da rede e coeficiente de transferência de calor das correntes. A tabela 10 apresenta os dados usados na síntese da RTC.

**Tabela 10 - Dados das correntes de processo.**

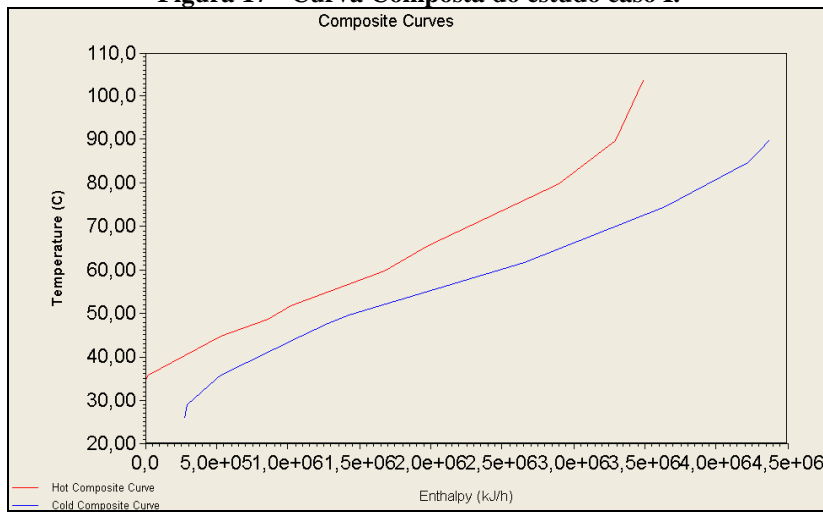
Correntes	Tipo	Temp Entrada (°C)	Temp Saída (°C)	MCp (kJ/h°C)	U (kJ/h°Cm <sup>2</sup> )	$\Delta T_{\min}$ (°C)
H01	C.Quente	80	45	25524	720	10
H02	C.Quente	60	52	31212	720	10
H03	C.Quente	49	36	30708	720	10
H04	C.Quente	104	66	13921,2	720	10
H05	C.Quente	90	35	25776	720	10
C01	C.Fria	29	90	26136	720	10
C02	C.Fria	26	88	6192	720	10
C03	C.Fria	45	62	25272	720	10
C04	C.Fria	36	45	28224	720	10
C05	C.Fria	35	62	2448	720	10
C06	C.Fria	48	75	16668	720	10
C07	C.Fria	50	85	26064	720	10
LP	U. Quente	135	134		21600	10
C.W	U. Fria	25	30		13500	10

Fonte: Adaptado Rafael (2011, p.64).

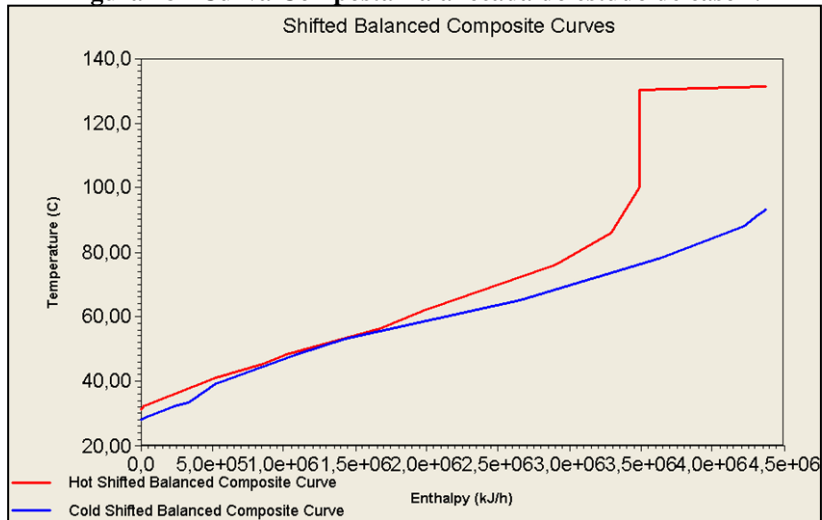
Automaticamente, o software gerou a curva composta e a curva composta balanceada (Figuras 17 e 18). Em seguida, a rede foi montada, inserindo os trocadores de calor na área de diagrama de grade conforme é visto na Figura 19. Os dados gerados dos trocadores de calor são apresentados na tabela 11.

Na Figura 20, é possível observar os alvos das cargas quente e fria, as áreas dos trocadores contracorrente puro (1-1) e casco tubo 1-2, o número mínimo de unidades de troca térmica, o número de cascos, os índices de custo de operação e de capital da RTC e as temperaturas no ponto *Pinch* para as correntes quentes e frias.

**Figura 17 - Curva Composta do estudo caso I.**



**Figura 18 - Curva Composta Balanceada do estudo de caso I.**



**Figura 19 - Diagrama de grade do estudo de caso I.**

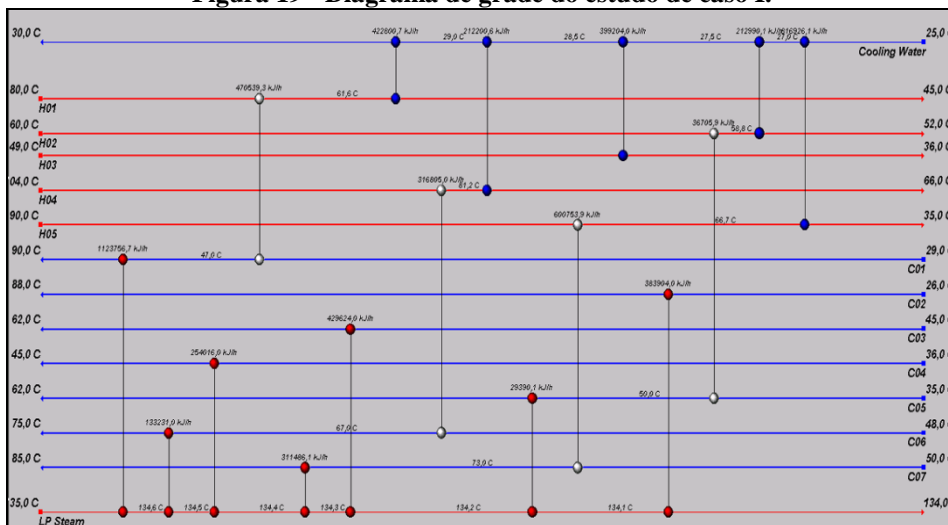


Tabela 11 - Dados da RTC obtidos através do software Aspen Energy Analyzer®.

Trocador	C. Quente	C. Fria	Carga Térmica (kJ/h)	Área (m <sup>2</sup> )	Nº Cascos	C. Quente Entrada (°C)	C. Quente Saída (°C)	C.Fria Entrada (°C)	C. Fria Saída (°C)
E-100	H01	C01	470.539	42,1	1	80,0	61,6	29,0	47,0
E-106	H01	C.W	422.800	27,1	1	61,6	45,0	29,0	30,0
E-101	H02	C05	36.705	6,5	1	60,0	58,8	35,0	50,0
E-107	H02	C.W	212.990	11,1	1	58,8	52,0	27,0	27,5
E-108	H03	C.W	399.204	43,3	1	49,0	36,0	27,5	28,5
E-102	H04	C06	316.805	26,7	1	104,0	81,2	48,0	67,0
E-104	H04	C.W	212.200	7,0	1	81,2	66,0	28,5	29,0
E-103	H05	C07	600.753	108,4	2	90,0	66,7	50,0	73,0
E-116	H05	C.W	816.926	56,9	1	66,7	35,0	25,0	27,0
E-109	LP	C01	1.123.756	25,2	1	135,0	134,6	47,0	90,0
E-110	LP	C02	383.904	7,6	1	134,1	134,0	26,0	88,0
E-112	LP	C06	133.231	3,0	1	134,6	134,5	67,0	75,0
E-113	LP	C07	311.486	8,1	1	134,4	134,3	73,0	85,0
E-114	LP	C03	429.624	7,7	1	134,3	134,2	45,0	62,0
E-115	LP	C05	29.390	0,5	1	134,2	134,1	50,0	62,0
E-117	LP	C04	254.016	3,9	1	134,5	134,4	36,0	45,0

Figura 20 - Alvos de energia, unidades, área de troca térmica e temperatura Pinch obtidos pelo software Aspen Energy Analyzer® para o estudo de Caso I.

Targets	Energy Targets	Area Targets	Pinch Temperatures
Summary	Heating [kJ/h]	1,130e+006	Hot: 60,0 C Cold: 50,0 C
	Cooling [kJ/h]	5,283e+005	
Utility Targets	Number of Units Targets		
Plots/Tables	Total Minimum	13	
	Minimum for MER	19	
	Shells	24	
	Cost Index Targets		
	Capital [Cost]	5,363e+005	
	Operating [Cost/s]	2,258	
	Total Annual [Cost/s]	2,264	

Segundo a Figura 20, o resultado *Minimum for MER*, número mínimo de unidades de troca térmica, foi de 19 unidades. Para determinar o número mínimo de unidades de troca térmica, foram avaliadas as correntes de processo e utilidades que se encontravam acima e abaixo do ponto *Pinch* conforme a equação 16. Assim, tem-se que:

$$u = N_a - 1 + N_b - 1$$

$$u = 10 - 1 + 11 - 1$$

$$u = 19$$

Valores abaixo do mínimo de unidades de troca térmica implicam que a RTC não atenderá a demanda energética para atingir os alvos de temperatura. Geralmente, em casos industriais têm-se valores superiores, podendo assim ser otimizados para que o investimento em área de troca térmica seja o mínimo possível.

#### 4.1.3.1 Avaliação econômica do $\Delta T_{\min}$

A definição do  $\Delta T_{\min}$  permite determinar a máxima recuperação de calor, ou seja, a mínima necessidade de aquecimento e resfriamento externos. O aumento do  $\Delta T_{\min}$  promove a demanda por utilidades, porém decresce a necessidade por área de troca térmica, e assim, as curvas compostas se afastam.

Outra variável importante na análise é o custo total anualizado, sendo que o valor mínimo garante a obtenção do  $\Delta T_{\min}$  ótimo. Desta forma, variando os valores de  $\Delta T_{\min}$ , os custos de operação e de capital são calculados de maneira a construir a curva global de custo total. Um exemplo deste procedimento pode ser encontrado em Linnhoff e Ahmad (1990).

Depois de inseridos os dados das correntes e o custo do vapor, os valores de carga de aquecimento e de resfriamento para diferentes valores de  $\Delta T_{\min}$  (Tabela 12) foram gerados com o objetivo de identificar o  $\Delta T_{\min}$  ótimo da rede.

**Tabela 12 - Resultados da avaliação de  $\Delta T_{\min}$  obtidos pelo software Aspen Energy Analyzer®.**

$\Delta T_{\min}$ (°C)	Aquecimento (kJ/h)	Resfriamento (kJ/h)	Área 1-1 (m <sup>2</sup> )	Área 1-2 (m <sup>2</sup> )	Unidades Térmicas	N° Cascos
1	601.286,4	0,0	1.653,7	2.213,7	12	49
2	601.286,4	0,0	1.653,7	2.213,7	12	49
3	601.286,4	0,0	1.653,7	2.213,7	12	49
4	649.130,4	47.844,0	1.445,7	1.933,4	17	45
5	716.990,4	115.704,0	1.233,4	1.647,2	20	40
6	799.502,4	198.216,0	1.051,8	1.402,4	20	35
7	882.014,4	280.728,0	920,0	1.224,4	20	31
8	964.526,4	363.240,0	819,7	1.087,8	20	29
9	1.047.038,4	445.752,0	740,7	979,5	20	27
10	1.129.550,4	528.264,0	676,7	891,9	19	24

Pela equação 16, o valor mínimo de unidades de troca térmica para este caso é 19. Assim, o número de unidades de troca térmica para  $\Delta T_{\min}$  de 10°C já é o valor mínimo. Desta maneira, o programa não gerou mais resultados para  $\Delta T_{\min}$  maiores que 10°C.

Além disso, o software também apresentou informações sobre a RTC atual, sendo utilizada posteriormente como subsídio na avaliação do desempenho da rede reprojeta, como também na avaliação da condição de emissão de CO<sub>2</sub> para o caso base conforme apresentado nos itens 3.5.1/2. As informações da rede para o caso base estão apresentadas nas tabelas 13 e 14.

**Tabela 13 - Dados da RTC para o caso base obtidos pelo software Aspen Energy Analyzer®.**

	Valores	Unidades
Carga de Aquecimento	2.665.000	kJ/h
Carga de Resfriamento	2.064.000	kJ/h
Área de Troca Térmica	385	m <sup>2</sup>
Número de Cascos	17	-

**Tabela 14 - Resultados da emissão de GEE para o caso base.**

	Emissão de CO <sub>2</sub> (t/ano)
Coque	2316,58
Gás Natural	2316,58
Óleo Residual	2316,58
Óleo Destilado	2316,58

Com os valores de recuperação energética e área de troca térmica para o reprojeto da RTC, foram calculados os valores do custo anualizado do capital investido, custo anual operacional.

As premissas empregadas no cálculo dos custos anualizados foram:

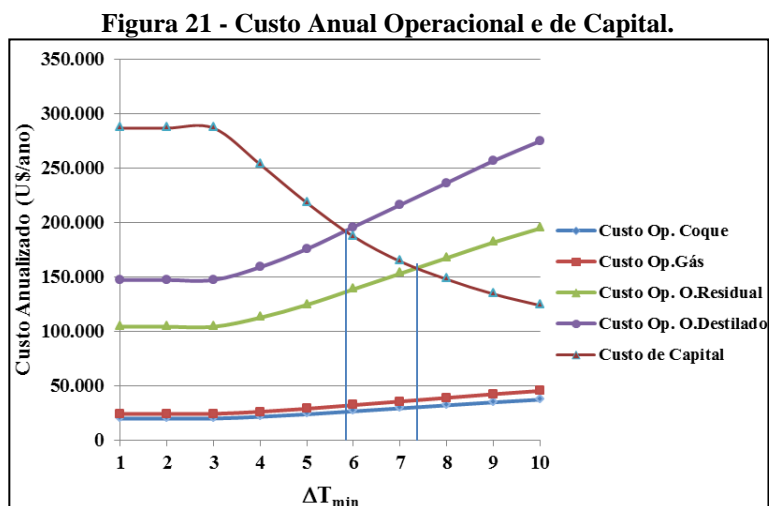
- a) taxa de retorno de 10%;
- b) período de dez anos;
- c) 100% do tempo em operação;
- d) preço base dos combustíveis referentes ao ano de 2013 somente para o cálculo do custo total anualizado.

Além disso, foram desconsiderados os resultados financeiros mostrados pelo *Aspen Energy Analyzer*®, TAC e *Payback* não descontado, devido aos parâmetros não apresentarem a influência da variação de preço de energia ao longo do tempo e do fator inflacionário. Outras dificuldades encontradas no uso da análise financeira gerada pelo software foram:

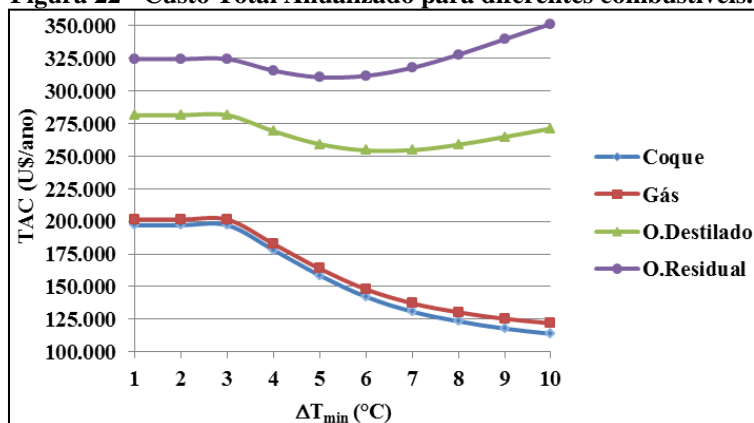
- a) análise do benefício do crédito de carbono;
- b) análise de custo de diferentes combustíveis na produção de vapor;
- c) emissão de GEE na queima de diferentes combustíveis;
- d) custo de instalação da RTC gerado pelo software utiliza parâmetros desconhecidos ao usuário, não podendo alterá-los, afetando o custo de capital.

A partir dos valores de custo de capital e de operação, foi construído um gráfico para determinar o  $\Delta T_{\min}$  ótimo da RTC através da intersecção das curvas de custo operacional e custo de capital (Figura 21).

Para os combustíveis mais dispendiosos, óleo residual e óleo destilado, a curva de operação cruza com a curva de custo de capital, gerando um  $\Delta T_{\min}$  ótimo para a RTC de 7,24°C (óleo residual) e 5,87°C (óleo destilado). Para o caso dos combustíveis coque e gás natural tem-se que o  $\Delta T_{\min}$  ótimo é o maior valor possível, 10°C, visto que o custo operacional é sempre baixo. Lembrando que valores de  $\Delta T_{\min}$  maiores que 10°C resultam em uma RTC com valores abaixo no número mínimo de unidades de troca térmica.



**Figura 22 - Custo Total Anualizado para diferentes combustíveis.**



A partir dessas informações, os valores de custo total anualizado para os cenários de produção de vapor produzido com diferente combustível são apresentados na



Figura 22. Os combustíveis mais onerosos, óleo residual e óleo destilado, geram pontos de mínimo para o TAC (*Total Annualized Cost*).

Posteriormente, foi estimada a emissão de gases de efeito estufa ( $\text{CO}_2$ ,  $\text{N}_2\text{O}$ ,  $\text{CH}_4$ ) e transformados em tonelada de  $\text{CO}_2$  para serem convertidos em crédito de carbono.

Os combustíveis têm diferentes pesos na obtenção do crédito de carbono, sendo considerados fatores de emissão de  $\text{CO}_2$  para queima de cada combustível, conforme apresentados nas tabelas 1 e 2. Os resultados da emissão de GEE para cada combustível são mostrados na tabela 15.

**Tabela 15 - Emissão de GEE para diferentes combustíveis na análise de  $\Delta T_{\min}$ .**

$\Delta T_{\min}$ (°C)	Emissão de $\text{CO}_2$ (t/ano)			
	Coque	Gás Natural	Óleo Residual	Óleo Destilado
1	526	523	523	523
2	526	523	523	523
3	526	523	523	523
4	567	565	565	565
5	627	624	624	624
6	699	695	696	696
7	771	767	767	767
8	843	839	839	839
9	915	911	911	911
10	980	975	976	976

Verifica-se que a emissão de  $\text{CO}_2$  é diferente para cada queima de combustível. Logicamente combustíveis mais poluidores como é o caso do coque, do óleo residual e do óleo destilado, promovem maior emissões de GEE na produção do vapor de aquecimento.

Um conceito importante é que a cada redução uma tonelada de  $\text{CO}_2$  gera um crédito de carbono. Para o estudo de caso foi considerado que um crédito de carbono equivale a 3,30 euros, valor do leilão ofertado na venda de crédito em Junho 2012 (G1 O PORTAL DE NOTÍCIAS DA GLOBO, 2013). No cálculo dos créditos de carbono (tabela 16) foi considerada a emissão da rede projetada menos a massa emitida em tonelada de  $\text{CO}_2$  para o caso base.

Com os valores dos créditos de carbono, o benefício foi incluído aos índices financeiros, *Payback* Descontado e VPL, como uma entrada a mais ao fluxo de caixa.

Segundo os índices financeiros (Apêndice A), o investimento em recuperação energética não apresentou viabilidade financeira para os vapores produzidos através da

queima do coque e do gás natural, já que os valores de VPL foram negativos para o intervalo  $\Delta T_{\min}$  de 1 a 10°C e o *Payback* descontado foi maior que dez anos.

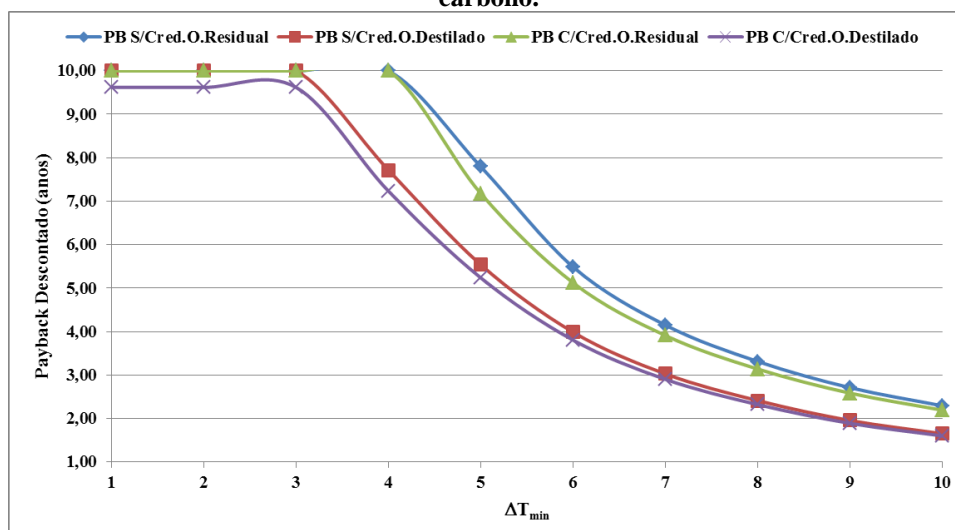
No entanto, para os casos do óleo residual e do óleo destilado, o investimento é bastante atrativo, podendo gerar um retorno em médio prazo (um ano e meio a dois e meio anos) sem prejuízo ( $VPL > 0$ ) para um  $\Delta T_{\min}$  10°C (também no Apêndice A).

Para esses dois últimos casos, foram construídas as curvas de *Payback* (PB) e VPL com e sem o benefício do crédito de carbono como pode ser visto nas Figuras 23 e 24.

**Tabela 16 - Crédito de Carbono para análise  $\Delta T_{\min}$ .**

$\Delta T_{\min}$ (°C)	Crédito de CO <sub>2</sub> (U\$/ano)			
	Coque	Gás Natural	Óleo Residual	Óleo Destilado
1	7913,37	7873,87	7878,26	7878,26
2	7913,37	7873,87	7878,26	7878,26
3	7913,37	7873,87	7878,26	7878,26
4	7729,03	7693,92	7698,31	7698,31
5	7470,08	7434,97	7439,36	7439,36
6	7154,07	7118,96	7123,35	7123,35
7	6838,06	6802,95	6807,34	6807,34
8	6522,05	6486,94	6491,33	6491,33
9	6206,05	6175,32	6175,32	6175,32
10	5920,76	5890,04	5894,43	5894,43

**Figura 23 - Payback Descontado para os óleos residual e destilado com e sem a contribuição do crédito de carbono.**



A influência do crédito de carbono foi positiva nos índices financeiros. No índice de tempo de retorno, *Payback*, a contribuição na redução foi de:

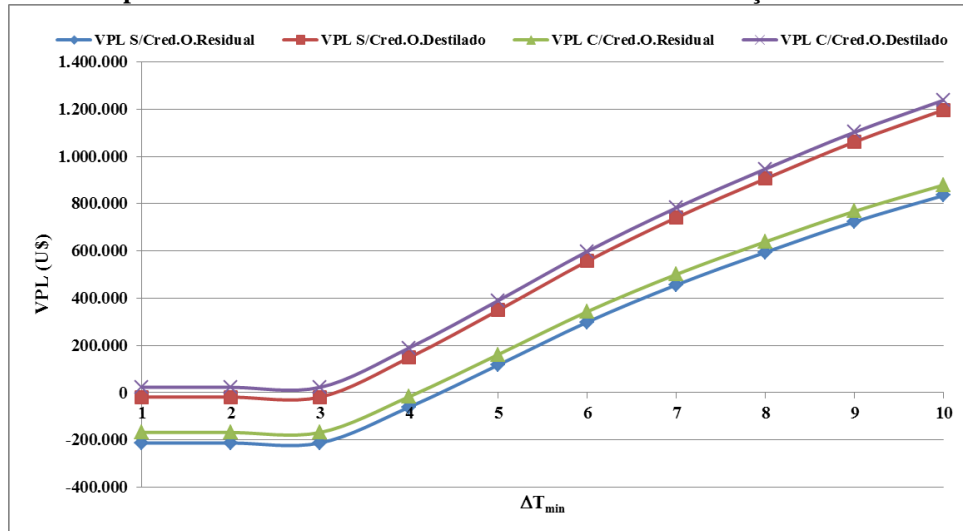
- a) 8% para  $\Delta T_{\min}$  de 5°C e 4,4% para  $\Delta T_{\min}$  de 10°C para o óleo residual;

b) maior que 6,3%  $\Delta T_{\min} = 4^{\circ}\text{C}$  e 3,1%  $\Delta T_{\min} = 10^{\circ}\text{C}$  para o óleo destilado.

Os valores de porcentagem mostrados anteriormente foram calculados da seguinte forma:

$$\% = \left( \frac{PB_{s/cred} - PB_{c/cred}}{PB_{s/cred}} \right) \cdot 100$$

**Figura 24 - VPL para os óleos residual e destilado com e sem a contribuição do crédito de carbono.**



Outra contribuição do crédito de carbono foi a possibilidade de aumento do capital investido sem prejuízo ( $VPL \geq 0$ ), como pode ser visto através do valor nulo do VPL em que os valores  $\Delta T_{\min}$  foram decrescidos. Com a redução do  $\Delta T_{\min}$  da rede, o aumento de investimento em recuperação energética é garantido através da adoção da política de créditos de carbono, considerando para isso uma mesma base ( $VPL = 0$ ). Os valores foram decrescidos:

- de  $4,34^{\circ}\text{C}$  (sem crédito de carbono) para  $4,09^{\circ}\text{C}$  (com crédito de carbono) para o óleo residual;
- de  $3,11^{\circ}\text{C}$  (sem crédito de carbono) para  $1^{\circ}\text{C}$  (com crédito de carbono) para o óleo destilado.

Os índices financeiros para análise de investimento na RTC apresentaram valores distintos como era esperado. A análise do TAC não considera variações relacionadas ao preço de energia, sendo que nos outros índices foram feitas tais considerações.

O índice VPL situa a condição de vários cenários de investimento a uma base presente, direcionando qual a opção mais atrativa financeiramente ( $\Delta T_{\min}$  de  $10^{\circ}\text{C}$  para ambos os combustíveis), como também quais projetos apresentaram prejuízo no período de estudo.

Já o *Payback* descontado, sendo derivado do VPL, apresenta as entradas e saídas do fluxo de caixa em uma base presente e a partir disso o tempo de retorno ao investimento é calculado.

Geralmente os índices mais utilizados são o VPL e o *Payback*. Assim, a escolha do  $\Delta T_{\min}$  ótimo dependerá da política adotada em cada empresa.

#### **4.1.3.2 Reprojeto da RTC através do *Aspen Energy Analyzer*®**

##### **Otimização da RTC através do modo *Automatic Retrofit***

Após avaliação de  $\Delta T_{\min}$  ótimo, o reprojeto da RTC foi realizado através da funcionalidade AR, utilizando a opção “*Add Area*”. Esta ferramenta permitiu realizar investimentos na RTC e assim gerar aumento de área nos trocadores de calor existentes sem modificação do *layout* original.

Para isso, foram ingressados os valores limites de investimento de quarenta, cinquenta e sessenta mil dólares. O software realizou modificações nas áreas dos trocadores, alguns reduzindo a área e outros acrescentando de forma a aumentar a recuperação energética.

Com a integração energética da RTC, os valores da simulação tais como as temperaturas de entrada e saída das correntes encontram-se no Apêndice B e os valores das áreas e cargas térmicas da RTC provenientes de cada cenário apresentam-se nas tabelas 17, 18 e 19.

A tabela 17 refere-se ao cenário de investimento de quarenta mil dólares, sendo que a maior modificação na área da rede é proveniente da troca de calor entre a corrente H01 e a corrente C01, de  $42,1\text{m}^2$  para  $123,5\text{m}^2$ , gerando uma economia de energia de mais de  $327.000\text{kJ/h}$ . Esta economia é derivada da redução do consumo de vapor no aquecedor de vapor da corrente C01.

Outras modificações pertinentes foram a redução da área de troca térmica do aquecedor de vapor da corrente C01 e a área do resfriador da corrente H01 devido à corrente H01 fornecer mais calor a corrente C01 após a modificação, requisitando menor área de troca térmica.

No entanto, outras alterações nas áreas da RTC foram também identificadas. Tais alterações são decorrentes do aumento da temperatura da corrente de refrigeração C.W (Apêndice B), tendo como causa o interligamento do sistema de refrigeração, em que a mesma corrente de água de refrigeração é transferida de um refrigerador a outro, acarretando assim essas pequenas modificações nos outros trocadores da rede quando feita a integração

energética no resfriador da corrente H01. Para o objetivo de integração energética, não será avaliado essas modificações pertinentes à variação de temperatura da corrente C.W, tendo como hipótese que a água de refrigeração é ilimitada e as temperaturas iniciais e finais iguais ao caso base.

**Tabela 17 - Resultados do reprojeto utilizando a ferramenta *Add Area* (investimento U\$ 40 mil).**

Correntes		Área (m <sup>2</sup> )		Carga Térmica (kJ/h)	
Quente	Fria	Base	Cenário	Base	Cenário
H01	C.W	27,1	8,2	422.801	95.499
H01	C01	42,1	123,5	470.539	797.841
H02	C05	6,5	3,9	36.706	26.487
H02	C.W	11,1	11,8	212.990	223.209
H03	C.W	43,3	45,4	399.204	399.204
H04	C.W	7,0	7,1	212.201	211.706
H04	C06	26,7	26,8	316.805	317.300
H05	C.W	56,9	57,5	816.926	816.926
H05	C07	108,4	108,4	600.754	600.754
LP	C01	25,2	19,5	1.123.757	796.455
LP	C02	7,6	7,6	383.904	383.904
LP	C03	7,7	7,7	429.624	429.624
LP	C04	3,9	3,9	254.016	254.016
LP	C05	0,5	0,7	29.390	39.609
LP	C06	3,0	3,0	133.231	132.736
LP	C07	8,1	8,1	311.486	311.486

**Tabela 18 - Resultados do reprojeto utilizando a ferramenta *Add Area* (investimento U\$ 50 mil).**

Correntes		Área (m <sup>2</sup> )		Carga (kJ/h)	
Quente	Fria	Base	Cenário	Base	Cenário
H01	C.W	27,1	0,1	422.801	882
H01	C01	42,1	194,3	470.539	892.458
H02	C05	6,5	2,5	36.706	18.475
H02	C.W	11,1	12,1	212.990	231.221
H03	C.W	43,3	45,8	399.204	399.204
H04	C.W	7,0	7,1	212.201	211.211
H04	C06	26,7	26,9	316.805	317.795
H05	C.W	56,9	51,8	816.926	674.298
H05	C07	108,4	210,4	600.754	743.382
LP	C01	25,2	17,6	1.123.757	701.838
LP	C02	7,6	7,6	383.904	383.904
LP	C03	7,7	7,7	429.624	429.624
LP	C04	3,9	3,9	254.016	254.016
LP	C05	0,5	0,8	29.390	47.621
LP	C06	3,0	3,0	133.231	132.241
LP	C07	8,1	4,6	311.486	168.858

O investimento de cinquenta mil dólares (Tabela 18) tem como cenário o aumento de área nas trocas térmicas entre as correntes H01, C01 de 42,1m<sup>2</sup> para 194,3 m<sup>2</sup> e H05, C07 de 108,4m<sup>2</sup> para 210,4m<sup>2</sup>, tendo como benefício a recuperação energética de aproximadamente 422.000kJ/h e 143.000kJ/h respectivamente.

E, finalmente, para o capital investido de até sessenta mil dólares (Tabela 19), obteve-se uma configuração de aumento de área para as trocas térmicas entre H01 e C01 de 42,1m<sup>2</sup> para 195,3m<sup>2</sup>; H05 e C07 de 108,4m<sup>2</sup> para 676,3m<sup>2</sup>; H04 e C06 de 26,7m<sup>2</sup> para 50,3m<sup>2</sup> com redução de energia de aproximadamente 423.000kJ/h, 312.000kJ/h e 133.000kJ/h respectivamente.

Os trocadores de calor das correntes H02 e C05; H01 e C.W foram eliminados durante a integração energética devido ao uso somente do resfriador para cumprir a meta de atendimento da temperatura alvo de H02 em 52°C, onerando negativamente a recuperação de calor.

Outro ponto a ser observado é que a diferença em relação ao primeiro cenário e os demais se deu no aumento da área de investimento da troca térmica entre H01e C01 (Tabela 20), chegando a um valor final de 195,3m<sup>2</sup>, sendo que as áreas dos dois últimos cenários são bem próximas. Só após isso, o aumento de área para H05 e C07 (de 210,4m<sup>2</sup> para 676,3m<sup>2</sup>) foi fortemente evidenciado.

**Tabela 19 - Resultados do reprojeto utilizando a ferramenta *Add Area* (investimento U\$ 60 mil).**

Correntes		Área (m <sup>2</sup> )		Carga (kJ/h)	
Quente	Fria	Base	Cenário	Base	Cenário
H01	C.W	27,1	0,0	422.801	26
H01	C01	42,1	195,3	470.539	893.314
H02	C05	6,5	0,0	36.706	0
H02	C.W	11,1	12,9	212.990	249.696
H03	C.W	43,3	46,7	399.204	399.204
H04	C.W	7,0	3,0	212.201	79.441
H04	C06	26,7	50,3	316.805	449.565
H05	C.W	56,9	43,7	816.926	505.610
H05	C07	108,4	676,3	600.754	912.070
LP	C01	25,2	17,6	1.123.757	700.982
LP	C02	7,6	7,6	383.904	383.904
LP	C03	7,7	7,7	429.624	429.624
LP	C04	3,9	3,9	254.016	254.016
LP	C05	0,5	1,1	29.390	66.096
LP	C06	3,0	0,0	133.231	471
LP	C07	8,1	0,0	311.486	170

Com os dados de processo dos cenários para as novas configurações da RTC, foram calculados os índices financeiros e os custos operacionais e de capital. Como os cálculos de custo de capital em relação à instalação utilizado pelo *Aspen Energy Analyzer*® não é acessível ao usuário, foi recalculado o custo de capital total, compra e instalação, sendo este último equivalente a 30% do valor de compra.

**Tabela 20 - Resumo dos cenários de investimento obtidos pela ferramenta *Add Area*.**

Cenários	Trocador	Área Nova (m <sup>2</sup> )	Investimento (U\$)	Redução Energia (kJ/h)
U\$40.000	H01-C01	123,5	13.129,38	10.581,24
U\$50.000	H01-C01	194,3	26.315,18	18.235,47
	H05-C07	210,4		
U\$60.000	H01-C01	195,3	39.501,12	27.659,27
	H04-C06	50,3		
	H05-C07	676,3		

A partir das informações de redução de energia através da recuperação energética pode se calcular a emissão de CO<sub>2</sub> na queima de diferentes combustíveis e assim obter os créditos de carbono. Os cálculos de crédito de carbono seguiram as mesmas premissas feitas na análise de  $\Delta T_{\min}$  ótimo da RTC.

Os resultados da emissão de CO<sub>2</sub> quanto ao crédito de carbono para os diferentes cenários e combustíveis são mostrados na tabela 21.

**Tabela 21 - Redução da Emissão dos GEE e Crédito de Carbono para os cenários de investimento obtidos através da ferramenta *Add Area*.**

Mil U\$	Coque		Gás Natural		Óleo Residual		Óleo Destilado	
	Redução E. CO <sub>2</sub> (t/ano)	Crédito de Carbono (U\$/ano)	Redução E. CO <sub>2</sub> (t/ano)	Crédito de Carbono (U\$/ano)	Redução E. CO <sub>2</sub> (t/ano)	Crédito de Carbono (U\$/ano)	Redução E. CO <sub>2</sub> (t/ano)	Crédito de Carbono (U\$/ano)
40	347	1.524,22	180	788,18	273	1.198,33	254	1.113,24
50	598	2.626,80	309	1.358,34	471	2.065,17	437	1.918,52
60	3.984	3.984,29	469	2.060,30	714	3.132,41	663	2.909,99

Conforme explicado anteriormente, os combustíveis mais poluidores tem uma maior obtenção de crédito de carbono nos projetos de melhoria de eficiência energética, como verificado nos resultados de redução de emissão de CO<sub>2</sub>.

Considerando indústrias que utilizam energias mais limpas que seria o caso da queima do gás natural para produção de vapor, estas já estariam em um patamar de emissão de GEE mais baixo comparado a indústrias mais poluidoras (queima do coque e de óleos). Sendo assim, a contribuição do crédito de carbono se dá de forma mais efetiva nos projetos de

modernização de parques industriais mais obsoletos ou quando há possibilidade de troca de matriz energética através de combustíveis mais limpos, no qual a redução da emissão de GEE é mais expressiva.

Dessa forma, a contribuição do crédito de carbono em projetos de eficiência energética pode gerar fatores menos favoráveis em vista de o benefício financeiro ser pouco expressivo, não incentivando a adoção progressiva na otimização do processo quanto à busca de uma melhor eficiência.

A partir dos valores de crédito de carbono, foi possível realizar a análise financeira dos três cenários na queima dos quatro combustíveis na produção de vapor de aquecimento. Os resultados financeiros são apresentados em gráficos como podem ser vistos na Figura 25.

Primeiramente, o que define a viabilidade financeira do projeto é a influência do preço do combustível. Considerando os índices *Payback* descontado e VPL para todos os combustíveis, o investimento em área de troca térmica torna-se mais atrativo e o tempo de retorno mais rápido quando o preço da energia aumenta. Isto se deve primordialmente ao benefício da redução do custo operacional ser mais efetiva em combustíveis onerosos.

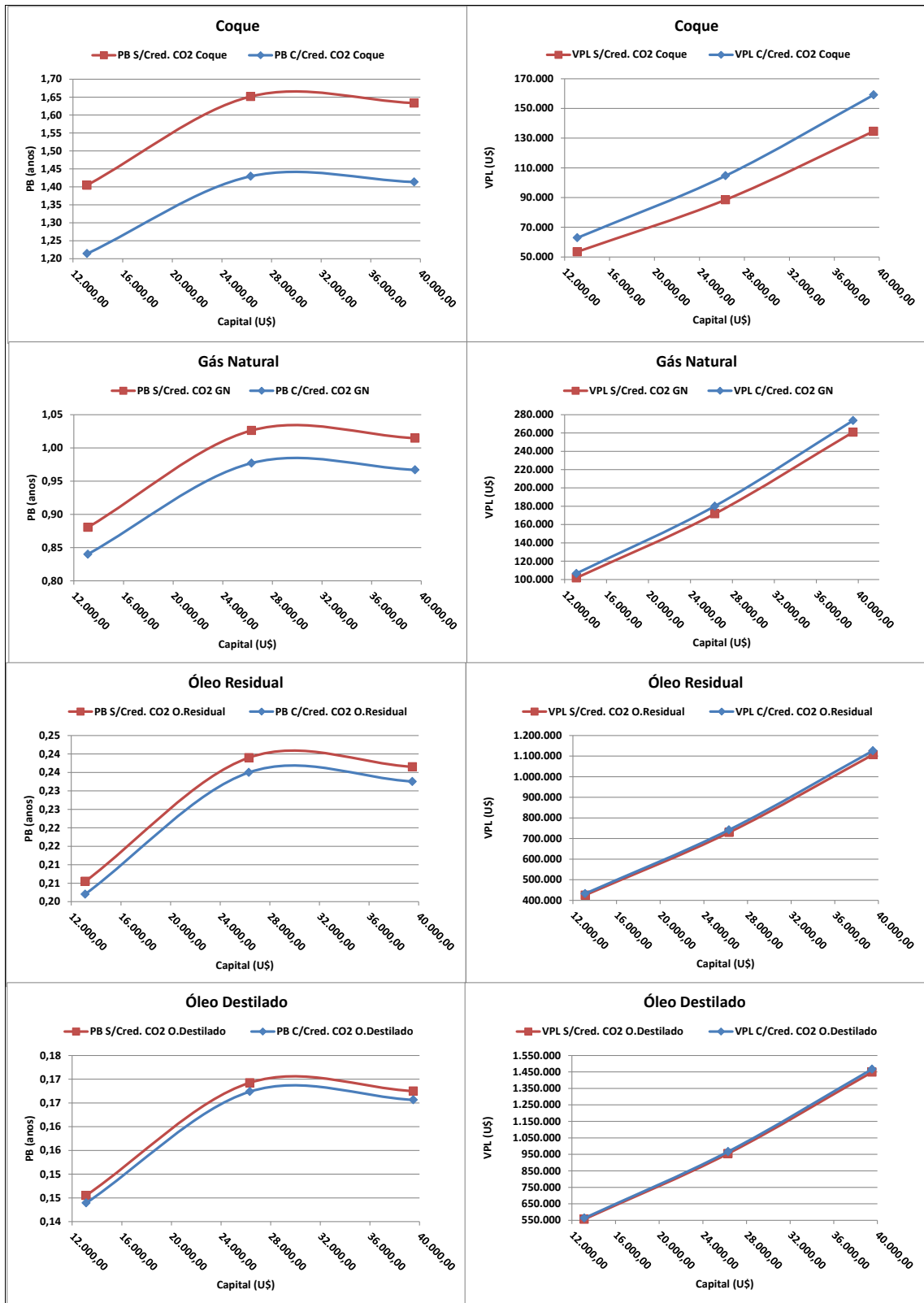
Outro contribuinte aos índices financeiros foi o crédito de carbono obtido através do projeto de recuperação energética. Apesar de proporcionar um pequeno benefício comparado à economia em energia, teve uma contribuição significativa nos combustíveis menos onerosos que é o caso do coque e gás natural, já que estes promovem um valor econômico de redução de energia menor que os outros combustíveis.

A emissão de GEE oriundos da queima desses combustíveis promoveu um aumento ao capital investido e um tempo de retorno menor. Assim para a análise financeira houve uma contribuição positiva através do crédito de carbono em todos os casos:

- a) 13% de redução do *Payback* descontado e 18% de aumento do capital investido (VPL=0) para o uso do coque;
- b) 4,5% de redução do *Payback* descontado e 4,8% de aumento do capital investido (VPL=0) para o uso do gás natural;
- c) 1,7% de redução do *Payback* descontado e 1,7% de aumento do capital investido (VPL=0) para o uso do óleo residual;
- d) 1,1% de redução do *Payback* descontado e 1,2% de aumento do capital investido (VPL=0) para o uso do óleo destilado.



Figura 25 - Índices Financeiros para os cenários de investimento obtidos através da ferramenta "Add Area".



### Otimização da RTC através do modo *Automatic Recommend Designs*

Anteriormente, a RTC foi reprojetaada através da funcionalidade AR, em que os trocadores existentes sofrem modificações nas áreas de troca térmica. Nesta etapa, considerando a possibilidade de modificar a topologia da rede de forma a melhorar a recuperação energética do processo, outra opção foi a ferramenta ARD, em que a RTC sofre modificações de *layout* como também aumento na área de troca térmica.

Assim, foram simulados três cenários de projeto (R1, R2, R3), em seguida, foram avaliadas as modificações propostas e classificadas em ordem decrescente de recuperação energética. Esses três cenários mais o estudo de caso base proporcionaram a avaliação das modificações propostas na RTC, tais como inclusão de novos trocadores, área de troca térmica e demanda térmica dos trocadores, podendo ser vistas no Apêndice C.

A partir dessas informações, foi proposta a inclusão dos trocadores na RTC de maior recuperação energética, sendo avaliada individualmente a contribuição de cada nova combinação. Para isso, foram identificadas as novas combinações presentes nos três cenários (tabela 22). Em seguida, foi realizada uma simulação para cada nova combinação à configuração base da RTC, sendo os resultados das modificações apresentados no Apêndice D.

Segundo a tabela 22, as combinações de trocadores de calor que obtiveram maior recuperação de calor podem ser avaliadas na seguinte sequência de reprojeto:

- a) cenário 1 → H01-C04;
- b) cenário 2 → H01-C04, H05-C03;
- c) cenário 3 → H01-C04, H05-C03, H04-C02;
- d) cenário 4 → H01-C04, H05-C03, H04-C02, H05-C01.

Apesar da combinação H05-C02 promover maior recuperação energética do que a combinação H05-C01, não foi possível o aquecimento da corrente fria C2 sem que o  $\Delta T_{\min}$  fosse violado, isto é, menor que 10°C.

Os resultados das simulações para cada cenário podem ser vistas no Apêndice E. Com essas informações foram calculados os índices financeiros e a obtenção de crédito de carbono após o investimento (Tabelas 23 e 24 e Figuras 23 e 24) conforme explicado anteriormente.

Tabela 22 - Resultados das combinações individuais na RTC.

	C.Quente	C. Fria	Economia Vapor (kJ/h)	Compra (U\$)	Instalação (U\$)	Capital (U\$)
H1C4	H01	C04		10.067,40	3.020,20	13.087,70
	LP	C04	254.016,00			
H1C5	H01	C05		10.034,20	3.010,30	13.044,50
	LP	C05	19.598,10			
H1C7	H01	C07		10.058,40	3.017,50	13.075,90
	H05	C.W		10.074,10	3.022,20	13.096,30
	LP	C07	38.558,30			
H2C1	H02	C01		10.054,20	3.016,30	13.070,40
	LP	C01	137.802,50			
H4C2	H04	C02		10.050,40	3.015,10	13.065,50
	LP	C02	212.186,70			
H4C7	H04	C07		10.058,20	3.017,50	13.075,70
	H05	C.W		10.075,40	3.022,60	13.098,10
	LP	C07	89.865,30			
H5C1	H05	C01		10.052,70	3.015,80	13.068,50
	LP	C01	161.653,20			
H5C2	H05	C02		10.058,00	3.017,40	13.075,40
	LP	C02	191.952,00			
H5C3	H05	C03		10.077,80	3.023,30	13.101,10
	LP	C03	249.854,10			
H5C5	H05	C05		10.035,40	3.010,60	13.046,00
	LP	C05	29.390,10			

Tabela 23 - Redução da emissão de CO<sub>2</sub> e crédito de carbono para os cenários 1, 2, 3 e 4 e para os combustíveis coque e gás natural.

	Coque		Gás Natural	
Capital (U\$)	Redução E. CO <sub>2</sub> (t/ano)	Crédito de Carbono (U\$/ano)	Redução E. CO <sub>2</sub> (t/ano)	Crédito de Carbono (U\$/ano)
13.088	278	1.219,15	144	630,43
26.189	551	2.419,96	285	1.251,38
39.254	784	3.439,30	405	1.778,49
52.330	961	4.218,42	497	2.181,38

**Tabela 24 - Redução da emissão de CO<sub>2</sub> e crédito de carbono para os cenários 1, 2, 3 e 4 e para os combustíveis óleos residual e destilado.**

Capital (US\$)	Óleo Residual		Óleo Destilado	
	Redução E. CO <sub>2</sub> (t/ano)	Crédito de Carbono (US\$/ano)	Redução E. CO <sub>2</sub> (t/ano)	Crédito de Carbono (US\$/ano)
13.088	218	958,49	203	890,43
26.189	433	1.902,55	403	1.767,45
39.254	616	2.703,95	572	2.511,95
52.330	756	3.316,49	702	3.080,99

Reiterando que os combustíveis mais poluentes recebem mais incentivos à redução na emissão de GEE, segue que o benefício do crédito de carbono é maior para o coque, óleo residual, óleo destilado e por último o gás natural.

No entanto, isso não implica que a parcela de contribuição desse benefício nos índices financeiros siga a mesma lógica. Outra parcela de contribuição vem da economia gerada pela redução do consumo de energia. Desta maneira se o benefício de economia de energia for muito maior que o benefício do crédito de carbono, o efeito deste último torna-se menor na composição dos índices financeiros. De acordo com as Figuras 26 e 27, é possível verificar esse efeito para os casos dos óleos residual e destilado, em que seu alto custo de energia afeta mais efetivamente nos índices econômicos quando comparado aos combustíveis menos onerosos.

**Figura 26 - Payback Descontado para os cenários 1, 2, 3 e 4 com e sem a contribuição do crédito de carbono.**

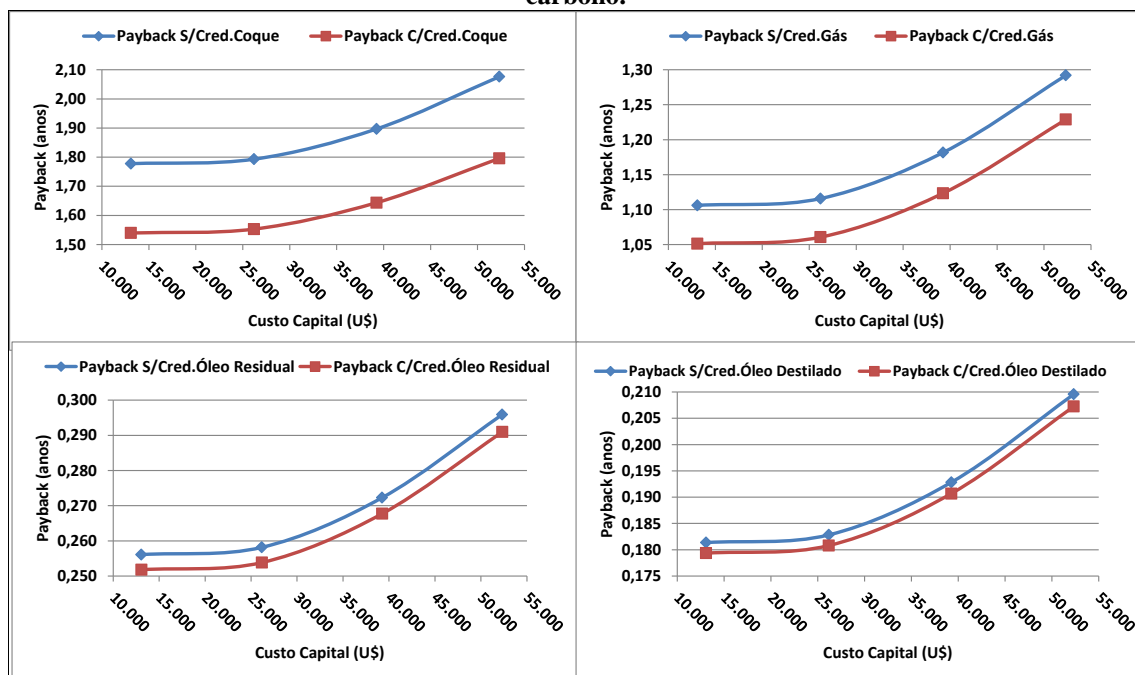
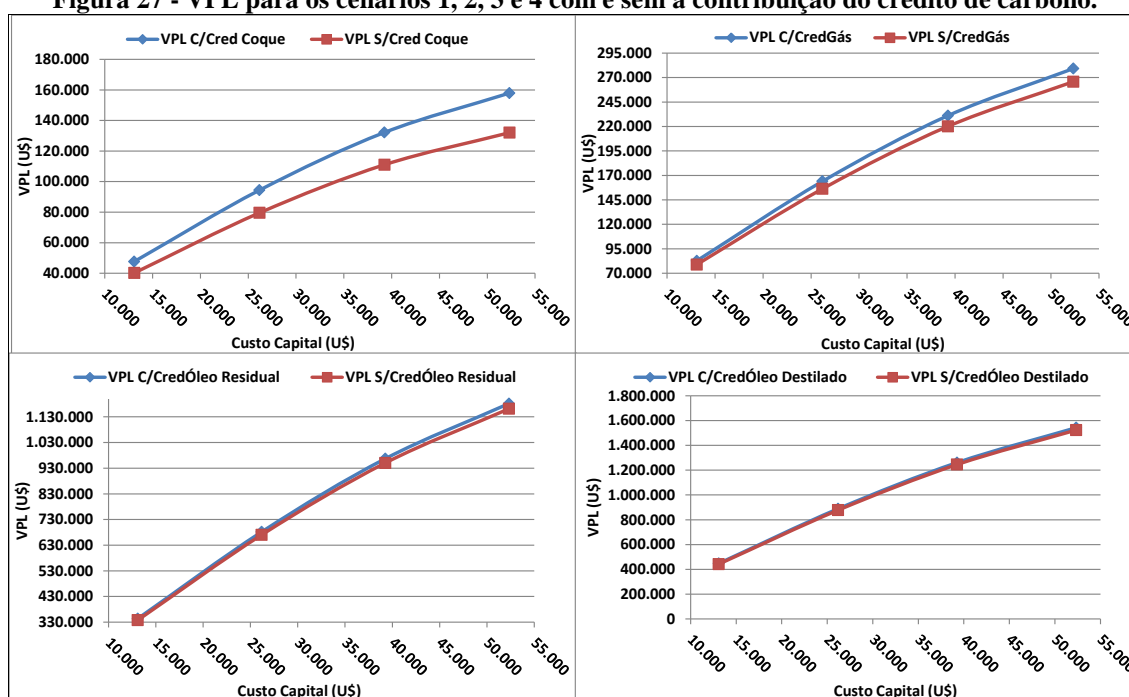


Figura 27 - VPL para os cenários 1, 2, 3 e 4 com e sem a contribuição do crédito de carbono.



Os índices econômicos foram impactados positivamente com a inclusão do benefício do crédito de carbono:

- 13% de redução do *Payback* descontado e 19% de aumento do capital investido (VPL=0) para o caso do coque;
- 4,9% de redução do *Payback* descontado e 4,9% de aumento do capital investido (VPL=0) para o caso do gás natural;
- 1,7% de redução ao *Payback* descontado e 1,7% de aumento do capital investido (VPL=0) para o caso do óleo residual;
- 1,2% de redução do *Payback* descontado e 1,2% de aumento do capital investido (VPL=0) para o caso do óleo destilado.

Após a avaliação dos cenários utilizando as ferramentas *Recommend Designs* e *Add Area*, foi possível observar que um bom estudo de integração pode tornar o investimento atrativo. As cargas térmicas que cruzavam o ponto *Pinch* foram bem decrescidas, permitindo um melhor uso da energia na rede (Tabelas 25 e 26). Apesar de ambas as ferramentas não apresentarem o ponto ótimo, mostraram soluções próximas ao ótimo, possibilitando um investimento viável financeiramente.

**Tabela 25 - Cargas térmicas no cruzamento do ponto *Pinch* para os cenários obtidos através da ferramenta *Add Area*.**

<b>Cenários</b>	<b>Cruzamento de Carga no <i>Pinch</i> (kJ/h)</b>
Base	1.783.000
1	1.529.000
2	1.279.000
3	1.067.000
4	904.700

**Tabela 26 - Cargas térmicas no cruzamento do ponto *Pinch* para os cenários obtidos através da ferramenta *Recommend Designs*.**

<b>Cenários</b>	<b>Cruzamento de Carga no <i>Pinch</i> (kJ/h)</b>
Base	1.783.000
\$40.000	1.466.000
\$50.000	1.236.000
\$60.000	953.200

#### 4.1.4 Estudo de Caso II

O segundo estudo de caso foi baseado nos dados da RTC obtidos de um estudo sobre produção de etanol (DIAS, 2008) que apresentou simulações do processo de produção a partir do caldo da cana de açúcar (processo convencional) e do bagaço (processo integrado à planta convencional). No contexto do processo integrado, o trabalho considerou o uso de 70% do bagaço disponível como matéria prima para o processo de hidrólise, proporcionando um aumento de produção de 17% comparado ao processo convencional.

Segundo Dias (2008), o processo de hidrólise do bagaço requer um alto consumo de energia, assim torna-se importante propor mecanismos de minimização das demandas energéticas tanto do processo convencional quanto da hidrólise do bagaço. A partir deste fato, este estudo de caso também propôs realizar a síntese da RTC dos processos convencional e integrado, porém acrescentando um estudo das emissões de GEE dentro das fronteiras da planta e do sistema de eletricidade. Logo, foi possível avaliar os impactos da síntese da RTC nas emissões de GEE e na geração de energia elétrica e, por consequência, a receita financeira da venda da energia excedente e do crédito de carbono proveniente de tal atividade.

Utilizando o software *Aspen Energy Analyzer*® com o auxílio da ferramenta *Recommend Designs* foram desenhados cenários otimizados da RTC para os processos de produção de etanol convencional e integrado conforme mostrado a seguir.

##### 4.1.4.1 Processo Convencional

O etanol produzido no Brasil é feito a partir da fermentação de glicose e frutose fornecida pela sacarose presente na cana de açúcar. As etapas do processo de produção de etanol consistem essencialmente em:

- a) extração dos açúcares da cana e obtenção do caldo;
- b) tratamento do caldo para recuperação dos açúcares em condições adequadas para o processo fermentativo;
- c) fermentação alcoólica;
- d) destilação do vinho para obtenção do álcool hidratado e anidro.

Na tabela 27 encontram-se os dados de processo referente ao trabalho de Dias (2008) para uma destilaria com capacidade de produção de 33 t/h de álcool, processamento de cana de 493 t/h e bagaço gerado 118 t/h. O fluxograma simplificado do processo convencional

é apresentado na Figura 28, sendo algumas correntes de processo omitidas por não serem pertinentes à otimização da RTC.

As informações das correntes de processo e utilidades quentes e frias foram inseridas no *Aspen Energy Analyzer*® conforme apresentado no item 3.1.3. As utilidades selecionadas foram: vapor de 6 e 2,5 bar e água de resfriamento C.W de 14°C. Foram mantidos os valores padrão do software para o coeficiente global de troca térmica (720 kJ/h/m<sup>2</sup>/°C), custo de capital e de  $\Delta T_{\min}$  da RTC (10°C).

Os preços das utilidades não foram calculados devido ao combustível bagaço ser um subproduto do processo. Logo, foi considerado o preço do vapor de 6 bar fornecido pelo software e para o vapor 2,5 bar utilizou-se um valor de 0,10% do preço do vapor de 6 bar. O objetivo de tal modificação foi propiciar o uso do vapor de 2,5 bar, já que este pode gerar energia elétrica através do trabalho gerado por uma turbina contrapressão. Outra consideração foi que o vapor de 6 bar é gerado a partir da redução do vapor de caldeira de 22 bar.

Essa configuração de cogeração é a mais encontrada em destilarias e usinas antigas, onde o vapor de 22 bar é superaquecido a 300°C para depois movimentar a turbina, convertendo a energia térmica em cinética e depois convertendo em energia elétrica.

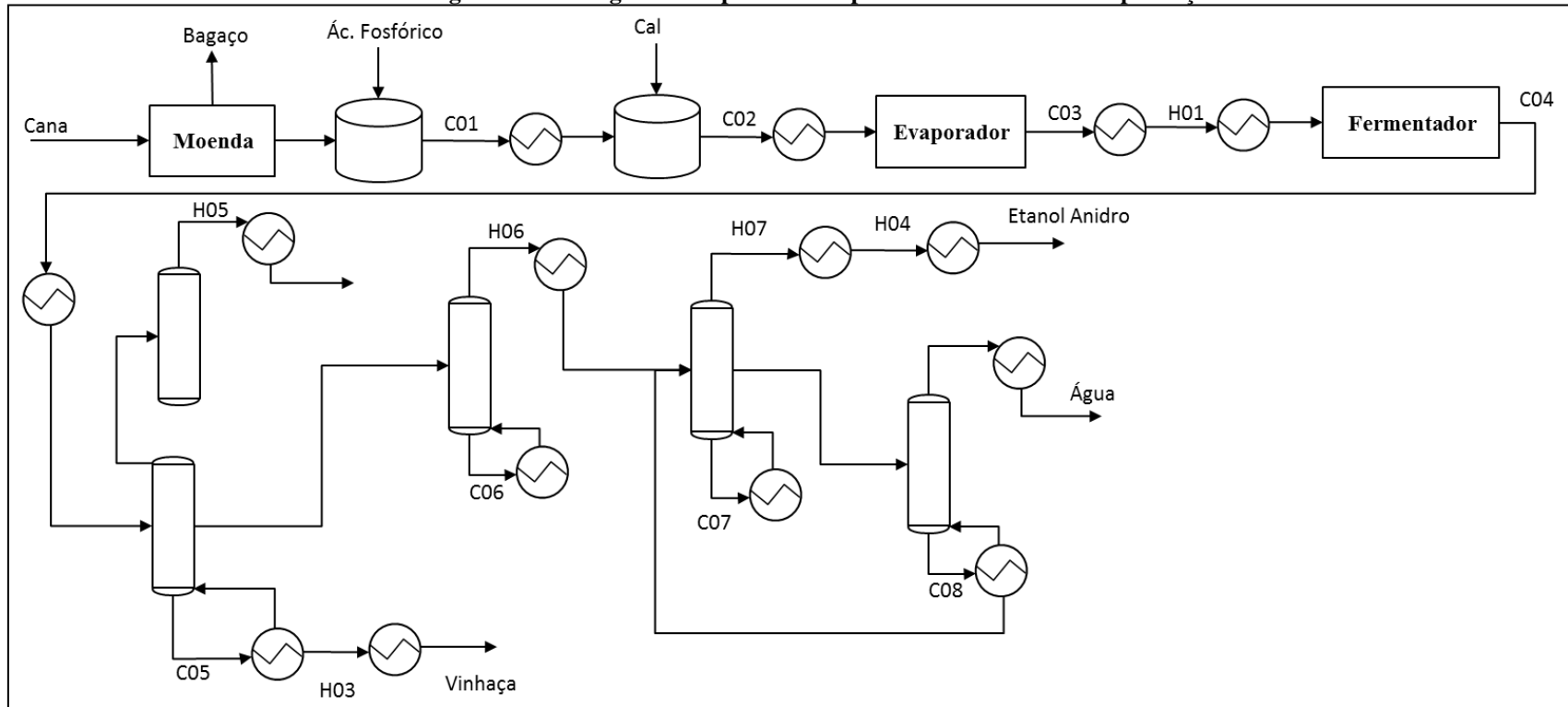
**Tabela 27 - Dados das correntes de processo: temperaturas iniciais e finais, carga térmica de troca das correntes de processo para o estudo de caso II (processo convencional).**

Corrente		Descrição	T <sub>i</sub> (°C)	T <sub>f</sub> (°C)	Q (kJ/h)
H01	Quente	Caldo esterilizado	130	28	9,938E+07
H02	Quente	Vinho Fermentado	28	24	1,958E+07
H03	Quente	Vinhaça	112	35	9,873E+07
H04	Quente	Etanol anidro (condensador)	78	35	3,265E+07
H05	Quente	Vapores col. D (condensador)	107	50	3,780E+07
H06	Quente	Etanol hidratado (condensador)	82	82	8,747E+07
H07	Quente	Etanol col. Extrativa (condensador)	78	78	3,321E+07
C01	Fria	Caldo Cru	30	70	7,582E+07
C02	Fria	Caldo causticizado	76	105	7,393E+07
C03	Fria	Caldo para esterilização	96	130	3,343E+07
C04	Fria	Vinho centrifugado	28	82	8,338E+07
C05	Fria	Vinhaça col. A (refervedor)	112	112	1,388E+08
C06	Fria	Flegmaça col. B (refervedor)	108	108	2,421E+07
C07	Fria	Fundo col. extrativa (refervedor)	111	137	3,036E+07
C08	Fria	Fundo col. recuperação (refervedor)	150	150	6,134E+06

Fonte: Adaptado Dias (2008, p.272).



Figura 28 - Fluxograma simplificado do processo convencional de produção de etanol.



Fonte: Adaptado de Dias (2008, p.235).

Em seguida, foram obtidas a curva composta e a curva composta balanceada conforme são mostradas nas Figuras 29 e 30. Os alvos da meta MER para a carga térmica das utilidades quente e fria, as áreas para trocadores contracorrente puro (1-1) e casco tubo 1-2, o número mínimo de unidades de troca térmica, o número de cascos, os índices de custo de operação e de capital da RTC e as temperaturas no ponto *Pinch* para as correntes quentes e frias são apresentadas na Figura 31.

Para este estudo de caso, ocorre a necessidade do uso de mais de uma utilidade quente e, uma das facilidades do software, é a definição dos alvos para cada utilidade conforme apresentado na Figura 32.

Através da ferramenta *Recommend Designs* foi possível montar o projeto da RTC, sendo selecionada a opção de gerar cinco cenários com a possibilidade de divisão de correntes de processo até dez correntes. Os cenários encontram-se no Apêndice F.

As restrições referentes a *layout*, troca térmica entre correntes de processo ou escolha dos coeficientes globais de troca térmica das correntes por valores práticos não foram incluídas dentro deste estudo. Assim, a avaliação do custo de capital não foi mensurado devido à falta de informações sobre esses aspectos, além do software gerar uma única configuração de trocador, casco tubo 1-2.

Avaliando as simulações das RTC obtidas pelo *Aspen Energy Analyzer*®, foram escolhidos os cenários 3 e 5 devido à recuperação energética do processo ser maior para esses casos. As configurações da RTC para esses cenários encontram-se na tabela 28 em ordem decrescente de troca térmica. Dentre os melhores cenários, o cenário que proporcionou menor número de unidades de troca térmica é o cenário 5, sendo este escolhido como melhor opção de projeto.

A partir da carga térmica da RTC foi definido o consumo de vapor para o processo e a energia elétrica gerada. Foi calculado o trabalho gerado pela turbina, sendo que a quantidade de vapor usada no acionamento da turbina é a mesma obtida nas simulações dos cenários e do caso base para a demanda de vapor de 2,5 bar. Os resultados obtidos através da correlação de Willians (Equação 38) e através da eficiência mecânica da turbina de contrapressão de 97,55% (BERECHE, 2011) apresentaram uma diferença de apenas 1,38%. Sendo assim, um número bastante confiável para a análise de eficiência energética do sistema.

Outra observação importante referente ao desempenho da turbina foi a consideração de que parte do vapor é condensado, uma fração mássica de 0,061. Assim, a hipótese de turbina isentrópica foi mantida durante os cálculos.

Figura 29 - Curva composta do estudo caso II (processo convencional).

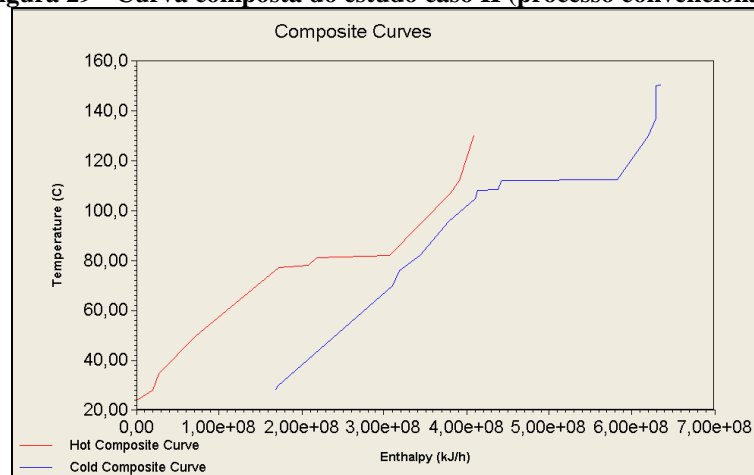


Figura 30 - Curva Composta Balanceada do Estudo de Caso II (processo convencional).

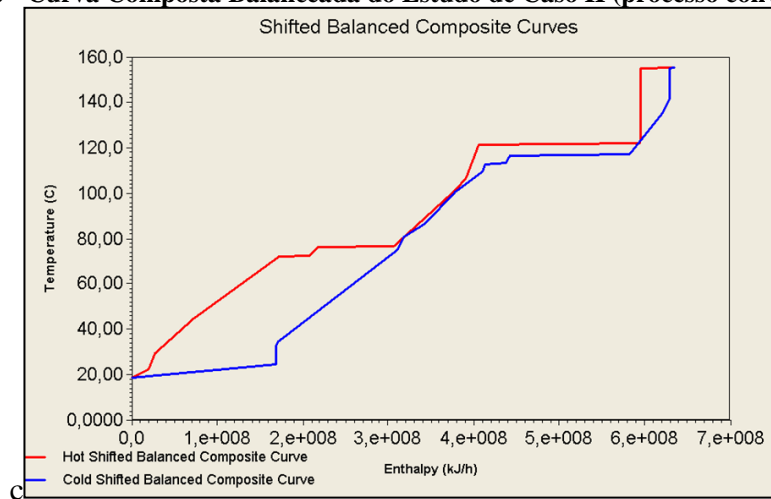


Figura 31 - Alvos de energia, unidades, área de troca térmica e temperatura Pinch obtidos pelo software Aspen Energy Analyzer® para o estudo de caso II (processo convencional).

<b>Energy Targets</b> Heating [kJ/h] 2,262e+008 Cooling [kJ/h] 1,688e+008		<b>Area Targets</b> Counter Current [m2] 9,242e+004 1-2 Shell & Tube [m2] 1,151e+005		<b>Pinch Temperature</b> Hot 127,5 C Cold 117,5 C 86,0 C 76,0 C	
<b>Number of Units Targets</b> Total Minimum 17 Minimum for MER 23 Shells 26		<b>Cost Index Targets</b> Capital [Cost] 1,753e+007 Operating [Cost/s] 0,3580 Total Annual [Cost/s] 0,5371			

Figura 32 - Alvos das utilidades quentes de 2,5 e 6 bar para o estudo de caso II (processo convencional).

Targets	Name	Load [kJ/h]	Cost Index [Cost/s]	Losses [kJ/h]	Outlet T [C]
Summary	Vapor2,5	1,874e+008	1,651e-003	0,0000	127,0
Utility Targets	Vapor6	3,877e+007	0,3415	0,0000	160,0
Plots/Tables	AguaRef	1,688e+008	1,487e-002	0,0000	20,00
		Heating target 2,262e+008 kJ	Cooling target 1,688e+008 kJ/	Operating Cost Index	0,3580 Cost/s

**Tabela 28 - Configuração recomendada pelo software *Aspen Energy Analyzer*® para os cenários 3 e 5 do estudo caso II (processo convencional).**

<b>Cenário 3</b>		<b>Cenário 5</b>	
<b>C. Quente</b>	<b>C. Fria</b>	<b>C. Quente</b>	<b>C. Fria</b>
Vapor 2,5 bar	Vinhaça col. A (refervedor)	Vapor 2,5 bar	Vinhaça col. A (refervedor)
Vapor 2,5 bar	Caldo causticizado	Vapor 2,5 bar	Caldo causticizado
Vinhaça	Vinho centrifugado	Etanol hidratado col. B (condensador)	C.W
Etanol hidratado col. B (condensador)	C.W	Vinhaça	Vinho centrifugado
Etanol hidratado col. B (condensador)	Caldo Cru	Caldo esterilizado	C.W
Caldo esterilizado	Caldo Cru	Caldo esterilizado	Caldo Cru
Etanol anidro col. Extrativa (condensador)	C.W	Etanol anidro col. Extrativa (condensador)	C.W
Etanol anidro (condensador)	C.W	Etanol anidro (condensador)	C.W
Vinhaça	C.W	Vinhaça	C.W
Caldo esterilizado	C.W	Etanol hidratado col. B (condensador)	Caldo Cru
Vapor 2,5 bar	Caldo para esterilização	Vapores topo col. D (condensador)	Vinho centrifugado
Vapor 2,5 bar	Flegmaça col. B (refervedor)	Vapor2,5	Caldo para esterilização
Vinhaça	AguaRef	Vapor2,5	Flegmaça col. B (refervedor)
Vinho Fermentado	C.W	Vinho Fermentado	C.W
Caldo esterilizado	C.W	Vapor 6 bar	Fundo col. extrativa (refervedor)
Vapor 6 bar	Fundo col. extrativa (refervedor)	Vapor 2,5 bar	Fundo col. extrativa (refervedor)
Vapores topo col. D (condensador)	Vinho centrifugado	Vinhaça	AguaRef
Vapores topo col. D (condensador)	C.W	Vapores topo col. D (condensador)	C.W
Vapor 2,5 bar	Fundo col. extrativa (refervedor)	Vapor 6 bar	Fundo col. recuperação (refervedor)
Caldo esterilizado	Vinho centrifugado	Vapor 6 bar	Caldo esterilização
Vapores topo col. D (condensador)	Vinho centrifugado	Caldo esterilizado	Caldo esterilização
Vapor 6 bar	Fundo col. recuperação (refervedor)		
Vapor 6 bar	Caldo esterilização		
Caldo esterilizado	Caldo esterilização		

A partir da tabela 29 pode-se observar a redução do consumo de vapor após a síntese da RTC, acarretando também a diminuição de geração de energia elétrica devido à redução da demanda de vapor de 2,5 bar. Apesar disso, a porcentagem de redução de consumo de vapor de 2,5 bar (~10%) foi menor do que de vapor de 6 bar (62%), contribuindo positivamente na geração de energia elétrica, embora tenha gerado um déficit de energia elétrica de 1.583 kW.

**Tabela 29 - Consumo de vapor de 2,5 bar e 6 bar para o processo (sem evaporação), de energia do processo e evaporação e geração de energia elétrica para o processo convencional de produção de etanol.**

<b>Cenário</b>	<b>Vapor 2,5 bar (t/h)</b>	<b>Vapor 6 bar (t/h)</b>	<b>Processo (kW)</b>	<b>Processo + Evap (kW)</b>	<b>E. Elétrica Gerada (kW)</b>
Base	142,8	33,2	8,653E+04	1,206E+05	20.645
1	130,9	12,4	7,931E+04	1,134E+05	19.390
2	130,9	12,4	7,931E+04	1,134E+05	19.390
3	127,8	12,4	7,743E+04	1,115E+05	19.062
4	133,4	12,4	8,079E+04	1,149E+05	19.647
5	127,8	12,4	7,743E+04	1,115E+05	19.062

Para os cenários gerados pelo *Aspen Energy Analyzer*®, percebe-se que o consumo total de vapor foi acima da meta MER (34,7%), 62,5% para o vapor de 2,5 bar. Porém, abaixo da meta para o vapor de 6,5 bar, 33,2%, ou seja, houve um maior deslocamento no consumo de vapor de 2,5 bar, conforme foi sugerido anteriormente. No entanto, o consumo total de vapor ficou acima do valor mínimo, sendo causado pelo baixo valor do preço das utilidades empregado no estudo. Como foi utilizado o valor padrão do software (US\$  $3,17 \cdot 10^{-8}$ /kJ vapor de 6 bar) por não mensurar o preço da queima do bagaço, os cenários gerados foram plausíveis economicamente, isto é, investindo menos em área de troca térmica.

Apesar disso, os cenários apresentaram outra receita financeira proveniente da redução do consumo de vapor, o aumento do excedente do bagaço que pode ser vendido a indústrias de ração animal e de laranja.

O passo seguinte foi calcular a emissão de GEE provenientes da queima do bagaço para geração de energia térmica para prover os processos de evaporação, tratamento, esterilização do caldo e destilação do álcool hidratado. Outra fonte de emissão de GEE vem do processo de fermentação das hexoses, sendo também incluído na análise.

Nesta parte do estudo, não houve mudança da taxa de produção, logo a emissão de GEE devido ao processo de fermentação é a mesma para todos os cenários. A taxa de

evaporação do caldo manteve-se constante com um consumo de 56,27 t/h de vapor de 2,5 bar (DIAS,2008). Assim, a emissão de GEE foi afetada somente pela síntese da RTC, em que a queima do bagaço na caldeira é definida pela demanda de vapor para o processo.

Para o cálculo das emissões de GEE via queima do bagaço foi considerado 100% de combustão completa com conversão estequiométrica, a eficiência térmica da caldeira de 85%, temperatura da água de alimentação de 120°C e poder calorífico superior do bagaço com 50% umidade de 9297,5 kJ/kg (BERECHE., 2011).

Os valores de emissão da destilaria convencional após a integração energética através do *Aspen Energy Analyzer*® são apresentados na tabela 30.

**Tabela 30 - Emissão de GEE do processo convencional para os casos base e cenários.**

<b>Via de Emissão GEE</b>	<b>Base (t/h)</b>	<b>Cenário 1 (t/ano)</b>	<b>Cenário 2 (t/ano)</b>	<b>Cenário 3 (t/ano)</b>	<b>Cenário 4 (t/ano)</b>	<b>Cenário 5 (t/ano)</b>
Fermentação	186.693	186.693	186.693	186.693	186.693	186.693
Combustão	105.303	90.480	90.480	89.075	91.568	89.075
Emissão CO <sub>2</sub>	291.996	277.173	277.173	275.768	278.261	275.768
<b>Total</b>						
Fração queima do bagaço	0,572	0,491	0,491	0,484	0,497	0,484

Conforme comentado anteriormente, o cenário 5 obteve o melhor resultado na recuperação de energia no processo. Logo, a emissão de GEE desse cenário é a menor devido à redução do consumo de vapor, conseguindo diminuir a emissão em 16.228 t/ano de CO<sub>2</sub> (com oito meses de safra). O aumento do excedente do bagaço foi de 15,4% para o cenário 5, podendo ser utilizado em outras funções como comentado anteriormente.

Com os dados das emissões de GEE na destilaria, o passo seguinte foi avaliar as emissões evitadas provenientes da geração de eletricidade através da biomassa, que é uma forma mais limpa de energia quando comparada a geração em termoelétricas que utilizam combustíveis fósseis. De acordo com este fato e visando adquirir créditos de carbono através da cogeração de energia por biomassa, foi examinada, para tal caso, uma metodologia que permitisse o cálculo de redução das emissões dos GEE.

Segundo a Convenção-Quadro das Nações Unidas sobre Mudanças Climáticas foi recomendado estimar um fator de emissão de CO<sub>2</sub> resultante da atividade da usina termoelétrica. Esta recomendação é necessária para validar os projetos de energia renovável conectados à rede elétrica no âmbito do MDL (UNITED NATIONS FRAMEWORK CONVENTION ON CLIMATE CHANGE, 2012).

O fator de emissão utilizado neste estudo foi de 0,2677 t CO<sub>2</sub>/ MWh, obtido do projeto da Companhia Energética Santa Elisa S/A que utilizou dados das termoeletricas referente aos anos 2002 a 2004 (BANCO NACIONAL DE DESENVOLVIMENTO ECONÔMICO E SOCIAL, 2013b). A metodologia para determinar o fator de emissão de GEE no sistema brasileiro de energia elétrica encontra-se no Anexo.

Finalmente, uma avaliação global das emissões de GEE nas fronteiras da destilaria e do sistema de eletricidade foi analisada. De forma geral, houve uma redução de 5,3% das emissões como pode ser visto na Figura 33. Em específico, a otimização da RTC desfavoreceu a geração de energia elétrica em função da redução do consumo de vapor de 2,5 bar, causando uma redução do benefício de emissões evitadas em 2.474 t CO<sub>2</sub> ao ano. Prontamente, com a certificação das unidades de redução de emissões de CO<sub>2</sub>, seria possível obter 13.754 em créditos de carbono ao ano através da queima evitada do bagaço.

**Figura 33 - Avaliação das emissões de GEE para os cenários 3 e 5 do processo convencional.**



Apesar dos cenários gerados pelo software apresentarem uma redução do consumo de energia, a redução foi pequena. Desta forma, foi feita uma nova análise sem as recomendações do software, isto é, o projeto da RTC foi construído pelo usuário para obtenção de uma RTC com maior recuperação energética. A configuração obtida manualmente encontra-se no Apêndice F.

Na tabela 31, pode-se verificar que a redução do consumo de vapor após a síntese da RTC resultou em 32,9% de economia de vapor de 2,5 bar e 41,7% de vapor de 6 bar, causando uma redução de geração de energia elétrica maior que os outros cenários obtidos pelo *Aspen Energy Analyzer*®, 4949 kW comparado ao caso base.

Avaliando a emissão de GEE para esse cenário obtido manualmente, a redução de emissão foi mais expressiva, 7,7% de tonelada de CO<sub>2</sub> (Figura 34), com um aumento do excedente de bagaço em 26,2% (Tabela 32). Portanto, com a certificação das unidades de redução de emissões de CO<sub>2</sub> seria possível obter 19.870 em créditos de carbono ao ano através da queima evitada do bagaço, 44,5% maior que o cenário 5.

**Figura 34 - Avaliação das emissões de GEE para o cenário Manual do processo convencional.**



Em vista da grande quantidade de bagaço residual e da modernização do sistema de cogeração de energia no setor sucroalcooleiro, uma alternativa para esse excedente é a geração de energia elétrica através de um sistema de cogeração com turbina extração condensação. Considerando a necessidade de vapor para o processo, o sistema de cogeração pode ser operado com dois tipos de turbinas: contrapressão e extração condensação, sendo que esta última produz energia elétrica através da expansão do vapor de 92 bar realizado pelo trabalho da turbina.

Para essa nova configuração de cogeração de energia, foi avaliada a quantidade extra de emissão de GEE, como também a energia elétrica gerada. Assim, com a operação da



turbina extração condensação, o fornecimento extra de energia elétrica é alcançado, anulando o efeito do déficit de energia obtido pela turbina de contrapressão após a otimização da RTC e aumentando as receitas com a venda de eletricidade (Tabela 33).

**Tabela 31 - Consumo de vapor de 2,5 bar e 6 bar para processo convencional (sem evaporação) para o caso base e cenário manual.**

	<b>Unidade</b>	<b>Caso Base</b>	<b>Cenário Manual</b>
Consumo de vapor	kJ/h	3,81E+08	2,49E+08
Vapor 2,5	kJ/h	3,12E+08	2,09E+08
Vapor 6	kJ/h	6,92E+07	4,03E+07
Vapor 2,5	t/h	142,8	95,8
Vapor 6	t/h	33,2	19,3

**Tabela 32 - Emissão de GEE em uma destilaria com processo convencional para o caso base e cenário manual.**

<b>Via de Emissão GEE</b>	<b>Base (t/h)</b>	<b>Cenário Manual (t/h)</b>
Fermentação	186.693	186.693
Combustão	105.303	77.697
Emissão CO <sub>2</sub> Total	291.996	264.390
Fração queima do bagaço	0,572	0,422

**Tabela 33 - Fração de bagaço excedente utilizado na geração de energia elétrica para turbina de extração condensação, vapor gerado para geração de energia elétrica, emissão de GEE na caldeira, energia elétrica gerada.**

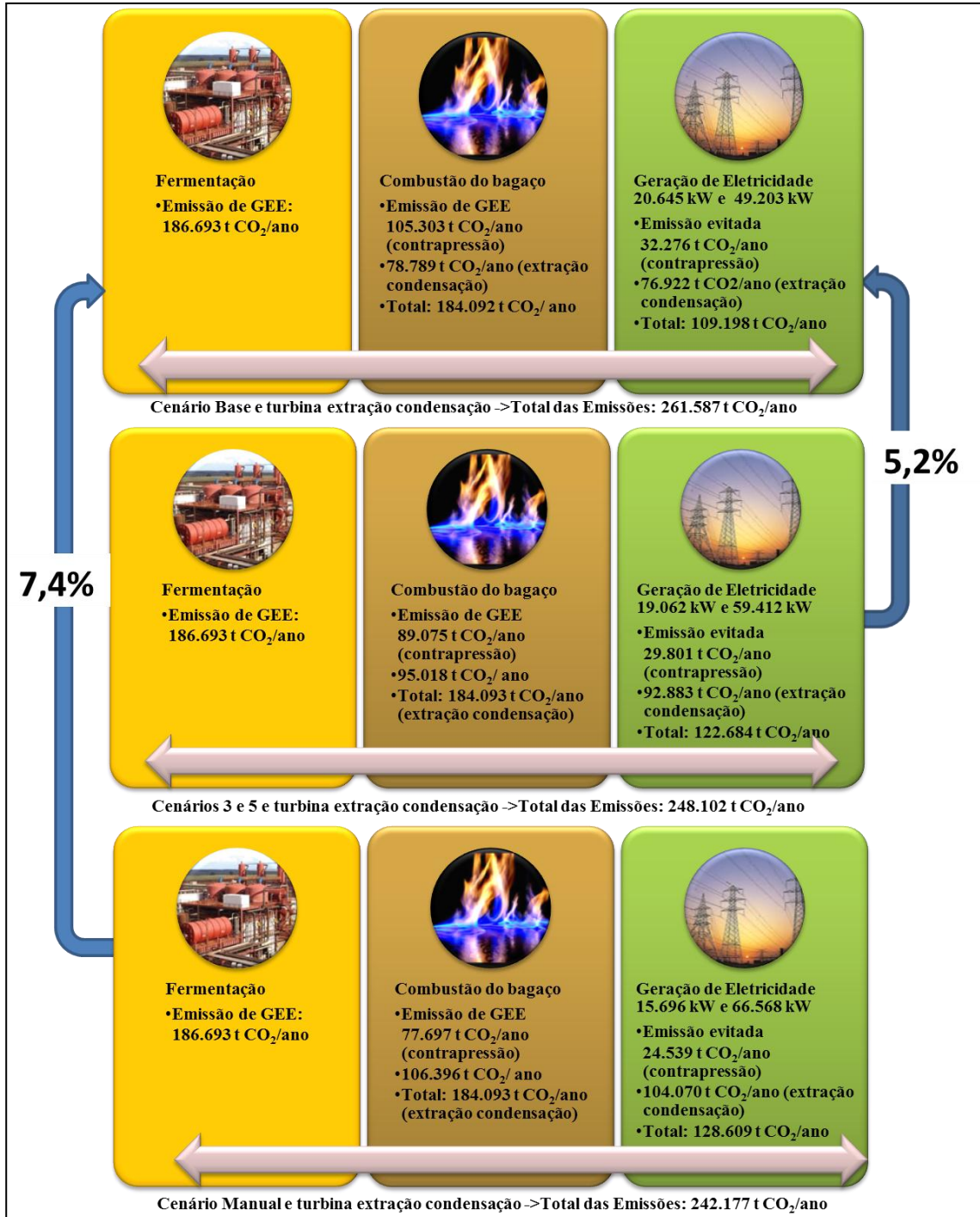
<b>Cenário</b>	<b>Fração Bagaço</b>	<b>Vapor Gerado (t/h)</b>	<b>Emissão extra GEE (t CO<sub>2</sub>/ ano)</b>	<b>Energia Elétrica (kW)</b>
Base	0,572	173,8	78.789	49.203
5	0,516	209,6	95.018	57.829
Manual	0,578	234,7	106.396	61.619

A atividade de cogeração de energia através de biomassa pode ser certificada em unidades de redução de emissões de GEE quando comparada com as emissões geradas em termoelétricas. A partir da metodologia para a geração de eletricidade através de fontes renováveis, foi determinada uma redução de GEE de 13.486 e de 19.411 t CO<sub>2</sub>/ ano para os cenários 5 e manual, respectivamente, e, conseqüentemente um crédito de carbono anual (U\$4,39/ t CO<sub>2</sub>) de \$ 59.203,54 e \$ 85.214,29. Além disso, o benefício anual na venda de energia elétrica para oito meses de safra a um preço médio de R\$180,72/ MWh (CÂMARA DE COMERCIALIZAÇÃO DE ENERGIA ELÉTRICA, 2013) referente a fevereiro de 2012 a fevereiro de 2013 para a região sudeste foi de R\$ 61.033.400 e R\$ 65.033.358 para os

cenários 5 e manual, respectivamente, considerando o déficit de energia elétrica causado na redução do produção do vapor de 2,5 bar para a turbina de contrapressão.

Considerando as emissões de GEE dentro das fronteiras da destilaria e do sistema de energia, os cenários estudados para a condição de cogeração com turbinas de contrapressão e extração condensação independentes apresentaram reduções de emissões de GEE (Figura 35).

**Figura 35 - Avaliação das emissões de GEE com dois tipos de turbinas em operação no processo convencional.**



Tanto os cenários 5 e manual com e sem o sistema de turbina extração condensação promoveram mitigações de GEE na mesma ordem de grandeza, 5,2% e 7,4% respectivamente. Isso se deve pelo fato de que o sistema com turbina extração condensação emitiu comparativamente a mesma quantidade de emissão gerada na combustão do bagaço com a emissão evitada pelo sistema de cogeração, anulando essas parcelas no balanço global de CO<sub>2</sub>. No final tem-se que a mitigação dos GEE foi favorecida pelo uso racional da energia térmica para o processo, isto é, a recuperação do calor promoveu uma redução do consumo de utilidades, beneficiando a geração de energia elétrica na turbina extração condensação.

Considerando os resultados até aqui, o investimento em sistema de cogeração com turbina extração condensação aliado a síntese da RTC apresentou ser bastante atrativo, pois gerou uma maior receita com a venda da energia elétrica e crédito de carbono comparado ao caso de venda do bagaço excedente para outras indústrias.

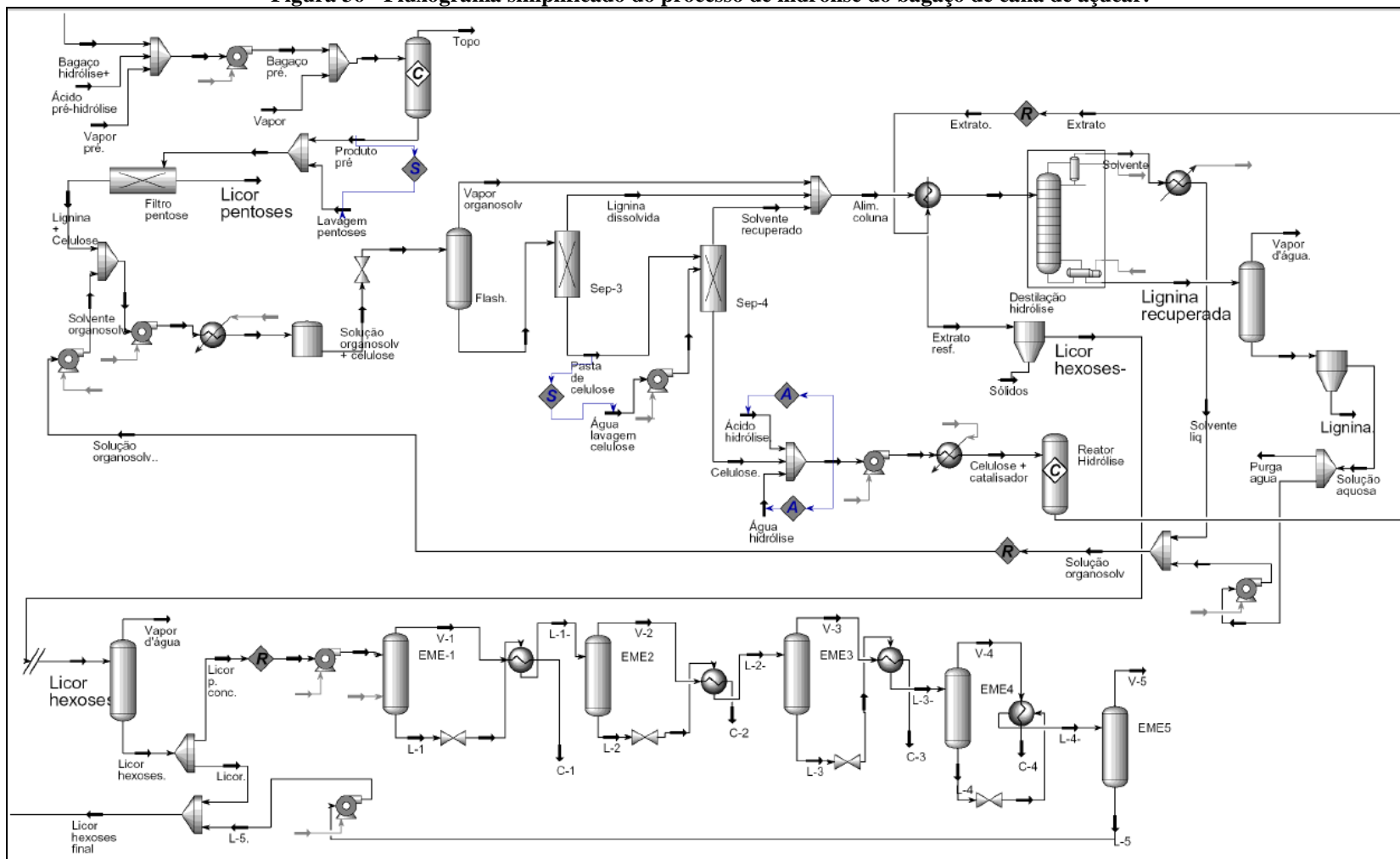
#### 4.1.4.2 Processo Integrado

A produção de etanol a partir da hidrólise do bagaço do tipo *Organosolv* com ácido diluído é fundamentada em três etapas: pré-hidrólise da hemicelulose, deslignificação através do solvente *Organosolv* e hidrólise da celulose. Maiores detalhes do processo de hidrólise podem ser consultados no trabalho de Dias (2008).

Basicamente, os dados do processo integrado foram os mesmos usados na análise do processo convencional, diferindo em pequenos acréscimos como mostrado na tabela 34, que são provenientes dos processos de evaporação e aquecimento do caldo hidrolisado, recuperação do solvente *Organosolv*, deslignificação e hidrólise dos materiais celulósicos e do aumento de produção de etanol. O fluxograma simplificado da hidrólise do bagaço é mostrado na Figura 36.

Os dados do processo integrado foram inseridos no software *Aspen Energy Analyzer*® conforme explicado anteriormente. A configuração do sistema de cogeração com turbina de contrapressão, utilidades quente e fria, coeficiente global de troca térmica e  $\Delta T_{\min}$  foram mantidas iguais ao estudo do processo convencional. Além disso, foi incluído o vapor de 22 bar, sendo este mais caro, 1000% do preço do vapor de 6 bar de forma a ser utilizado somente no processo de hidrólise devido à necessidade de alta temperatura na etapa de deslignificação e de hidrólise da celulose segundo Dias (2008).

**Figura 36 - Fluxograma simplificado do processo de hidrólise do bagaço de cana de açúcar.**



Fonte: Dias (2008, p.236).

**Tabela 34 - Dados das correntes de processo: temperaturas iniciais e finais, carga térmica de troca das correntes de processo para o estudo de caso II (processo integrado).**

Corrente		Descrição	T <sub>i</sub> (°C)	T <sub>f</sub> (°C)	Q (kJ/h)
H01	Quente	Caldo esterilizado	130	28	9,94E+07
H02	Quente	Vinho Fermentado	28	24	1,96E+07
H03	Quente	Vinhaça	112	35	9,87E+07
H04	Quente	Etanol anidro (condensador)	78	35	3,27E+07
H05	Quente	Vapores col. D (condensador)	107	50	3,78E+07
H06	Quente	Etanol hidratado col. B (condensador)	82	82	8,75E+07
H07	Quente	Etanol anidro col. Extrativa (condensador)	78	77,5	3,32E+07
H08	Quente	Licor hidrolizado	93	28	1,04E+07
H09	Quente	Solv. Organosolv (condensador)	87	81	2,27E+08
H10	Quente	Col. Recup Solvente (condensador)	133	131	2,03E+07
C01	Fria	Caldo Cru	30	70	7,58E+07
C02	Fria	Caldo causticizado	74	105	7,39E+07
C03	Fria	Caldo para esterilização	96	130	3,34E+07
C04	Fria	Vinho centrifugado	28	82	8,34E+07
C05	Fria	Vinhaça col. A (refervedor)	112	112,5	1,39E+08
C06	Fria	Flegmaça col. B (refervedor)	108	108,5	2,42E+07
C07	Fria	Fundo col. extrativa (refervedor)	111	137	3,04E+07
C08	Fria	Fundo col. recuperação (refervedor)	150	150,5	6,13E+06
C09	Fria	Deslignificação	77	180	1,15E+08
C10	Fria	Celulose p/ reator de hidrolise	77	205	7,17E+07
C11	Fria	Refervedor Col. Recup Solvente	152	152,5	1,01E+08

Fonte: Adaptado Dias (2008, p.250).

Após as informações do processo serem inseridas no software, foram obtidas a curva composta e a curva composta balanceada conforme visto nas Figuras 37 e 38 e os alvos da meta MER e das utilidades (Figuras 39 e 40).

Cinco cenários foram simulados (Apêndice G) através da ferramenta *Recommend Designs* com a divisão de até dez correntes. Dentre esses cenários, tem-se que os cenários 1, 3 e 5 apresentaram maior redução do consumo de energia na RTC, sendo que as informações sobre as configurações sugeridas pelo software encontram-se na tabela 35 em ordem decrescente de troca térmica.

A partir das informações da RTC obtidas pelo software, foram calculados o consumo de vapor e a energia elétrica produzida a partir do vapor de 2,5 bar (Tabela 36).

Figura 37 - Curva composta do estudo caso II (processo integrado).

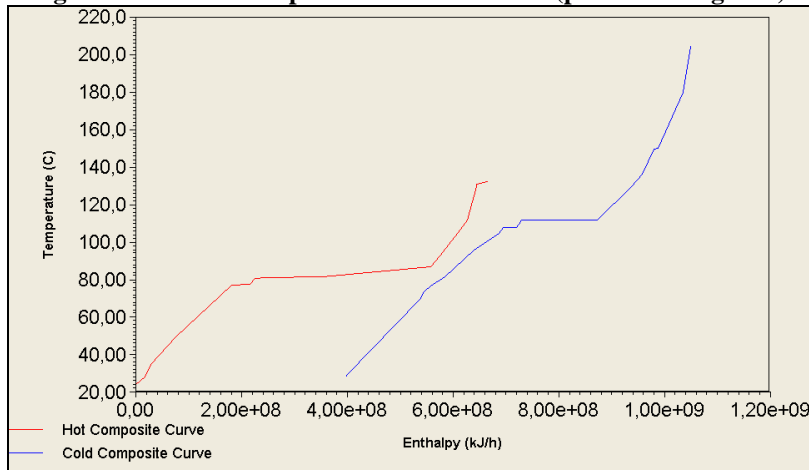


Figura 38 - Curva Composta Balanceada do estudo caso II (processo integrado).

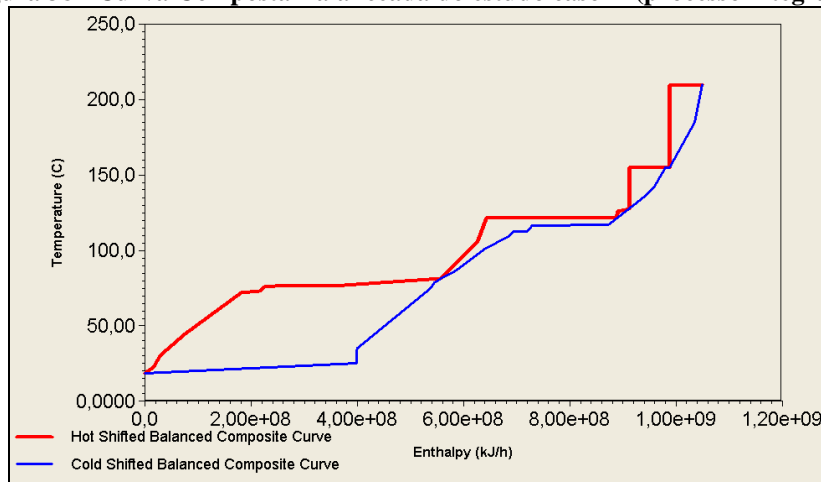


Figura 39 - Alvos de energia, unidades, área de troca térmica e temperatura Pinch obtidos pelo software Aspen Energy Analyzer® para o estudo de caso II (processo integrado).

Energy Targets		Area Targets		Pinch Temperature	
Heating [kJ/h]	3,853e+008	Counter Current [m2]	1,199e+005	Hot	Cold
Cooling [kJ/h]	3,990e+008	1-2 Shell & Tube [m2]	1,447e+005	160,5 C	150,5 C
Number of Units Targets		Cost Index Targets		133,0 C	123,0 C
Total Minimum	23	Capital [Cost]	2,249e+007	87,0 C	77,0 C
Minimum for MER	35	Operating [Cost/s]	6,285		
Shells	37	Total Annual [Cost/s]	6,515		

Figura 40 - Alvos das utilidades quentes de 2,5, 6 e 21 bar para o estudo de caso II (processo integrado).

Targets	Name	Load [kJ/h]	Cost Index [Cost/s]	Losses [kJ/h]	Outlet T [C]
Summary	Vapor2,5	2,465e+008	2,172e-003	0,0000	127,0
Utility Targets	Vapor6	7,539e+007	0,6641	0,0000	160,0
Plots/Tables	AguaRef	3,990e+008	3,514e-002	0,0000	20,00
	Vapor21	6,339e+007	5,583	0,0000	214,5
Heating target		3,853e+008 kJ	Cooling target		3,990e+008 kJ/
			Operating Cost Index		6,285 Cost/s

Tabela 35 - Configuração recomendada pelo software *Aspen Energy Analyzer*® para os cenários 1, 3 e 5 do estudo caso II (processo integrado).

Cenário 1		Cenário 3		Cenário 5	
C. Quente	C. Fria	C. Quente	C. Fria	C. Quente	C. Fria
H10	C.W	H10	C.W	H10	C.W
Vapor 2,5 bar	C06	Vapor 2,5 bar	C06	Vapor 2,5 bar	C06
H07	C.W	H07	C.W	H07	C.W
Vapor 2,5 bar	C03	Vapor 2,5 bar	C03	Vapor 2,5 bar	C03
H03	C05	H03	C05	H03	C05
Vapor 2,5 bar	C10	Vapor 2,5 bar	C10	Vapor 2,5 bar	C10
H01	C02	H01	C.W	H01	C.W
H10	C02	H01	C02	H01	C02
H08	C.W	H10	C02	H08	C.W
H04	C.W	H08	C.W	H04	C.W
H01	C.W	H04	C.W	Vapor 6 bar	C10
Vapor 6 bar	C10	Vapor 6 bar	C10	H10	C02
Vapor 22 bar	C11	Vapor 22 bar	C11	Vapor 22 bar	C11
Vapor 2,5 bar	C04	Vapor 2,5 bar	C04	Vapor 2,5 bar	C04
Vapor 22 bar	C10	Vapor 22 bar	C10	Vapor 22 bar	C10
Vapor 2,5 bar	C11	Vapor 2,5 bar	C11	Vapor 2,5 bar	C11
H03	C.W	H03	C.W	H03	C.W
Vapor 2,5 bar	C07	Vapor 2,5 bar	C07	Vapor 2,5 bar	C07
H03	C.W	H03	C.W	H05	C05
H05	C05	H05	C05	H02	C.W
H02	C.W	H02	C.W	H05	C.W
H01	C.W	Vapor 6 bar	C11	Vapor 6 bar	C11
Vapor 6 bar	C11	Vapor 2,5 bar	C08	Vapor 2,5 bar	C08
Vapor 2,5 bar	C08	H05	C.W	Vapor 2,5 bar	C06
H05	C.W	H09	C.W	H03	C.W
Vapor 2,5 bar	C10	Vapor 6 bar	C08	H09	C.W
H09	C.W	H01	C05	Vapor 6 bar	C08
Vapor 6 bar	C08	Vapor 6 bar	C09	Vapor 6 bar	C09
H01	C05	C01	C10	C01	C10
C01	C08	C01	C04	C01	C08
Vapor 6 bar	C09	C01	C08	C01	C04
C01	C10	H05	C.W	C01	C11
C01	C04	C01	C11	C01	C08
C01	C11	C01	C08	C01	C04
H05	C.W	Vapor 6 bar	C04	Vapor 6 bar	C04
Vapor 6 bar	C04	H01	C02	H01	C02
H01	C02	H01	C11	Vapor 6 bar	C08
H01	C10	H10	C.W	H01	C10

Outras considerações adotadas durante a análise de geração de energia elétrica foi o consumo de vapor de 2,5 bar para a evaporação do caldo para fermentação (processo convencional) e a evaporação do caldo hidrolisado (etapa do processo de hidrólise). Segundo Dias (2008) o consumo de vapor para o caldo hidrolisado é de 24,2 t/h e para o processo convencional é igual ao usado anteriormente.

Na tabela 36, todos os casos apresentaram um maior consumo de vapor de 2,5 bar comparado ao caso base. Porém, o consumo energético global do sistema foi 7,5% menor para os cenários 1, 3 e 5, recuperando mais energia do processo e reduzindo a queima do bagaço para a produção de vapor. Considerando os alvos da meta MER (Figura 40), valor mínimo de consumo, o consumo do vapor de 2,5 bar foi 44,6% maior, 6 bar 17,1% menor e 22 bar 15,8% menor.

Com o aumento de 51% (cenários 1, 3 e 5) do consumo do vapor de 2,5 bar referente ao caso base, foi possível produzir um excedente de energia elétrica (4.341 kW) e benefícios financeiros com a síntese da RTC. A venda dessa energia pode alcançar uma receita de R\$ 4.581.895 ao ano (com oito meses de safra) para um preço de venda de R\$180,72/ MWh.

As outras utilidades também foram otimizadas, sendo que houve uma economia de vapor de 6 bar de 69% e de vapor 21 bar de 18,7%.

**Tabela 36 - Consumo de vapor de 2,5 bar, 6 bar e 22 bar para processo (sem evaporação), de energia do processo e evaporação e geração de energia elétrica para o processo integrado de produção de etanol.**

Cenário	Vapor 2,5 bar (t/h)	Vapor 6 bar (t/h)	Vapor 22 bar (t/h)	Processo (kW)	Processo + Evap (kW)	E. Elétrica Gerada (kW)
Base	108,0	96,8	35,1	6,540E+04	1,147E+05	14.503
1	163,4	30,0	28,6	9,900E+04	1,483E+05	18.844
2	167,5	30,0	28,6	1,015E+05	1,508E+05	19.167
3	163,4	30,0	28,6	9,900E+04	1,483E+05	18.844
4	167,5	30,0	28,6	1,015E+05	1,508E+05	19.167
5	163,4	30,0	28,6	9,900E+04	1,483E+05	18.844

Conforme a equação 38 e a eficiência mecânica da turbina, os resultados do trabalho da turbina mostraram uma diferença de 5,6%, maior quando comparado ao caso do processo convencional. O acréscimo da carga de vapor gera um aumento da eficiência da turbina. Para este estudo, foi adotada a mesma eficiência considerada no estudo de integração energética para o processo convencional, que requer uma carga inferior de vapor. Desta forma, a análise da energia gerada pode conter um erro maior.



A emissão de GEE provenientes da queima do bagaço para geração de energia térmica necessária aos processos de evaporação, tratamento, esterilização do caldo e destilação do álcool hidratado foi calculada. Além disso, CO<sub>2</sub> gerado durante a fermentação das hexoses foi considerado também na análise.

Para o processo integrado, a produção sofreu um aumento de 17% e, conseqüentemente, um aumento na mesma proporção na emissão de GEE. A demanda de vapor nas outras etapas do processo com exceção da etapa de evaporação é impactada pela otimização da RTC. Assim, a redução da emissão é obtida pela recuperação de calor do processo.

O cálculo do bagaço queimado nas caldeiras levou em consideração as mesmas condições fornecidas ao estudo do processo convencional. No entanto, foi incluído um combustível extra, a torta de lignina, proveniente da etapa de deslignificação. A torta gerada no processo de hidrólise foi de 17 t/h (DIAS, 2008). O poder calorífico superior (PCS) utilizado da torta de lignina com 50% de umidade foi de 8563,3 kJ/kg (BERECHE, 2011).

Uma ressalva importante no trabalho de Dias (2008) foi a adoção da hipótese de 70% do bagaço para o processo de hidrólise. Assim, durante a determinação da massa de bagaço para caldeira não foi imposta nenhuma limitação da quantidade usada. A seguir, os resultados da análise de emissão GEE e fração do bagaço utilizado nas caldeiras encontram-se na tabela 37.

**Tabela 37 - Emissão de GEE em uma destilaria com processo integrado para o caso base e cenários.**

<b>Via de Emissão GEE</b>	<b>Base (t/ano)</b>	<b>Cenário 1 (t/ano)</b>	<b>Cenário 2 (t/ano)</b>	<b>Cenário 3 (t/ano)</b>	<b>Cenário 4 (t/ano)</b>	<b>Cenário 5 (t/ano)</b>
Fermentação	218.431	218.431	218.431	218.431	218.431	218.431
Combustão	115.404	107.290	109.148	107.290	109.148	107.290
Emissão CO <sub>2</sub> Total	333.835	325.721	327.579	325.721	327.579	325.721
Fração queima bagaço	0,627	0,583	0,593	0,583	0,593	0,583

Como esperado, os cenários 1, 3 e 5 obtiveram os melhores resultados na redução de emissão de GEE, mitigando em 8.114 t CO<sub>2</sub>/ ano (oito meses de safra) na queima evitada de bagaço, o que equivale a uma redução de emissão de 2,4% e um crédito de carbono de \$35.620,46.

Outra parcela que contribuiu na mitigação das emissões de GEE é a geração de eletricidade através do sistema de cogeração, permitindo que a geração de energia via

termoelétricas seja evitada. Seguindo a mesma metodologia apresentada no Anexo, a redução das emissões foi de 6.787 t CO<sub>2</sub>/ano, gerando crédito de carbono de \$29.788,79.

Verificando mais detalhadamente os benefícios obtidos após otimização da RTC, observa-se que o uso de bagaço para produção de vapor foi reduzido em 7,0%, sendo possível a utilização do excedente em outras atividades. No entanto, o uso de 70% do bagaço no processo de hidrólise gera um excedente de 30% para produção de vapor e considerando os cenários estudados, acarreta a necessidade de compra de bagaço de outras usinas e destilarias. Outra solução é reduzir a fração de bagaço para a hidrólise de forma que a quantidade de bagaço não seja o limitante. Excluindo essa limitação do bagaço, o saldo foi positivo após a otimização da rede, pois a emissão de CO<sub>2</sub> foi reduzida dentro da destilaria e houve geração de energia elétrica através de uma fonte renovável.

Para os cenários estudados, a Figura 41 apresenta os processos segundo as emissões de GEE geradas e evitadas. A mitigação de GEE associado ao estudo de síntese de RTC e cogeração de energia contribui na redução da queima do bagaço e na geração extra de eletricidade, obtendo uma redução global das emissões de GEE de 4,8%.

**Figura 41 - Avaliação das emissões de GEE para os cenários estudados para o processo integrado.**



## CAPÍTULO 5: CONCLUSÃO

A partir do estudo caso I verificou-se que as ferramentas AR e ARD apresentaram cenários de reprojeto financeiramente viáveis e de retorno razoavelmente rápido (menor que dois anos) dependendo da matriz energética da planta. Um fator decisivo a viabilidade do projeto é o preço da energia, sendo que combustíveis mais caros promovem um retorno mais rápido com lucro para todos os capitais investidos.

De forma geral, o software foi relativamente fácil de utilizar. No entanto, apresentou algumas dificuldades durante o seu uso:

- a) índices disponíveis TAC e *Payback* simples não são considerados os melhores índices para avaliação de viabilidade de um projeto, pois não apresentam as variações e projeções de preço de energia para diferentes combustíveis, fator inflacionário, como também a inclusão de novos fluxos de caixas como o crédito de carbono;
- b) indisponibilidade de alteração do custo de instalação da RTC.

As análises financeiras foram realizadas em planilhas de *Excel* para o cálculo de *Payback* descontado e VPL com e sem a contribuição do crédito de carbono. Dentre estas análises, verificou-se que o crédito de carbono é sempre positivo. Isso significa que uma entrada positiva ao fluxo de caixa torna mais atrativo o investimento.

O estudo de caso II refere-se a um trabalho de síntese de RTC em uma destilaria de álcool etílico através da fermentação das hexoses da cana de açúcar para o processo convencional e para a hidrólise do bagaço da cana integrado ao processo convencional.

Primeiramente, foi estudado um processo convencional de álcool etílico com sistema de cogeração através de turbina de contrapressão. Para esta configuração tem-se que a quantidade gerada de energia elétrica é uma função da demanda de vapor para o processo. Assim, dentre os cenários propostos foi avaliado a possibilidade de gerar mais energia elétrica através do consumo de vapor de 2,5 bar em detrimento do vapor de 6 bar.

O melhor cenário obtido através do *Aspen Energy Analyzer*®:

- a) não apresentou um aumento de consumo de vapor de 2,5 bar em comparação ao caso base (DIAS, 2008);

- b) houve uma redução do consumo de vapor de 10,5% para 2,5 bar e 62,7% para 6 bar, correspondendo ao objetivo da síntese da RTC, causando um excedente de bagaço de 5,6% e evitando a emissão de 16.228 t CO<sub>2</sub>/ ano;
- c) o objetivo proposto de redução de emissões de GEE foi alcançado, porém financeiramente gerou uma redução de 1.583 kW de energia elétrica;
- d) a redução de energia elétrica deve-se principalmente à configuração do sistema de cogeração de energia, em que está atrelado ao consumo de vapor para o processo, e logicamente, qualquer recuperação de calor do processo proporcionará um déficit de energia elétrica.

Algumas dificuldades deparadas ao longo do trabalho foram:

- a) incluir o benefício do consumo de 2,5 bar em um sistema de cogeração no simulador *Aspen Energy Analyzer*®. Uma forma de contornar essa dificuldade foi inserir um preço fictício da utilidade de 2,5 bar muito inferior ao preço da utilidade de 6 bar. Mesmo assim os cenários gerados pelo software não apresentaram um consumo maior para a utilidade de 2,5 bar;
- b) avaliar o custo de capital. A falta de informações sobre os coeficientes de troca térmica das correntes e detalhamento de *layout* da destilaria não permitiram a definição de um custo de capital apropriado;
- c) avaliar o custo operacional. O bagaço é um subproduto da destilaria. Assim, o custo das utilidades foram baseadas no valor padrão fornecido pelo software para a utilidade de 6 bar e um valor reduzido para 2,5 bar, de forma a promover o maior consumo deste último;
- d) configurações da RTC. Em virtude do preço baixo de energia, as configurações obtidas pelo simulador apresentaram menor recuperação energética devido ao menor investimento de capital. Assim, foi feita uma simulação manual de forma aumentar a eficiência energética da RTC.

O cenário simulado manualmente resultou em uma maior recuperação de energia da RTC comparado aos cenários obtidos pelo *Aspen Energy Analyzer*®, gerando:

- a) uma redução de 32,9% de vapor de 2,5 bar e 41,7% de vapor de 6 bar, 6,6% de tonelada de CO<sub>2</sub> por ano;
- b) um aumento do excedente do bagaço de 26,2%;

c) um déficit de energia de 4949 kW comparado ao caso base.

Em função da redução de energia elétrica, foi investigada a possibilidade de gerar energia elétrica através de uma turbina de extração condensação para a queima de todo o bagaço excedente para os cenários 5 e manual.

Nessa configuração de cogeração a energia elétrica gerada é independente do consumo de vapor para o processo, dependendo somente da quantidade de bagaço disponível para a queima. Os resultados obtidos geraram:

- a) uma redução da emissão de GEE em 13.486 (cenário 5) e 19.411 t CO<sub>2</sub> por ano (cenário manual). No balanço de emissões de CO<sub>2</sub>, o processo de fermentação e combustão do bagaço são fontes emissoras de CO<sub>2</sub> e o processo de geração de eletricidade contribuiu para evitar emissões provenientes de usinas termoelétricas. Considerando as emissões dentro das fronteiras da destilaria e termoelétricas, os cenários apresentaram uma mitigação da ordem de 3,5%;
- b) uma receita anual de R\$61.033.399,81 (cenário 5) na venda de 57.829 kW e R\$65.033.358,06 (cenário manual) na venda de 61.619kW de energia elétrica considerado o impacto negativo da turbina de contrapressão e um crédito de carbono através da emissão evitada de \$59.203,54 e \$85.214,29.

A turbina de extração condensação apresentou melhores cenários econômicos e de obtenção de crédito de carbono comparado aos cenários da turbina de contrapressão, sendo uma tendência encontrada em usinas e destilarias para melhorar o desempenho energético e financeiro do setor sucroalcooleiro. Apesar de gerar uma emissão de CO<sub>2</sub> extra na produção de energia elétrica, o bagaço é uma biomassa, assim impacto negativo da emissão extra ao meio ambiente é desonerado pela reabsorção do CO<sub>2</sub> no processo de fotossíntese da cana de açúcar.

Para o estudo do processo de hidrólise do bagaço integrado ao processo convencional, foi obtido um aumento da produção de álcool etílico de 17%, sendo destinados 70% do bagaço para o processo de hidrólise (DIAS, 2008). Neste processo ocorre um consumo extra de vapor devido às etapas de deslignificação, hidrólise da celulose e evaporação do caldo hidrolisado, como também na destilação do etanol hidratado e anidro decorrente do aumento de produção.

Os cenários obtidos pelo software mostraram um maior consumo de vapor de 2,5 bar em detrimento dos vapores de 6 e 22 bar. Logo, esses cenários apresentaram uma

geração de excedente de energia elétrica e conseqüentemente uma receita de R\$ 4.581.895 ao ano obtido pela síntese da RTC para os melhores cenários. O consumo energético global do sistema foi 7,5% menor, resultando em 7,0% de redução da queima do bagaço para produção de vapor e, portanto 4,8% das emissões de GEE com o crédito de carbono de \$ 65.409,25 ao ano.

O retorno financeiro do crédito de carbono ao fluxo de caixa do investimento da RTC é menor comparado à venda de energia elétrica excedente após a síntese. Apesar disso, projetos ligados a MDL além de contribuir para mitigação do aquecimento global, apresenta a responsabilidade do setor sucroalcooleiro em minimizar os impactos ambientais gerados em suas cadeias produtivas e socialmente demonstra o comprometimento sustentável das indústrias do setor.

Aliado aos cenários de reprojeto financeiramente viáveis, o estudo de síntese de RTC associado a uma meta de redução de emissão de carbono apresentou ser uma ferramenta importante para empresas e indústrias que tentam se enquadrar em um modelo de ecoeficiência, e concomitantemente, adequando as indústrias às novas exigências de mercado e ambiental.

## REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ADAHL, A.; HARVEY, S.; BERNTSSON, T. Process industry energy retrofits: the importance of emission baselines for greenhouse gas reductions. **Energy Policy**, Holanda, v.32, n.12, p.1375-1388, 2004.

AHMAD, S. **Heat exchanger networks: Cost trade-offs in energy and capitals**. 1985. Tese (Ph.D) - University of Manchester Institute of Science and Technology, Reino Unido, 1985.

BAKHTIARI, B.; SERGE, B. Retrofitting heat exchanger networks using a modified network pinch approach. **Applied Thermal Engineering**, Reino Unido, v.51, p.973-979, 2013.

BANCO NACIONAL DE DESENVOLVIMENTO ECONÔMICO E SOCIAL (BNDES). **Programa Desenvolvimento Limpo**. Disponível em: <[http://www.bndes.gov.br/SiteBNDES/bndes/bndes\\_pt/Institucional/Apoio\\_Financeiro/Programas\\_e\\_Fundos/Fundos\\_Investimento/desenvolvimento\\_limpo.html](http://www.bndes.gov.br/SiteBNDES/bndes/bndes_pt/Institucional/Apoio_Financeiro/Programas_e_Fundos/Fundos_Investimento/desenvolvimento_limpo.html)>. Acesso em: 17/03/2013a.

BANCO NACIONAL DE DESENVOLVIMENTO ECONÔMICO E SOCIAL (BNDES). **MECANISMO DE DESENVOLVIMENTO LIMPO FORMULÁRIO DO DOCUMENTO DE CONCEPÇÃO DE PROJETO**. Disponível em: <[http://www.mct.gov.br/upd\\_blob/0018/18128.pdf](http://www.mct.gov.br/upd_blob/0018/18128.pdf)>. Acesso em: 17/03/2013b.

BERECHE, R.P. **Modelagem e integração energética do processo de produção de etanol a partir da biomassa de cana-de-açúcar**. 2011. 287p. Tese (Doutorado em Engenharia Mecânica) - Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2011. Disponível em: <<http://www.bibliotecadigital.unicamp.br/document/?code=000803521>>. Acesso em: 23/01/2013.

BRASIL. Centro de Gestão e Estudos Estratégicos (CGEE). **Manual de capacitação - Mudança Climática e Projetos de Mecanismo de Desenvolvimento Limpo**. Brasília, 2008. 278p. Disponível em: <<http://www.esalq.usp.br/biblioteca/PDF/cgee.pdf>>. Acesso em: 15/01/2013.

BRASIL. Companhia Ambiental do Estado de São Paulo (CETESB). **Mudança do clima 1995: A ciência da mudança do clima**. Brasília, 2000. 56p. Disponível em: <[http://www.cetesb.sp.gov.br/userfiles/file/mudancasclimaticas/proclima/file/publicacoes/politica\\_economia/portugues/mudanca\\_clima\\_1995.pdf](http://www.cetesb.sp.gov.br/userfiles/file/mudancasclimaticas/proclima/file/publicacoes/politica_economia/portugues/mudanca_clima_1995.pdf)>. Acesso em: 27/05/2013.

BRASIL. Ministério da Ciência E Tecnologia. **Protocolo de Quioto**. Disponível em: <[http://mudancasclimaticas.cptec.inpe.br/~rmclima/pdfs/Protocolo\\_Quito.pdf](http://mudancasclimaticas.cptec.inpe.br/~rmclima/pdfs/Protocolo_Quito.pdf)>. Acesso em: 17/03/2013.

CÂMARA DE COMERCIALIZAÇÃO DE ENERGIA ELÉTRICA (CCEE). Disponível em: [http://www.ccee.org.br/portal/faces/pages\\_publico/o-que-fazemos/produtos/precos/historico\\_preco\\_semanal?\\_afLoop=405729699961000&\\_afWindowMode=0&\\_afWindowId=xizlevo1\\_47%40%3F\\_afWindowId%3Dxizlevo1\\_47%26\\_afLoop%3D405729699961000%26\\_afWindowMode%3D0%26\\_adf.ctrl-state%3Dxizlevo1\\_63](http://www.ccee.org.br/portal/faces/pages_publico/o-que-fazemos/produtos/precos/historico_preco_semanal?_afLoop=405729699961000&_afWindowMode=0&_afWindowId=xizlevo1_47%40%3F_afWindowId%3Dxizlevo1_47%26_afLoop%3D405729699961000%26_afWindowMode%3D0%26_adf.ctrl-state%3Dxizlevo1_63). Acesso em: 22/02/2013.

CERDA, J.; WESTERBERG, A. W. Minimum utility usage in heat exchanger network synthesis: a transportation problem. **Chemical Engineering Science**, Holanda, v.28, n.3, p.373-387, 1982.

CHEMICAL PROCESS DESIGN. **Aspen Energy Analyzer Reference Guide**. 2009. 148p. Disponível em: <[http://chemelab.ucsd.edu/aspendocs/v7/energy/AspenEnergyAnalRefGuideV7\\_1.pdf](http://chemelab.ucsd.edu/aspendocs/v7/energy/AspenEnergyAnalRefGuideV7_1.pdf)>. Acesso em 18/01/2013.

COBERT, R. W. Industrial heat exchange networks. **Chemical Engineering Progress**, Estados Unidos, v.78, n.7, p.47-54, 1982.

CROFT, N. APCER BRASIL. **O modelo de gestão de energia de acordo com a norma ISO 50001**. Disponível em: <<http://www.apcer.com.br>>. Acesso em: 30/09/2012.

DAICHENDT, M.M.; GROSSMANN, I.E. Preliminary screening procedure for the MINLP synthesis of process systems - II. Heat exchanger networks. **Computers & Chemical Engineering**, Holanda, v.18, n.8, p.679-709, 1994.

DIAS, M.O.S. **Simulação do processo de produção de etanol a partir do açúcar e do bagaço visando a integração do processo e a maximização da produção de energia e excedentes de bagaço**. 2008. 253p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) - Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2008. Disponível em: <<http://www.bibliotecadigital.unicamp.br/document/?code=vtls000448321>>. Acesso em: 26/03/2013.

DOUGLAS, J. M. A hierarchical decision procedure for process synthesis. **AIChE Journal**, Estados Unidos, v.31, p.353-362, 1985.

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

FUNDAÇÃO GÉTULIO VARGAS. **O Mecanismo de Desenvolvimento Limpo – MDL: guia de orientação**. Disponível em: <[http://r0.unctad.org/ghg/download/other/Guia\\_vers%E3o%20final%20Fatima.pdf](http://r0.unctad.org/ghg/download/other/Guia_vers%E3o%20final%20Fatima.pdf)>. Acesso em: 18/02/2013.

G1 O PORTAL DE NOTÍCIAS DA GLOBO. **São Paulo arrecada R\$ 4,4 milhões no 3º leilão de créditos do carbono**. Disponível em: <<http://g1.globo.com/sao-paulo/noticia/2012/06/sao-paulo-arrecada-r-44-milhoes-no-3-leilao-de-creditos-do-carbono.html>>. Acesso em: 17/02/2012.

GUNDERSEN, T.; NAESS, L. The synthesis of cost optimal heat exchange networks: an industrial review of the state of the art. **Computers & Chemical Engineering**, Holanda, v.12, n.6, p.503, 1988.

HOHMANN, E. C. **Optimum networks for heat exchange**. 1971. 140f. Tese (Ph.D) - University of Southern, Los Angeles, 1971.

ISAFIADE, A. J; FRASER, D. M. Interval-based MINLP superstructure synthesis of heat exchange networks. **Chemical Engineering Research and Design**, Reino Unido, v.86, n.3, p.245-257, 2008.



JEGEDE, F.O.; POLLEY, G. T. Capital cost targets for networks with non-uniform. **Computers & Chemical Engineering**, Holanda, v.16, n.5, p.477–495, 1992.

JEZOWSKI, J. Exchanger network grassroots and retrofit design. The review of the state-of-the-art: Part I. Heat exchanger network targeting and insight based methods of synthesis. **Hungarian Journal of Industrial Chemistry**, Veszprem, v.22, n.1, p.279-294, 1994a.

JEZOWSKI, J. Exchanger network grassroots and retrofit design. The review of the state-of-the-art: Part II. Heat exchanger network synthesis by mathematical methods and approaches for retrofit design. **Hungarian Journal of Industrial Chemistry**, Veszprem, v.22, n.1, p.295-308, 1994b.

JURAS, I. A. G. M. Câmara dos Deputados. **Consultoria Legislativa: créditos de Carbono**. Brasília, 2009. 11p. Disponível em: <[http://bd.camara.gov.br/bd/bitstream/handle/bdcamara/1024/creditos\\_carbono\\_juras.pdf](http://bd.camara.gov.br/bd/bitstream/handle/bdcamara/1024/creditos_carbono_juras.pdf)>. Acesso em: 15/01/2013.

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

KOBAYASHI, S.; UMEDA, T.; ICHIKAWA, A. A. Synthesis of optimal heat exchange systems: an approach by the optimal assignment problem in linear programming. **Chemical Engineering Science**, Holanda, v.26, n.9, p.1367-1380, 1971.

KRAVANJA, Z.; GLAVIC, P. Cost targeting for HEN through simultaneous optimization approach: A unified pinch technology and mathematical programming design of large HEN. **Computers & Chemical Engineering**, Holanda, v.21, n.8, p.353-833, 1997.

LANG, Y. D.; BIEGLER, L. T.; GROSSMANN, I. E. Simultaneous Optimization and Heat Integration with Process Simulators. **Computers & Chemical Engineering**, Holanda, v.12, p.107, 1988.

LI, B.H.; CHANG, C. T. Retrofitting heat exchanger networks based on simple pinch analysis. **Industrial & Engineering Chemistry Research**, Estados Unidos, v.49, n.8, p.3967-3971, 2010.

LINNHOFF, B. Pinch analysis a state of the art overview. **Chemical Engineering Research & Design**, Elmsford, v.71, n.A, p.503-522, 1993.

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

LINNHOFF, B.; AHMAD, S.; SMITH, R. Cost optimum heat exchanger networks: 2. Targets and design for detailed capital cost models. **Computers & Chemical Engineering**, Holanda, v.14, n.7, p.751-767, 1990.

LINNHOFF, B. *et al.* **A user guide on process integration for the efficient use of energy**. Londres: The Institute of Chemical Engineers, 1982.

- LINNHOFF, B.; FLOWER, J. R. Synthesis of heat exchange networks: I. Systematic generation of optimal networks. **AIChE Journal**, Estados Unidos, v.24, n.4, p.633-642, 1978a.
- LINNHOFF, B.; FLOWER, J. R. Synthesis of heat exchange networks: II. Evolutionary generation of optimal networks with various criteria of optimality. **AIChE Journal**, Estados Unidos, v.24, n.4, p.642-654, 1978b.
- LINNHOFF, B.; HINDMARSH, E. The pinch design method for heat exchanger networks. **Chemical Engineering Science**, Estados Unidos, v.38, n.5, p.754-763, 1983.
- LINNHOFF, B. and TOWNSEND, D.W. **Designing Total Energy Systems by Systematic Methods**. Londres, Reino Unido, I.Chem. E/SCI Conf, 1981.
- LINNHOFF, B.; TUNER, J. A. Heat recovery networks: new insights yield big savings. **Chemical Engineering**, Estados Unidos, v. 88, n.22, p.56-70, 1981.
- LINNHOFF, B.; TUNER, J. A. Simple Concepts in progress synthesis give energy saving and elegant designs. **The Chemical Engineer**, Londres, n.10, p.742-746, 1980.
- MAHMOUD, A.; SHUHAIMI, M.; SAMED, M.A. A combined process integration and fuel switching strategy for emissions reduction in chemical process plants. **Energy**, Reino Unido, v.34, p.190-195, 2009.
- MASSO, A. H; RUDD, D. F. The synthesis of system design: II. Heuristic structuring. **AIChE Journal**, Estados Unidos, v.15, n.1, p.10-17, 1969.
- NEMET, A; KLEMES, J.J.; KRAVANJA, Z. Minimisation of a heat exchanger networks cost over its lifetime. **Energy**, Reino Unido, v.45, p.264-276, 2012.
- NISHIDA, N.; STEPHANOPOULOS, G; WESTERBERG, A. W. A review of process synthesis. **AIChE Journal**, Estados Unidos, v.27, n.3, p.321-351, 1981.
- NORDMAN, R.; BERNTSSON, T. Use of advanced composite curves for assessing cost-effective HEN retrofit I: Theory and concepts. **Applied Thermal Engineering**, Reino Unido, v.29, p.275-281, 2009.
- OLIVEIRA, A. B. **Avaliação da Eficiência Energética em Sítio Industrial Utilizando Análise Pinch com Heurísticas e Técnicas de Projeto**. 2005. 122f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) - Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química, Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2007.
- PAPOULAIS, S. A; GROSSMANN, I. E. A Structural Optimization Approach in Process Synthesis - III. Total processing system. **Computers & Chemical Engineering**, Holanda, v.7, n.6, p.723-734, 1983.
- PETERSON, J.F.; MANN W.L. Steam System Design: How it evolves. **Chemical Engineering**, Estados Unidos, v.92, n.21, p.62-74, 1985.
- PONCE-ORTEGA, J.M.; SERNA-GONZALEZ, M.; JIMENEZ-GUTIERREZ, A. Synthesis of heat exchanger networks with optimal placement of multiple utilities. **Industrial & Engineering Chemistry Research**, Estados Unidos, v.49, p.2849-2856, 2010.

PONTON, J. W.; DONALDSON, R. A. B. A fast method for the synthesis of heat exchanger networks. **Chemical Engineering Science**, Holanda, v.29, n.12, p.2375-2377, 1974.

RAFAEL, J. M. B. F. **Aplicação de ferramentas de simulação de processos**. 2011. 90f. Dissertação (Mestrado em Área Departamental de Engenharia Química) - Instituto Superior de Engenharia de Lisboa, Lisboa, 2011. Disponível em: <<http://hdl.handle.net/10400.21/1131>>. Acesso em: 16/01/2013.

RAVAGNANI, MAURO A. S. S.; SUÁREZ, JOSÉ A. C. **Redes de Trocadores de Calor**. Maringá: Eduem, 2012. 472 p.

REV, E.; FONYO, Z. Additional pinch phenomena providing improved synthesis of heat exchange networks. **Hungarian Journal of Industrial Chemistry**, Veszprem, v.14, n.1, p.181-201, 1986a.

REV, E.; FONYO, Z. Hidden and pseudo pinch phenomena and relaxation in the synthesis of heat-exchange networks. **Computers & Chemical Engineering**, Holanda, v.10, n.6, p.601-607, 1986b.

REZA, H.; REZA, M.; HASSAN, O.M. Cost effective heat exchanger network design with mixed materials of construction. **Iranian Journal of Chemistry and Chemical Engineering**, Irã, v.23, n.2, p.89-100, 2004.

ROCHA, L.P. Biocombustíveis: uma alternativa eficaz e menos agressiva ao meio ambiente. **Bolsista de Valor: Revista de divulgação do Projeto Universidade Petrobras e IF Fluminense**, Rio de Janeiro, v.2, n.1, p.77-87, 2012.

SERNA-GONZALEZ, M; JIMENEZ-GUTIERREZ, A.; PONCE-ORTEGA, J.M. Targets for heat exchanger network synthesis with different heat transfer coefficients and non-uniform exchanger specifications. **Chemical Engineering Research & Design**, Elmsford, v.85, n.10, p.1447-1457, 2007.

SERNA-GONZALEZ, M; PONCE-ORTEGA, J.M.;BURGARA-MONTERO, O.Total cost targeting for heat exchanger networks including pumping costs. **Computer Aided Chemical Engineering**, Holanda, v.28, p.1135-1140, 2010.

SHETHNA, H.K.; JEZOWSKI, J.M.; CASTILLO, F. J. L. A new methodology for simultaneous optimization of capital and operating cost targets in heat exchanger network design. **Applied Thermal Engineering**, Reino Unido, v.20, n.15-16, p.1577-1587, 2000.

SMITH, R. **Chemical process design and integration**. Chichester: John Wiley & Sons, 2005. 687p.

SOUSA, E.L et. al. União da Indústria de cana de açúcar (UNICA). **Etanol e Bioeletricidade: A cana de açúcar no futuro da matriz energética**. São Paulo, 2009. 46p. Disponível em: <[www.unica.com.br/download.php?idSecao=17&id=43684046](http://www.unica.com.br/download.php?idSecao=17&id=43684046)>. Acesso em: 12/04/2013.

SOUZA, M.R. *et al.* **Geração de eletricidade a partir de biomassa e biogás**. 2007. 75p. Disponível em: <<http://www.saneamento.sp.gov.br/noticias/set-07/TR8%20Relat%C3%B3rio%20-%20Minuta.pdf>>. Acesso em: 08/04/2013.

SUN, K. N.; ALWI, S. R. W.; MANAN, Z. A. Heat exchanger network cost optimization considering multiple utilities and different types of heat exchangers. **Computers & Chemical Engineering**, Holanda, v. 49, p.194-204, 2013.

TAMIETTI, R. P. **Análise de viabilidade financeira em projetos de eficiência energética**. Engeweb: Belo Horizonte, 2011. 161p.

TAN, R.R.; FOO, D.C.Y. Pinch analysis approach to carbon-constrained energy sector planning. **Energy**, Reino Unido, v.32, p.1422-1429, 2007.

TRIVEDI, K. K.; O'NEIL, B.K.; ROACH, J. R. Synthesis of heat exchangers networks featuring multiple pinch points. **Computers & Chemical Engineering**, Holanda, v.13, n.3, p.291-294, 1989.

ULRICH, G. D.; VASUDEVAN, P. T. Engineering Practice: How to Estimate Utility Costs. **Chemical Engineering**, Estados Unidos, p.66-69, 2006. Disponível em: <<http://chemeng.mcmaster.ca/courses/che4w4/vm4W4/Estimate%20utility%20Costs%20Apr106EngPractice.pdf>>. Acesso em: 18/02/2013.

UMEDA, T.; ITOH, J.; SHIROKO, K. Heat exchange system synthesis. **AIChE Journal**, Estados Unidos, v.74, n.7, p.70-76, 1978.

UNITED NATIONS FRAMEWORK CONVENTION ON CLIMATE CHANGE (UNFCCC). **Clean Development Mechanism: CDM Methodology** booklet. 4. ed. 2012. 264p. Disponível em: <[http://cdm.unfccc.int/methodologies/documentation/meth\\_booklet.pdf#AMS-II.D.](http://cdm.unfccc.int/methodologies/documentation/meth_booklet.pdf#AMS-II.D.)>. Acesso em: 18/02/2013.

UNITED NATIONS FRAMEWORK CONVENTION ON CLIMATE CHANGE (UNFCCC). **UNFCCC/CCNUCC: Indicative simplified baseline and monitoring methodologies for selected small-scale CDM project activity categories**. Versão 12. 2009a. 4p. Disponível em: <[http://cdm.unfccc.int/filestorage/7/P/F/7PFK2TOWNXUI035ZRSQBQLA9V1MD8E/EB51\\_repan16\\_AMS-II.D\\_ver12.pdf?t=Zlh8bWp2ZXRrfDCyhZvRPzhgHn876tUtJRRp](http://cdm.unfccc.int/filestorage/7/P/F/7PFK2TOWNXUI035ZRSQBQLA9V1MD8E/EB51_repan16_AMS-II.D_ver12.pdf?t=Zlh8bWp2ZXRrfDCyhZvRPzhgHn876tUtJRRp)>. Acesso em: 18/02/2013.

UNITED NATIONS FRAMEWORK CONVENTION ON CLIMATE CHANGE (UNFCCC). **Methodological Tool: Tool to determine the baseline efficiency of thermal or electric energy generation systems**. Versão 1. 2009b. 7p. Disponível em: <[http://cdm.unfccc.int/EB/048/eb48\\_repan12.pdf](http://cdm.unfccc.int/EB/048/eb48_repan12.pdf)>. Acesso em: 18/02/2013.

UNITED NATIONS FRAMEWORK CONVENTION ON CLIMATE CHANGE (UNFCCC). **Methodological Tool: Tool to determine the remaining lifetime of equipment**. Versão 1. 2009c. 5p. Disponível em: <<http://cdm.unfccc.int/methodologies/PAmethodologies/tools/am-tool-10-v1.pdf>>. Acesso em: 18/02/2013.

UNITED STATES AMERICA. Department of energy. **A Best Practices Steam Technical Brief: How to Calculate The True Cost of Steam**. 2003. 13p. Disponível em: <[http://www1.eere.energy.gov/manufacturing/tech\\_deployment/pdfs/tech\\_brief\\_true\\_cost.pdf](http://www1.eere.energy.gov/manufacturing/tech_deployment/pdfs/tech_brief_true_cost.pdf)>. Acesso em: 18/02/2013a.

UNITED STATES OF AMERICA. Energy Information Administration. **Energy Prices by Sector and Source United States**. Disponível em: <<http://www.eia.gov/oiaf/aeo/tablebrowser/#release=AEO2013ER&subject=0-AEO2013ER&table=3-AEO2013ER&region=1-0&cases=full2012-d020112c,early2013-d102312a>>. Acesso em: 04/02/2013b.

UNITED STATES OF AMERICA. Environmental Protection Agency (EPA). **Climate leaders greenhouse gas inventory protocol offset project methodology for project type: Industrial boiler efficiency (Industrial Process Applications)**. Versão 1.3. 2008. 29p. Disponível em: <[http://www.epa.gov/climateleadership/documents/resources/industrial\\_boiler\\_protocol.pdf](http://www.epa.gov/climateleadership/documents/resources/industrial_boiler_protocol.pdf)>. Acesso em: 18/02/2013.

WELLS, G.; HODGKINSON, M. The heat content diagram way to heat exchanger networks. **Processing Engineering**, Estados Unidos, v.1, n.1, p.59-67, 1977.

WOOLEY, R.J., PUTSCHE, V. **Development of an ASPEN PLUS physical property database for biofuels components**. 1996. Disponível em: <[www.p2pays.org/ref/22/21210.pdf](http://www.p2pays.org/ref/22/21210.pdf)>. Acesso em: 01/04/2013.

YEE, T. F.; GROSSMANN, I. E. Simultaneous optimization models for heat Integration: II. Heat exchanger network synthesis. **Computers & Chemical Engineering**, Holanda, v.14, n.10, p.1165-1184, 1990b.

YEE, T. F.; GROSSMANN, I. E.; KRAVANJA, Z. Simultaneous optimization models for heat Integration: I. Area and energy targeting and modelling of multi-stream exchangers. **Computers & Chemical Engineering**, Estados Unidos, v.14, n.10, p.1151-1164, 1990a.



## APÊNDICE

### Apêndice A

As análises financeiras, *payback* descontado e VPL, com e sem o crédito de carbono para os combustíveis coque e gás natural para o estudo de caso I na avaliação do  $\Delta T_{\min}$  ótimo (item 4.1.3.1) encontram-se nas tabelas do Apêndice A.

**Tabela 38 - *Payback* Descontado sem a contribuição do crédito de carbono para a análise de  $\Delta T_{\min}$ .**

$\Delta T_{\min}$	Payback Descontado s/cred. CO <sub>2</sub> (anos)			
(°C)	Coque	Gás	Óleo Residual	Óleo Destilado
1	10	10	10	10
2	10	10	10	10
3	10	10	10	10
4	10	10	10	7,72
5	10	10	7,79	5,54
6	10	10	5,49	3,99
7	10	10	4,53	3,26
8	10	10	3,31	2,41
9	10	10	2,71	1,96
10	10	10	2,29	1,65

**Tabela 39 - *Payback* Descontado com a contribuição do crédito de carbono para a análise de  $\Delta T_{\min}$ .**

$\Delta T_{\min}$	Payback Descontado c/cred. CO <sub>2</sub> (anos)			
(°C)	Coque	Gás	Óleo Residual	Óleo Destilado
1	10	10	10	9,56
2	10	10	10	9,56
3	10	10	10	9,56
4	10	10	10	7,19
5	10	10	7,17	5,21
6	10	10	5,12	3,79
7	10	10	4,24	3,1
8	10	10	3,14	2,31
9	10	10	2,58	1,89
10	10	10	2,19	1,6

**Tabela 40 - VPL sem a contribuição do crédito de carbono para a análise de  $\Delta T_{\min}$ .**

$\Delta T_{\min}$ (°C)	VPL s/cred. CO <sub>2</sub> (U\$)			
	Coque	Gás	Óleo Residual	Óleo Destilado
1	-7,40E+05	-6,90E+05	-2,10E+05	-1,90E+04
2	-7,40E+05	-6,90E+05	-2,10E+05	-1,90E+04
3	-7,40E+05	-6,90E+05	-2,10E+05	-1,90E+04
4	-6,30E+05	-5,80E+05	-6,10E+04	1,50E+05
5	-5,10E+05	-4,60E+05	1,20E+05	3,50E+05
6	-4,00E+05	-3,40E+05	3,00E+05	5,60E+05
7	-3,30E+05	-2,70E+05	3,80E+05	6,40E+05
8	-2,50E+05	-1,80E+05	5,90E+05	9,10E+05
9	-1,90E+05	-1,10E+05	7,20E+05	1,10E+06
10	-1,40E+05	-6,10E+04	8,30E+05	1,20E+06

**Tabela 41 - VPL com a contribuição do crédito de carbono para a análise de  $\Delta T_{\min}$ .**

$\Delta T_{\min}$ (°C)	VPL c/cred. CO <sub>2</sub> (U\$)			
	Coque	Gás	Óleo Residual	Óleo Destilado
1	-6,90E+05	-6,50E+05	-1,70E+05	2,60E+04
2	-6,90E+05	-6,50E+05	-1,70E+05	2,60E+04
3	-6,90E+05	-6,50E+05	-1,70E+05	2,60E+04
4	-5,80E+05	-5,40E+05	-1,60E+04	1,90E+05
5	-4,60E+05	-4,10E+05	1,60E+05	3,90E+05
6	-3,50E+05	-3,00E+05	3,40E+05	6,00E+05
7	-2,80E+05	-2,20E+05	4,30E+05	6,90E+05
8	-2,00E+05	-1,30E+05	6,40E+05	9,50E+05
9	-1,50E+05	-6,80E+04	7,70E+05	1,10E+06
10	-9,90E+04	-1,60E+04	8,80E+05	1,20E+06



## Apêndice B

Os valores da simulação tais como as temperaturas de entrada e saída das correntes frias e quentes dos cenários do caso I para avaliação do  $\Delta T_{\min}$  ótimo, utilizando a ferramenta *Add Area* com valor de investimento na RTC de quarenta, cinquenta e sessenta mil dólares encontram se nesta seção.

**Tabela 42 - Temperaturas das correntes frias para um investimento quarenta mil dólares.**

Correntes		Temp. Entrada C. Fria (°C)		Temp. Saída C. Fria (°C)	
Quente	Fria	Base	Cenário	Base	Cenário
H01	C.W	29	29,7	30	30
H01	C01	29	29	47	59,5
H02	C05	35	35	50	45,8
H02	C.W	27	27,3	27,5	28
H03	C.W	27,5	28	28,5	29,1
H04	C.W	28,5	29,1	29	29,7
H04	C06	48	48	67	67
H05	C.W	25	25	27	27,3
H05	C07	50	50	73	73
LP	C01	47	59,5	90	90
LP	C02	26	26	88	88
LP	C03	45	45	62	62
LP	C04	36	36	45	45
LP	C05	50	45,8	62	62
LP	C06	67	67	75	75
LP	C07	73	73	85	85

**Tabela 43 - Temperaturas das correntes quentes para um investimento quarenta mil dólares.**

Correntes		Temp. Entrada C. Quente (°C)		Temp. Saída C. Quente (°C)	
Quente	Fria	Base	Cenário	Base	Cenário
H01	C.W	61,6	48,7	45	45
H01	C01	80	80	61,6	48,7
H02	C05	60	60	58,8	59,2
H02	C.W	58,8	59,2	52	52
H03	C.W	49	49	36	36
H04	C.W	81,2	81,2	66	66
H04	C06	104	104	81,2	81,2
H05	C.W	66,7	66,7	35	35
H05	C07	90	90	66,7	66,7
LP	C01	135	135	134,6	134,7
LP	C02	134,1	134,2	134	134
LP	C03	134,3	134,4	134,2	134,2
LP	C04	134,5	134,6	134,4	134,5
LP	C05	134,2	134,2	134,1	134,2
LP	C06	134,6	134,7	134,5	134,6
LP	C07	134,4	134,5	134,3	134,4

**Tabela 44 - Temperaturas das correntes frias para um investimento cinquenta mil dólares.**

Correntes		Temp. Entrada C. Fria (°C)		Temp. Saída C. Fria (°C)	
Quente	Fria	Base	Cenário	Base	Cenário
H01	C.W	29	30	30	30
H01	C01	29	29	47	63,1
H02	C05	35	35	50	42,5
H02	C.W	27	27,2	27,5	28
H03	C.W	27,5	28	28,5	29,3
H04	C.W	28,5	29,3	29	30
H04	C06	48	48	67	67,1
H05	C.W	25	25	27	27,2
H05	C07	50	50	73	78,5
LP	C01	47	63,1	90	90
LP	C02	26	26	88	88
LP	C03	45	45	62	62
LP	C04	36	36	45	45
LP	C05	50	42,5	62	62
LP	C06	67	67,1	75	75
LP	C07	73	78,5	85	85

**Tabela 45 - Temperaturas das correntes quentes para um investimento cinquenta mil dólares.**

Correntes		Temp. Entrada C. Quente (°C)		Temp. Saída C. Quente (°C)	
Quente	Fria	Base	Cenário	Base	Cenário
H01	C.W	61,6	45	45	45
H01	C01	80	80	61,6	45
H02	C05	60	60	58,8	59,4
H02	C.W	58,8	59,4	52	52
H03	C.W	49	49	36	36
H04	C.W	81,2	81,2	66	66
H04	C06	104	104	81,2	81,2
H05	C.W	66,7	61,2	35	35
H05	C07	90	90	66,7	61,2
LP	C01	135	135	134,6	134,7
LP	C02	134,1	134,2	134	134
LP	C03	134,3	134,4	134,2	134,2
LP	C04	134,5	134,6	134,4	134,5
LP	C05	134,2	134,2	134,1	134,2
LP	C06	134,6	134,7	134,5	134,6
LP	C07	134,4	134,5	134,3	134,4

**Tabela 46 - Temperaturas das correntes frias para um investimento sessenta mil dólares.**

Correntes		Temp. Entrada C. Fria (°C)		Temp. Saída C. Fria (°C)	
Quente	Fria	Base	Cenário	Base	Cenário
H01	C.W	29	30	30	30
H01	C01	29	29	47	63,2
H02	C05	35	35	50	35
H02	C.W	27	27	27,5	28,1
H03	C.W	27,5	28,1	28,5	29,7
H04	C.W	28,5	29,7	29	30
H04	C06	48	48	67	75
H05	C.W	25	25	27	27
H05	C07	50	50	73	85
LP	C01	47	63,2	90	90
LP	C02	26	26	88	88
LP	C03	45	45	62	62
LP	C04	36	36	45	45
LP	C05	50	35	62	62
LP	C06	67	75	75	75
LP	C07	73	85	85	85



### Apêndice C

Os resultados do reprojeto da rede (item 4.1.3.2) através da ferramenta *Reccomend Designs* geraram três cenários de projeto (R1, R2, R3), estando em ordem decrescente de recuperação energética.

Esses três cenários, mais o estudo de caso base, proporcionaram a avaliação das modificações propostas na RTC, tais como inclusão de novos trocadores, área de troca térmica e demanda térmica dos trocadores, podendo ser consultados nesta seção.

**Tabela 47 - Resultados da área de troca térmica da RTC para o cenário R1.**

Base		Reprojeto		Área (m <sup>2</sup> )		
Corrente Quente	Corrente Fria	Corrente Quente	Corrente Fria	Base	R1	Diferença
H01	C.W			27		27
H01	C01	H01	C01	42	225	-183
		H01	C04		93	-93
		H01	C07		53	-53
H02	C05			6		6
H02	C.W			11		11
		H02	C01		77	-77
H03	C.W	H03	C.W	43	45	-1
H04	C06	H04	C06	27	67	-40
H04	C.W			7		7
		H04	C02		12	-12
		H05	C03		2	-2
		H05	C05		5	-5
		H05	C01		30	-30
		H05	C02		37	-37
		H05	C03		148	-148
		H05	C01		76	-76
		H05	C.W		22	-22
LP	C01	LP	C01	25	15	10
LP	C02			8		8
LP	C06			3		3
LP	C07	LP	C07	8	14	-6
LP	C03			8		8
LP	C05			1		1
LP	C04			4		4

Tabela 48 - Resultados da RTC para o cenário R2 obtidos através do software *Aspen Energy Analyzer*®.

Base		Reprojeto		Carga Térmica (kJ/h)			
Corrente Quente	Corrente Fria	Corrente Quente	Corrente Fria	Base	R2	Base	R2
H01	C.W			27		422.801	0
H01	C01	H01	C01	42	28	470.539	138.469
		H01	C01		20		121.991
		H01	C04		43		221.873
		H01	C04		8		32.143
		H01	C05		5		45.050
		H01	C05		7		21.046
		H01	C07		86		312.768
H02	C05			6		36.706	
H02	C.W			11		212.990	
		H02	C01		94		249.696
H03	C.W	H03	C.W	43	45	399.204	399.204
		H04	C02		12		78.970
H04	C06	H04	C06	27	67	316.805	450.036
H04	C.W			7	0	212.201	
		H05	C01		30		249.945
		H05	C02		5		19.268
		H05	C02		42		285.667
		H05	C03		207		429.624
		H05	C01		89		253.500
		H05	C.W		21		179.676
LP	C01	LP	C01	25	15	1.123.757	580.694
LP	C02	LP	C07	8	14	383.904	599.472
LP	C03			8		429.624	
LP	C04			4		254.016	
LP	C05			1		29.390	
LP	C06			3		133.231	
LP	C07			8		311.486	

Tabela 49 - Resultados da RTC para o cenário R3 obtidos através do software *Aspen Energy Analyzer®*.

Base		Reprojeto		Carga Térmica (kJ/h)			
Corrente Quente	Corrente Fria	Corrente Quente	Corrente Fria	Base	R3	Base	R3
H01	C.W			27		422.801	
H01	C01	H01	C01	42	242	470.539	343.908
		H01	C04		93		254.016
		H01	C07		47		295.416
		H02	C01		77		249.696
H02	C05			6		36.706	
H02	C.W			11		212.990	
H03	C.W	H03	C.W	43	39	399.204	399.204
		H04	C07		8		78.970
H04	C06	H04	C06	27	67	316.805	450.036
H04	C.W			7		212.201	
		H05	C05		3		37.999
		H05	C01		34		203.228
		H05	C02		22		222.912
		H05	C03		135		429.624
		H05	C05		6		28.097
		H05	C01		76		308.728
		H05	C.W		31		187.092
LP	C01	LP	C01	25	13	1.123.757	488.736
LP	C02	LP	C02	8	4	383.904	160.992
LP	C07	LP	C07	8	13	311.486	537.854
LP	C03			8		429.624	
LP	C04			4		254.016	
LP	C05			1		29.390	
LP	C06			3		133.231	

Tabela 50 - Novas combinações propostas de troca de calor entre correntes de processo através da ferramenta *Recommend Designs*.

	Corrente Quente	Corrente Fria	Área (m <sup>2</sup> )	Carga Térmica (kJ/h)
<b>R1</b>	H05	C03	148,1	411.575
	H05	C03	1,9	18.049
	H01	C07	53	312.768
	H05	C01	75,7	308.728
	H05	C01	30,2	121.277
	H05	C02	37,2	304.934
	H01	C04	92,9	254.016
	H02	C01	76,9	249.696
	H04	C02	11,7	78.970
	H05	C05	4,8	66.096
<b>R2</b>	H05	C03	207,4	429.624
	H01	C07	86,2	312.768
	H05	C02	41,9	285.667
	H05	C02	5,3	19.268
	H05	C01	89,5	253.500
	H05	C01	29,9	249.945
	H02	C01	93,7	249.696
	H01	C04	42,9	221.873
	H01	C04	7,8	32.143
	H04	C02	11,7	78.970
	H01	C05	5	45.050
	H01	C05	7,4	21.046
<b>R3</b>	H05	C03	134,6	429.624
	H05	C01	75,7	308.728
	H05	C01	34,1	203.228
	H01	C07	47,4	295.416
	H01	C04	92,9	254.016
	H02	C01	76,9	249.696
	H05	C02	21,8	222.912
	H04	C07	8,4	78.970
	H05	C05	3,1	37.999
	H05	C05	5,9	28.097



## Apêndice D

Com os resultados dos cenários R1, R2, R3 presentes no Apêndice C, foram identificadas dez novas combinações de troca térmica, recomendado pelo *Aspen Energy Analyzer*®. A partir dessas informações, foi realizada a simulação de cada nova combinação gerada na RTC, sendo os resultados das modificações apresentados neste Apêndice.

Tabela 51 - Impacto das combinações individuais na rede: temperaturas iniciais e finais das correntes de processo e utilidades.

Correntes			T.Inicial Fria (°C)		T. Final Fria (°C)		T. Inicial Quente (°C)		T. Final Quente (°C)	
	Quente	Fria	Base	R	Base	R	Base	R	Base	R
<b>H01</b>	H01	C04	0,0	36,0	0,0	45,0	0,0	61,6	0,0	51,6
	LP	C04	36,0	45,0	45,0	45,0	134,5	134,5	134,4	134,5
<b>H01</b>	H01	C05	0,0	50,0	0,0	58,0	0,0	61,6	0,0	60,8
	LP	C05	50,0	58,0	62,0	62,0	134,2	134,1	134,1	134,1
<b>H01</b>	H01	C07	0,0	50,0	0,0	53,5	0,0	61,6	0,0	58,0
	H01	C.W	29,0	29,2	30,0	30,0	61,6	58,0	45,0	45,0
	H05	C07	50,0	53,5	73,0	74,5	90,0	90,0	66,7	68,7
	H05	C.W	25,0	25,0	27,0	27,1	66,7	68,7	35,0	35,0
	LP	C07	73,0	74,5	85,0	85,0	134,4	134,4	134,3	134,3
<b>H02</b>	H02	C01	0,0	29,0	0,0	37,1	0,0	58,8	0,0	52,0
	H02	C.W	27,0	0,0	27,5	0,0	58,8	0,0	52,0	0,0
	H01	C01	29,0	37,1	47,0	52,3	80,0	80,0	61,6	64,5
	LP	C01	47,0	52,3	90,0	90,0	135,0	135,0	134,6	134,6
<b>H04</b>	H04	C02	0,0	26,0	0,0	60,3	0,0	81,2	0,0	66,0
	H04	C.W	28,5	28,9	29,0	28,9	81,2	66,0	66,0	66,0
	LP	C02	26,0	60,3	88,0	88,0	134,1	134,1	134,0	134,0
<b>H04</b>	H04	C07	0,0	50,0	0,0	58,1	0,0	81,2	0,0	66,0
	H04	C.W	28,5	28,9	29,0	28,9	81,2	66,0	66,0	66,0
	H05	C07	50,0	58,1	73,0	76,5	90,0	90,0	66,7	71,4
	H05	C.W	25,0	25,0	27,0	27,4	66,7	71,4	35,0	35,0
	LP	C07	73,0	76,5	85,0	85,0	134,4	134,4	134,3	134,3
<b>H05</b>	H05	C01	0,0	29,0	0,0	38,6	0,0	66,7	0,0	57,0
	H05	C.W	25,0	25,0	27,0	26,5	66,7	57,0	35,0	35,0
	H01	C01	29,0	38,6	47,0	53,2	80,0	80,0	61,6	65,0
	H01	C.W	29,0	28,7	30,0	30,0	61,6	65,0	45,0	45,0
	LP	C01	47,0	53,2	90,0	90,0	135,0	135,0	134,6	134,6
<b>H05</b>	H05	C02	0,0	26,0	0,0	57,0	0,0	66,7	0,0	59,2
	H05	C.W	25,0	25,0	27,0	26,7	66,7	59,2	35,0	35,0
	LP	C02	26,0	57,0	88,0	88,0	134,1	134,1	134,0	134,0
<b>H05</b>	H05	C03	0,0	45,0	0,0	54,9	0,0	66,7	0,0	57,0
	H05	C.W	25,0	25,0	27,0	26,6	66,7	57,0	35,0	35,0
	LP	C03	45,0	54,9	62,0	62,0	134,3	134,2	134,2	134,2
<b>H05</b>	H05	C05	0,0	50,0	0,0	62,0	0,0	66,7	0,0	65,6
	H05	C.W	25,0	25,0	27,0	26,9	66,7	65,6	35,0	35,0
	LP	C05	50,0	62,0	62,0	62,0	134,2	134,1	134,1	134,1

Tabela 52 - Impacto das combinações individuais na rede: área e carga térmica da RTC.

	Correntes			Área (m <sup>2</sup> )		Carga (kJ/h)	
	Quente	Fria	Base	Reprojeto	Base	Reprojeto	
<b>H01 C04</b>	H01	C04	0,0	46,7	0,0	254.016,0	
	LP	C04	3,9	0,0	254.016,0	0,0	
<b>H01 C05</b>	H01	C05	0,0	8,6	0,0	19.598,1	
	LP	C05	0,5	0,2	29.390,1	9.792,0	
<b>H01 C07</b>	H01	C07	0,0	32,5	0,0	90.988,7	
	H01	C.W	27,1	22,8	422.800,7	331.812,0	
	H05	C07	108,4	108,4	600.753,9	548.323,6	
	H05	C.W	56,9	59,0	816.926,1	869.356,4	
	LP	C07	8,1	7,2	311.486,1	272.927,7	
<b>H02 C01</b>	H02	C01	0,0	27,0	0,0	212.990,1	
	H02	C.W	11,1	0,0	212.990,1	0,0	
	H01	C01	42,1	42,1	470.539,3	395.351,7	
	LP	C01	25,2	22,9	1.123.756,7	985.954,1	
<b>H04 C02</b>	H04	C02	0,0	22,5	0,0	212.186,7	
	H04	C.W	7,0	0,0	212.200,6	13,9	
	LP	C02	7,6	4,2	383.904,0	171.717,3	
<b>H04 C07</b>	H04	C07	0,0	32,3	0,0	212.061,4	
	H04	C.W	7,0	0,0	212.200,6	139,2	
	H05	C07	108,4	108,4	600.753,9	478.557,9	
	H05	C.W	56,9	61,8	816.926,1	939.122,1	
	LP	C07	8,1	5,9	311.486,1	221.620,7	
<b>H05 C01</b>	H05	C01	0,0	25,2	0,0	249.854,1	
	H05	C.W	56,9	45,9	816.926,1	567.072,0	
	H01	C01	42,1	42,1	470.539,3	382.338,4	
	H01	C.W	27,1	30,7	422.800,7	511.001,6	
	LP	C01	25,2	22,5	1.123.756,7	962.103,5	
<b>H05 C02</b>	H05	C02	0,0	32,0	0,0	191.952,0	
	H05	C.W	56,9	48,8	816.926,1	624.974,1	
	LP	C02	7,6	4,6	383.904,0	191.952,0	
<b>H05 C03</b>	H05	C03	0,0	66,7	0,0	249.854,1	
	H05	C.W	56,9	46,0	816.926,1	567.072,0	
	LP	C03	7,7	3,4	429.624,0	179.769,9	
<b>H05 C05</b>	H05	C05	0,0	9,3	0,0	29.390,1	
	H05	C.W	56,9	55,8	816.926,1	787.535,9	
	LP	C05	0,5	0,0	29.390,1	0,0	



## Apêndice E

Dadas as melhores combinações de troca térmica presentes no Apêndice D, foram selecionadas as combinações de trocadores de calor entre correntes de processo com maior recuperação de calor. A sequência do reprojeto estabelecida foi:

- a) Cenário 1: H01-C04;
- b) Cenário 2: H01-C04, H05-C03;
- c) Cenário 3: H01-C04, H05-C03, H04-C02;
- d) Cenário 4: H01-C04, H05-C03, H04-C02, H05-C01.

Os resultados dessas simulações podem ser vistas neste Apêndice.

**Tabela 53 - Resultados do cenário 1: temperaturas iniciais e finais das correntes de processo e utilidades.**

C. Quente	C. Fria	Temp. Entrada C. Fria (°C)	Temp. Entrada C. Quente (°C)	Temp. Saída C. Fria (°C)	Temp. Saída C. Quente (°C)
H01	C01	29,0	80,0	47,0	61,6
H01	C.W	29,5	51,6	30,0	45,0
H01	C.W	36,0	61,6	45,0	51,6
H02	C05	35,0	60,0	50,0	58,8
H02	C.W	27,3	58,8	27,8	52,0
H03	C.W	27,8	49,0	28,9	36,0
H04	C06	48,0	104,0	67,0	81,2
H04	C.W	28,9	81,2	29,5	66,0
H05	C07	50,0	90,0	73,0	66,7
H05	C.W	25,0	66,7	27,3	35,0
LP Steam	C01	47,0	135,0	90,0	134,5
LP Steam	C02	26,0	134,2	88,0	134,0
LP Steam	C06	67,0	134,5	75,0	134,5
LP Steam	C07	73,0	134,5	85,0	134,3
LP Steam	C03	45,0	134,3	62,0	134,2
LP Steam	C05	50,0	134,2	62,0	134,2
LP Steam	C04	45,0	134,5	45,0	134,5

**Tabela 54 - Resultados do cenário 1 - Área e Carga Térmica.**

C. Quente	C. Fria	Área (m <sup>2</sup> )	Carga Térmica (kJ/h)
H01	C01	42,1	470.539,3
H01	C.W	13,5	168.784,7
H01	C.W	46,7	254.016,0
H02	C05	6,5	36.705,9
H02	C.W	11,2	212.990,1
H03	C.W	44,8	399.204,0
H04	C06	26,7	316.805,0
H04	C.W	7,1	212.200,6
H05	C07	108,4	600.753,9
H05	C.W	57,4	816.926,1
LP Steam	C01	25,3	1.123.756,7
LP Steam	C02	7,6	383.904,0
LP Steam	C06	3,0	133.231,0
LP Steam	C07	8,1	311.486,1
LP Steam	C03	7,7	429.624,0
LP Steam	C05	0,5	29.390,1
LP Steam	C04	0,0	0,0

**Tabela 55 - Resultados do cenário 2: temperaturas iniciais e finais das correntes de processo e utilidades.**

C. Quente	C. Fria	Temp. Entrada C. Fria (°C)	Temp. Entrada C. Quente (°C)	Temp. Saída C. Fria (°C)	Temp. Saída C. Quente (°C)
H01	C01	29,0	47,0	80,0	61,6
H01	C.W	29,5	30,0	51,6	45,0
H01	C04	36,0	45,0	61,6	51,6
H02	C05	35,0	50,0	60,0	58,8
H02	C.W	26,8	27,5	58,8	52,0
H03	C.W	27,5	28,8	49,0	36,0
H04	C06	48,0	67,0	104,0	81,2
H04	C.W	28,8	29,5	81,2	66,0
H05	C07	50,0	73,0	90,0	66,7
H05	C.W	25,0	26,8	57,0	35,0
H05	C03	45,0	54,9	66,7	57,0
LP Steam	C01	47,0	90,0	135,0	134,5
LP Steam	C02	26,0	88,0	134,2	134,0
LP Steam	C03	54,9	62,0	134,3	134,2
LP Steam	C04	45,0	45,0	134,4	134,4
LP Steam	C05	50,0	62,0	134,2	134,2
LP Steam	C06	67,0	75,0	134,5	134,4
LP Steam	C07	73,0	85,0	134,4	134,3

**Tabela 56 - Resultados do cenário 2 - Área e Carga Térmica.**

C. Quente	C. Fria	Área (m <sup>2</sup> )	Carga Térmica (kJ/h)
H01	C01	42,1	470.539,3
H01	C.W	13,4	168.784,7
H01	C04	46,7	254.016,0
H02	C05	6,5	36.705,9
H02	C.W	11,1	212.990,1
H03	C.W	43,9	399.204,0
H04	C06	26,7	316.805,0
H04	C.W	7,0	212.200,6
H05	C07	108,4	600.753,9
H05	C.W	46,4	566.733,3
H05	C03	66,9	250.192,8
LP Steam	C01	25,3	1.123.756,7
LP Steam	C02	7,6	383.904,0
LP Steam	C03	3,4	179.431,2
LP Steam	C04	0,0	0,0
LP Steam	C05	0,5	29.390,1
LP Steam	C06	3,0	133.231,0
LP Steam	C07	8,1	311.486,1

**Tabela 57 - Resultados do cenário 3: temperaturas iniciais e finais das correntes de processo e utilidades.**

C. Quente	C. Fria	Temp. Entrada C. Fria (°C)	Temp. Entrada C. Quente (°C)	Temp. Saída C. Fria (°C)	Temp. Saída C. Quente (°C)
H01	C01	29,0	47,0	80,0	61,6
H01	C.W	29,4	30,0	51,6	45,0
H01	C04	36,0	45,0	61,6	51,6
H02	C05	35,0	50,0	60,0	58,8
H02	C.W	27,1	27,9	58,8	52,0
H03	C.W	27,9	29,4	49,0	36,0
H04	C06	48,0	67,0	104,0	81,2
0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
H04	C02	26,0	60,3	81,2	66,0
H05	C07	50,0	73,0	90,0	66,7
H05	C.W	25,0	27,1	57,0	35,0
H05	C03	45,0	54,9	66,7	57,0
LP Steam	C01	47,0	90,0	135,0	134,4
LP Steam	C02	60,3	88,0	134,1	134,0
LP Steam	C03	54,9	62,0	134,2	134,1
LP Steam	C04	45,0	45,0	134,4	134,4
LP Steam	C05	50,0	62,0	134,1	134,1
LP Steam	C06	67,0	75,0	134,4	134,4
LP Steam	C07	73,0	85,0	134,4	134,2

**Tabela 58 - Resultados do cenário 3 - Área e Carga Térmica.**

C. Quente	C. Fria	Área (m <sup>2</sup> )	Carga Térmica (kJ/h)
H01	C01	42,1	470.539,3
H01	C.W	13,4	168.784,7
H01	C04	46,7	254.016,0
H02	C05	6,5	36.705,9
H02	C.W	11,2	212.990,1
H03	C.W	45,7	399.204,0
H04	C06	26,7	316.805,0
0,0	0,0	0,0	0,0
H04	C02	22,6	212.385,6
H05	C07	108,4	600.753,9
H05	C.W	46,8	566.733,3
H05	C03	66,9	250.192,8
LP Steam	C01	25,3	1.123.756,7
LP Steam	C02	4,2	171.518,4
LP Steam	C03	3,4	179.431,2
LP Steam	C04	0,0	0,0
LP Steam	C05	0,5	29.390,1
LP Steam	C06	3,0	133.231,0
LP Steam	C07	8,1	311.486,1

**Tabela 59 - Resultados do cenário 4: temperaturas iniciais e finais das correntes de processo e utilidades.**

C. Quente	C. Fria	Temp. Entrada C. Fria (°C)	Temp. Entrada C. Quente (°C)	Temp. Saída C. Fria (°C)	Temp. Saída C. Quente (°C)
H01	C01	29,0	47,0	80,0	61,6
H01	C.W	29,4	30,0	51,6	45,0
H01	C04	36,0	45,0	61,6	51,6
H02	C05	35,0	50,0	60,0	58,8
H02	C.W	27,1	27,9	58,8	52,0
H03	C.W	27,9	29,4	49,0	36,0
H04	C06	48,0	67,0	104,0	81,2
0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
H04	C02	26,0	60,3	81,2	66,0
H05	C07	50,0	73,0	90,0	66,7
H05	C.W	25,0	27,1	57,0	35,0
H05	C03	45,0	54,9	66,7	57,0
LP Steam	C01	47,0	90,0	135,0	134,4
LP Steam	C02	60,3	88,0	134,1	134,0
LP Steam	C03	54,9	62,0	134,2	134,1
LP Steam	C04	45,0	45,0	134,4	134,4
LP Steam	C05	50,0	62,0	134,1	134,1
LP Steam	C06	67,0	75,0	134,4	134,4
LP Steam	C07	73,0	85,0	134,4	134,2
H01	C01	29,0	47,0	80,0	61,6



**Tabela 60 - Resultados do cenário 4 - Área e Carga Térmica.**

<b>C. Quente</b>	<b>C. Fria</b>	<b>Área (m<sup>2</sup>)</b>	<b>Carga Térmica (kJ/h)</b>
H01	C01	42,1	470.539,3
H01	C.W	13,4	168.784,7
H01	C04	46,7	254.016,0
H02	C05	6,5	36.705,9
H02	C.W	11,2	212.990,1
H03	C.W	45,7	399.204,0
H04	C06	26,7	316.805,0
0,0	0,0	0,0	0,0
H04	C02	22,6	212.385,6
H05	C07	108,4	600.753,9
H05	C.W	46,8	566.733,3
H05	C03	66,9	250.192,8
LP Steam	C01	25,3	1.123.756,7
LP Steam	C02	4,2	171.518,4
LP Steam	C03	3,4	179.431,2
LP Steam	C04	0,0	0,0
LP Steam	C05	0,5	29.390,1
LP Steam	C06	3,0	133.231,0
LP Steam	C07	8,1	311.486,1
H01	C01	42,1	470.539,3



## Apêndice F

Depois de realizada a simulação do projeto da RTC através da *ferramenta Recommend Designs* encontrada no *Aspen Energy Analyzer*®, foi refeita nova avaliação da RTC sem as recomendações do software para obtenção de uma RTC com maior recuperação energética. A configuração obtida manualmente para o estudo de caso II do processo convencional encontra-se nas tabelas a seguir.

**Tabela 61 - Resultados das temperaturas iniciais e finais das correntes quente e fria RTC para o Cenário 1 (processo convencional).**

Quente	Fria	T.Inicial Fria (°C)	T. Final Fria (°C)	T. Inicial Quente (°C)	T. Final Quente (°C)
Vapor 2,5 bar	C05	112,0	112,5	127,4	127,0
Vapor 2,5 bar	C02	76,0	105,0	127,4	127,0
H06	C.W	18,2	20,0	82,0	81,7
H01	C.W	14,0	15,2	80,0	28,0
H03	C04	45,6	82,0	112,0	65,6
H01	C01	48,7	70,0	126,7	85,4
H03	C.W	17,2	18,2	65,6	35,0
H06	C01	30,0	48,7	81,7	81,5
H07	C.W	15,2	17,2	78,0	77,5
H04	C.W	15,2	17,2	78,0	35,0
Vapor 2,5 bar	C03	96,0	123,5	127,4	127,0
Vapor 2,5 bar	C06	108,0	108,5	127,5	127,4
H05	C04	31,4	45,6	84,4	51,4
H02	C.W	15,2	17,2	28,0	24,0
Vapor 6 bar	C07	123,5	137,0	160,5	160,1
H05	C.W	18,2	20,0	107,0	84,4
Vapor 2,5 bar	C07	111,0	123,5	127,4	127,4
H03	C.W	18,2	20,0	112,0	65,6
Vapor 2,5 bar	C04	45,6	82,0	127,5	127,4
Vapor 6 bar	C08	150,0	150,5	160,1	160,0
H01	C04	28,0	31,4	85,4	80,0
Vapor 6 bar	C03	126,0	130,0	160,5	160,1
H01	C03	123,5	126,0	129,2	126,7
H05	C.W	17,2	18,2	51,4	50,0
H01	C04	45,6	82,0	130,0	129,2

**Tabela 62 - Resultados da área e da carga de troca térmica e número de cascos da RTC para o Cenário 1 (processo convencional).**

Quente	Fria	Carga (kJ/h)	Área (m <sup>2</sup> )	Nº Cascos
Vapor 2,5 bar	C05	1,390E+08	2,581E+04	52
Vapor 2,5 bar	C02	7,390E+07	5,913E+03	12
H06	C.W	5,198E+07	2,301E+03	5
H01	C.W	5,067E+07	4,292E+03	9
H03	C04	4,871E+07	6,301E+03	14
H01	C01	4,028E+07	2,629E+03	6
H03	C.W	3,921E+07	3,624E+03	8
H06	C01	3,552E+07	2,376E+03	5
H07	C.W	3,320E+07	1,499E+03	3
H04	C.W	3,270E+07	2,515E+03	6
Vapor 2,5 bar	C03	2,701E+07	5,812E+03	12
Vapor 2,5 bar	C06	2,420E+07	3,497E+03	7
H05	C04	2,188E+07	2,402E+03	5
H02	C.W	1,960E+07	5,659E+03	12
Vapor 6 bar	C07	1,578E+07	1,484E+03	3
H05	C.W	1,498E+07	5,469E+02	2
Vapor 2,5 bar	C07	1,462E+07	4,644E+03	10
H03	C.W	1,079E+07	4,468E+02	1
Vapor 2,5 bar	C04	6,799E+06	3,051E+02	1
Vapor 6 bar	C08	6,130E+06	1,736E+03	4
H01	C04	5,276E+06	2,769E+02	1
Vapor 6 bar	C03	3,949E+06	3,399E+02	1
H01	C03	2,436E+06	2,324E+03	5
H05	C.W	9,392E+05	7,903E+01	1
H01	C04	7,318E+05	3,171E+01	1

**Tabela 63 - Resultados das temperaturas iniciais e finais das correntes quente e fria RTC para o Cenário 2 (processo convencional).**

<b>Quente</b>	<b>Fria</b>	<b>T.Inicial Fria (°C)</b>	<b>T. Final Fria (°C)</b>	<b>T. Inicial Quente (°C)</b>	<b>T. Final Quente (°C)</b>
Vapor 2,5 bar	C05	112,0	112,5	127,4	127,0
Vapor 2,5 bar	C02	76,0	105,0	127,4	127,0
H06	C.W	18,2	20,0	82,0	81,7
H01	C.W	14,0	15,2	80,0	28,0
H03	C04	45,6	82,0	112,0	65,6
H01	C01	48,7	70,0	126,7	85,4
H03	C.W	17,2	18,2	65,6	35,0
H06	C01	30,0	48,7	81,7	81,5
H07	C.W	15,2	17,2	78,0	77,5
H04	C.W	15,2	17,2	78,0	35,0
Vapor 2,5 bar	C03	96,0	123,5	127,4	127,0
Vapor 2,5 bar	C06	108,0	108,5	127,5	127,4
H05	C04	31,4	45,6	84,4	51,4
H02	C.W	15,2	17,2	28,0	24,0
Vapor 6 bar	C07	123,5	137,0	160,5	160,1
H05	C.W	18,2	20,0	107,0	84,4
Vapor 2,5 bar	C07	111,0	123,5	127,4	127,4
H03	C.W	18,2	20,0	112,0	65,6
Vapor 2,5 bar	C04	45,6	82,0	127,5	127,4
Vapor 6 bar	C08	150,0	150,5	160,1	160,0
H01	C04	28,0	31,4	85,4	80,0
Vapor 6 bar	C03	126,0	130,0	160,5	160,1
H01	C03	123,5	126,0	129,2	126,7
H05	C.W	17,2	18,2	51,4	50,0
H01	C04	45,6	82,0	130,0	129,2

**Tabela 64 - Resultados da área e da carga de troca térmica e número de cascos da RTC para o Cenário 2 (processo convencional).**

Quente	Fria	Carga (kJ/h)	Área (m <sup>2</sup> )	Nº Cascos
Vapor 2,5 bar	C05	1,390E+08	2,581E+04	52
Vapor 2,5 bar	C02	7,390E+07	5,913E+03	12
H06	C.W	5,198E+07	2,301E+03	5
H01	C.W	5,067E+07	4,292E+03	9
H03	C04	4,871E+07	6,301E+03	14
H01	C01	4,028E+07	2,629E+03	6
H03	C.W	3,921E+07	3,624E+03	8
H06	C01	3,552E+07	2,376E+03	5
H07	C.W	3,320E+07	1,499E+03	3
H04	C.W	3,270E+07	2,515E+03	6
Vapor 2,5 bar	C03	2,701E+07	5,812E+03	12
Vapor 2,5 bar	C06	2,420E+07	3,497E+03	7
H05	C04	2,188E+07	2,402E+03	5
H02	C.W	1,960E+07	5,659E+03	12
Vapor 6 bar	C07	1,578E+07	1,484E+03	3
H05	C.W	1,498E+07	5,469E+02	2
Vapor 2,5 bar	C07	1,462E+07	4,644E+03	10
H03	C.W	1,079E+07	4,468E+02	1
Vapor 2,5 bar	C04	6,799E+06	3,051E+02	1
Vapor 6 bar	C08	6,130E+06	1,736E+03	4
H01	C04	5,276E+06	2,769E+02	1
Vapor 6 bar	C03	3,949E+06	3,399E+02	1
H01	C03	2,436E+06	2,324E+03	5
H05	C.W	9,392E+05	7,903E+01	1
H01	C04	7,318E+05	3,171E+01	1

**Tabela 65 - Resultados das temperaturas iniciais e finais das correntes quente e fria RTC para o Cenário 3 (processo convencional).**

<b>Quente</b>	<b>Fria</b>	<b>T.Inicial Fria (°C)</b>	<b>T. Final Fria (°C)</b>	<b>T. Inicial Quente (°C)</b>	<b>T. Final Quente (°C)</b>
Vapor 2,5 bar	C05	112,0	112,5	127,3	127,0
Vapor 2,5 bar	C02	76,0	105,0	127,5	127,3
H03	C04	40,4	82,0	112,0	58,4
H06	C.W	18,0	20,0	82,0	81,7
H06	C01	30,0	51,0	81,7	81,5
H01	C01	51,0	70,0	127,5	71,0
H07	C.W	14,7	17,5	78,0	77,5
H04	C.W	14,7	17,5	78,0	35,0
H03	C.W	14,7	17,5	58,4	35,0
H01	C.W	14,0	14,7	58,4	28,0
Vapor 2,5 bar	C03	96,0	123,5	127,0	127,0
Vapor 2,5 bar	C06	108,0	108,5	127,5	127,3
H03	C.W	18,0	20,0	112,0	58,4
H02	C.W	14,7	17,5	28,0	24,0
H01	C.W	17,5	18,0	127,5	71,0
Vapor 6 bar	C07	123,5	137,0	160,5	160,1
H05	C04	40,4	82,0	107,0	60,4
H05	C.W	18,0	20,0	107,0	60,4
Vapor 2,5 bar	C07	111,0	123,5	127,3	127,0
H01	C04	32,5	40,4	71,0	58,4
H05	C04	28,0	32,5	60,4	50,0
Vapor 6 bar	C08	150,0	150,5	160,1	160,0
Vapor 6 bar	C03	126,0	130,0	160,5	160,1
H01	C03	123,5	126,0	130,0	127,5

**Tabela 66 - Resultados da área e da carga de troca térmica e número de cascos da RTC para o Cenário 3 (processo convencional).**

Quente	Fria	Carga (kJ/h)	Área (m <sup>2</sup> )	Nº Cascos
Vapor 2,5 bar	C05	1,390E+08	2,585E+04	52
Vapor 2,5 bar	C02	7,390E+07	5,877E+03	12
H03	C04	4,871E+07	7,207E+03	16
H06	C.W	4,769E+07	2,107E+03	5
H06	C01	3,981E+07	2,751E+03	6
H01	C01	3,599E+07	3,415E+03	7
H07	C.W	3,320E+07	1,497E+03	3
H04	C.W	3,270E+07	2,509E+03	6
H03	C.W	3,000E+07	2,873E+03	6
H01	C.W	2,967E+07	3,176E+03	7
Vapor 2,5 bar	C03	2,701E+07	5,935E+03	12
Vapor 2,5 bar	C06	2,420E+07	3,508E+03	8
H03	C.W	2,000E+07	8,899E+02	2
H02	C.W	1,960E+07	5,628E+03	12
H01	C.W	1,906E+07	6,777E+02	2
Vapor 6 bar	C07	1,578E+07	1,484E+03	3
H05	C04	1,556E+07	2,380E+03	6
H05	C.W	1,535E+07	6,902E+02	2
Vapor 2,5 bar	C07	1,462E+07	4,806E+03	10
H01	C04	1,224E+07	1,231E+03	3
H05	C04	6,889E+06	7,801E+02	2
Vapor 6 bar	C08	6,130E+06	1,736E+03	4
Vapor 6 bar	C03	3,949E+06	3,399E+02	1
H01	C03	2,436E+06	1,811E+03	4



**Tabela 67 - Resultados das temperaturas iniciais e finais das correntes quente e fria RTC para o Cenário 4 (processo convencional).**

<b>Quente</b>	<b>Fria</b>	<b>T.Inicial Fria (°C)</b>	<b>T. Final Fria (°C)</b>	<b>T. Inicial Quente (°C)</b>	<b>T. Final Quente (°C)</b>
Vapor 2,5 bar	C05	112,0	112,5	127,5	127,2
Vapor 2,5 bar	C02	76,0	105,0	127,2	127,0
H06	C.W	17,6	20,0	82,0	81,7
H01	C.W	14,0	15,2	82,0	28,0
H03	C04	28,0	82,0	112,0	48,0
H03	C.W	17,6	20,0	112,0	48,0
H07	C.W	15,2	17,2	78,0	77,5
H04	C.W	15,2	17,2	78,0	35,0
H06	C01	30,0	55,5	81,7	81,5
Vapor 2,5 bar	C03	96,0	125,2	127,2	127,0
H01	C01	55,5	69,6	128,4	99,2
Vapor 2,5 bar	C06	108,0	108,5	127,5	127,2
H05	C04	28,0	82,0	107,0	50,0
H02	C.W	15,2	17,2	28,0	24,0
H01	C01	30,0	55,5	99,2	82,0
H03	C.W	17,2	17,6	48,0	35,0
Vapor 6 bar	C07	123,5	137,0	160,5	160,1
H05	C.W	17,6	20,0	107,0	50,0
Vapor 2,5 bar	C07	111,0	123,5	127,2	127,2
Vapor 2,5 bar	C04	28,0	82,0	127,5	127,2
Vapor 6 bar	C08	150,0	150,5	160,1	160,0
Vapor 6 bar	C03	126,0	130,0	160,5	160,1
H01	C03	96,0	125,2	128,4	99,2
H01	C03	125,2	126,0	129,2	128,4
H01	C01	69,6	70,0	130,0	129,2

**Tabela 68 - Resultados da área e da carga de troca térmica e número de cascos da RTC para o Cenário 4 (processo convencional).**

Quente	Fria	Carga (kJ/h)	Área (m <sup>2</sup> )	Nº Cascos
Vapor 2,5 bar	C05	1,390E+08	2,557E+04	52
Vapor 2,5 bar	C02	7,390E+07	5,936E+03	12
H06	C.W	5,604E+07	2,469E+03	5
H01	C.W	5,262E+07	4,375E+03	9
H03	C04	4,871E+07	6,206E+03	15
H03	C.W	3,333E+07	1,679E+03	4
H07	C.W	3,320E+07	1,499E+03	3
H04	C.W	3,270E+07	2,515E+03	6
H06	C01	3,146E+07	2,335E+03	5
Vapor 2,5 bar	C03	2,701E+07	7,172E+03	15
H01	C01	2,679E+07	1,502E+03	4
Vapor 2,5 bar	C06	2,420E+07	3,520E+03	8
H05	C04	2,257E+07	3,014E+03	9
H02	C.W	1,960E+07	5,658E+03	12
H01	C01	1,681E+07	1,011E+03	3
H03	C.W	1,666E+07	1,968E+03	4
Vapor 6 bar	C07	1,578E+07	1,484E+03	3
H05	C.W	1,523E+07	7,714E+02	2
Vapor 2,5 bar	C07	1,462E+07	4,806E+03	10
Vapor 2,5 bar	C04	1,212E+07	4,891E+02	1
Vapor 6 bar	C08	6,130E+06	1,736E+03	4
Vapor 6 bar	C03	3,949E+06	3,399E+02	1
H01	C03	1,644E+06	1,749E+03	9
H01	C03	7,923E+05	6,839E+02	2
H01	C01	7,450E+05	3,460E+01	1

**Tabela 69 - Resultados das temperaturas iniciais e finais das correntes quente e fria RTC para o Cenário 5 (processo convencional).**

<b>Quente</b>	<b>Fria</b>	<b>T.Inicial Fria (°C)</b>	<b>T. Final Fria (°C)</b>	<b>T. Inicial Quente (°C)</b>	<b>T. Final Quente (°C)</b>
Vapor 2,5 bar	C05	112,0	112,5	127,3	127,0
Vapor 2,5 bar	C02	76,0	105,0	127,5	127,3
H06	C.W	17,7	20,0	82,0	81,7
H03	C04	28,0	82,0	112,0	45,1
H01	C.W	16,1	17,4	82,0	28,0
H01	C01	46,6	70,0	127,5	82,0
H07	C.W	14,0	16,1	78,0	77,5
H04	C.W	14,0	16,1	78,0	35,0
H03	C.W	17,7	20,0	112,0	45,1
H06	C01	30,0	46,6	81,7	81,5
H05	C04	28,0	82,0	107,0	50,0
Vapor 2,5 bar	C03	96,0	123,5	127,0	127,0
Vapor 2,5 bar	C06	108,0	108,5	127,5	127,3
H02	C.W	14,0	16,1	28,0	24,0
Vapor 6 bar	C07	123,5	137,0	160,5	160,1
Vapor 2,5 bar	C07	111,0	123,5	127,3	127,0
H03	C.W	17,4	17,7	45,1	35,0
H05	C.W	17,7	20,0	107,0	50,0
Vapor 6 bar	C08	150,0	150,5	160,1	160,0
Vapor 6 bar	C03	126,0	130,0	160,5	160,1
H01	C03	123,5	126,0	130,0	127,5

**Tabela 70 - Resultados da área e da carga de troca térmica e número de cascos da RTC para o Cenário 5 (processo convencional).**

Quente	Fria	Carga (kJ/h)	Área (m <sup>2</sup> )	Nº Cascos
Vapor 2,5 bar	C05	1,390E+08	2,585E+04	52
Vapor 2,5 bar	C02	7,390E+07	5,877E+03	12
H06	C.W	5,604E+07	2,471E+03	5
H03	C04	5,356E+07	7,565E+03	18
H01	C.W	5,262E+07	4,752E+03	10
H01	C01	4,434E+07	2,982E+03	6
H07	C.W	3,320E+07	1,471E+03	3
H04	C.W	3,270E+07	2,427E+03	5
H03	C.W	3,217E+07	1,691E+03	4
H06	C01	3,146E+07	2,044E+03	5
H05	C04	2,984E+07	3,986E+03	9
Vapor 2,5 bar	C03	2,701E+07	5,935E+03	12
Vapor 2,5 bar	C06	2,420E+07	3,508E+03	8
H02	C.W	1,960E+07	5,038E+03	11
Vapor 6 bar	C07	1,578E+07	1,484E+03	3
Vapor 2,5 bar	C07	1,462E+07	4,806E+03	10
H03	C.W	1,297E+07	1,625E+03	4
H05	C.W	7,958E+06	4,033E+02	1
Vapor 6 bar	C08	6,130E+06	1,736E+03	4
Vapor 6 bar	C03	3,949E+06	3,399E+02	1
H01	C03	2,436E+06	1,811E+03	4

**Tabela 71 - Resultados das temperaturas iniciais e finais das correntes quente e fria RTC para o Cenário Manual (processo convencional).**

<b>C. Quente</b>	<b>C. Fria</b>	<b>T. Inicial Fria (°C)</b>	<b>T. Final Fria (°C)</b>	<b>T. Inicial Quente (°C)</b>	<b>T. Final Quente (°C)</b>
Vapor 2,5 bar	C05	112,0	112,5	127,5	126,2
H03	C01	30,0	68,6	92,1	35,0
H01	C.W	14,0	29,7	92,6	28,0
Vapor 2,5 bar	C02	91,0	105,0	127,5	126,8
H06	C04	28,0	71,0	82,0	81,6
H06	C04	28,0	71,0	82,0	81,6
H07	C.W	14,0	22,3	78,0	77,5
H04	C.W	14,0	18,1	78,0	35,0
H03	C02	81,0	91,0	112,0	92,1
Vapor 2,5 bar	C06	108,0	108,5	127,5	127,0
Vapor 6 bar	C07	117,0	137,0	160,5	159,3
H05	C.W	14,0	19,6	83,9	50,0
H06	C.W	14,0	19,3	81,6	81,5
H02	C.W	14,0	16,5	28,0	24,0
H01	C04	71,0	82,0	110,0	92,6
H05	C02	76,0	81,0	107,0	87,8
Vapor6	C03	119,0	130,0	160,5	160,2
H01	C03	109,1	119,0	130,0	120,0
H01	C03	96,0	105,9	120,0	110,0
Vapor 2,5 bar	C07	111,0	117,0	127,5	127,4
Vapor6	C08	150,0	150,5	160,5	160,2
Vapor 2,5 bar	C03	105,9	109,1	127,5	127,5
H05	C01	68,6	70,0	87,8	83,9

**Tabela 72 - Resultados da área e da carga de troca térmica e número de cascos da RTC para o Cenário Manual (processo convencional).**

C. Quente	C. Fria	Carga (kJ/h)	Área (m <sup>2</sup> )	Nº Cascos
Vapor 2,5 bar	C05	1,390E+08	2,649E+04	53
H03	C01	7,322E+07	2,105E+04	44
H01	C.W	6,292E+07	5,613E+03	12
Vapor 2,5 bar	C02	3,568E+07	3,466E+03	7
H06	C04	3,321E+07	3,443E+03	7
H06	C04	3,321E+07	3,443E+03	7
H07	C.W	3,320E+07	1,550E+03	4
H04	C.W	3,270E+07	2,505E+03	6
H03	C02	2,548E+07	5,429E+03	11
Vapor 2,5 bar	C06	2,420E+07	3,535E+03	8
Vapor 6 bar	C07	2,338E+07	2,038E+03	5
H05	C.W	2,248E+07	1,298E+03	3
H06	C.W	2,109E+07	9,028E+02	2
H02	C.W	1,960E+07	5,135E+03	11
H01	C04	1,699E+07	2,027E+03	5
H05	C02	1,274E+07	2,081E+03	5
Vapor6	C03	1,081E+07	8,436E+02	2
H01	C03	9,745E+06	2,931E+03	6
H01	C03	9,745E+06	2,120E+03	5
Vapor 2,5 bar	C07	7,015E+06	1,472E+03	3
Vapor6	C08	6,130E+06	1,687E+03	4
Vapor 2,5 bar	C03	3,104E+06	4,323E+02	1
H05	C01	2,583E+06	4,365E+02	1

## Apêndice G

Os cenários recomendados pelo *Aspen Energy Analyzer*® através da ferramenta *Recommend Designs* para o estudo de caso II do processo integrado são apresentados nas tabelas a seguir.

**Tabela 73 - Resultados das temperaturas iniciais e finais das correntes quente e fria RTC para o Cenário 1 (processo integrado).**

<b>C. Quente</b>	<b>C. Fria</b>	<b>T. Inicial Fria (°C)</b>	<b>T. Final Fria (°C)</b>	<b>T. Inicial Quente (°C)</b>	<b>T. Final Quente (°C)</b>
H10	C.W	14,2	19,2	86,0	81,0
Vapor 2,5 bar	C06	112,0	112,5	127,4	127,2
H07	C.W	14,2	19,2	82,0	81,5
Vapor 2,5 bar	C03	74,0	105,0	127,5	127,4
H03	C05	34,0	82,0	112,0	54,0
Vapor 2,5 bar	C10	86,3	124,1	127,2	127,1
H01	C02	30,0	49,9	129,0	89,6
H10	C02	49,9	69,5	87,0	86,0
H08	C.W	14,2	19,2	78,0	77,5
H04	C.W	14,2	19,2	78,0	35,0
H01	C.W	14,2	19,2	89,6	48,0
Vapor 6 bar	C10	129,0	156,5	160,4	160,0
Vapor 22 bar	C11	156,5	205,0	215,0	214,5
Vapor 2,5 bar	C04	96,0	123,5	127,1	127,0
Vapor 22 bar	C10	156,5	180,0	215,0	214,5
Vapor 2,5 bar	C11	77,0	123,5	127,1	127,0
H03	C.W	19,2	19,5	54,0	35,0
Vapor 2,5 bar	C07	108,0	108,5	127,5	127,4
H03	C.W	19,6	20,0	112,0	54,0
H05	C05	34,0	82,0	107,0	54,0
H02	C.W	14,2	19,2	28,0	24,0
H01	C.W	14,0	14,2	48,0	28,0
Vapor 6 bar	C11	129,0	156,5	160,4	160,0
Vapor 2,5 bar	C08	111,0	123,5	127,1	127,0
H05	C.W	19,6	20,0	107,0	54,0
Vapor 2,5 bar	C10	77,0	86,3	127,0	127,0
H09	C.W	14,2	19,2	93,0	28,0
Vapor 6 bar	C08	129,0	137,0	160,5	160,4
H01	C05	28,0	34,0	89,6	48,0
C01	C08	123,5	129,0	133,0	132,4
Vapor 6 bar	C09	150,0	150,5	160,5	160,4
C01	C10	124,1	129,0	132,4	131,0
C01	C04	123,5	129,0	132,4	131,0
C01	C11	123,5	129,0	132,4	131,0
H05	C.W	19,5	19,6	54,0	50,0
Vapor 6 bar	C04	129,0	130,0	160,5	160,4
H01	C02	69,5	70,0	130,0	129,0
H01	C10	86,3	124,1	129,0	89,6



**Tabela 74 - Resultados da área e da carga de troca térmica e número de cascos da RTC para o Cenário 1 (processo integrado).**

C. Quente	C. Fria	Carga (kJ/h)	Área (m <sup>2</sup> )	Nº Cascos
H10	C.W	1,895E+08	7,890E+03	16
Vapor 2,5 bar	C06	1,388E+08	2,568E+04	52
H07	C.W	8,747E+07	3,739E+03	8
Vapor 2,5 bar	C03	7,393E+07	5,749E+03	12
H03	C05	5,336E+07	7,854E+03	16
Vapor 2,5 bar	C10	4,139E+07	7,922E+03	16
H01	C02	3,775E+07	1,567E+03	4
H10	C02	3,713E+07	4,035E+03	9
H08	C.W	3,321E+07	1,513E+03	4
H04	C.W	3,265E+07	2,557E+03	6
H01	C.W	3,123E+07	1,766E+03	4
Vapor 6 bar	C10	3,062E+07	6,607E+03	14
Vapor 22 bar	C11	2,718E+07	2,782E+03	6
Vapor 2,5 bar	C04	2,704E+07	5,915E+03	12
Vapor 22 bar	C10	2,617E+07	1,598E+03	4
Vapor 2,5 bar	C11	2,606E+07	4,114E+03	9
H03	C.W	2,437E+07	2,836E+03	6
Vapor 2,5 bar	C07	2,421E+07	3,506E+03	8
H03	C.W	2,100E+07	9,971E+02	2
H05	C05	2,074E+07	2,864E+03	6
H02	C.W	1,958E+07	6,123E+03	13
H01	C.W	1,949E+07	2,415E+03	5
Vapor 6 bar	C11	1,541E+07	3,325E+03	7
Vapor 2,5 bar	C08	1,459E+07	4,885E+03	10
H05	C.W	1,439E+07	7,058E+02	2
Vapor 2,5 bar	C10	1,039E+07	6,385E+02	2
H09	C.W	1,037E+07	8,492E+02	2
Vapor 6 bar	C08	9,340E+06	9,525E+02	2
H01	C05	9,278E+06	7,692E+02	2
C01	C08	6,421E+06	2,965E+03	6
Vapor 6 bar	C09	6,134E+06	1,674E+03	4
C01	C10	5,436E+06	3,229E+03	7
C01	C04	5,408E+06	3,066E+03	7
C01	C11	3,082E+06	1,747E+03	4
H05	C.W	2,658E+06	2,278E+02	1
Vapor 6 bar	C04	9,833E+05	8,831E+01	1
H01	C02	9,478E+05	4,405E+01	1
H01	C10	6,887E+05	6,198E+02	9

**Tabela 75 - Resultados das temperaturas iniciais e finais das correntes quente e fria RTC para o Cenário 2 (processo integrado).**

<b>C. Quente</b>	<b>C. Fria</b>	<b>T. Inicial Fria (°C)</b>	<b>T. Final Fria (°C)</b>	<b>T. Inicial Quente (°C)</b>	<b>T. Final Quente (°C)</b>
H10	C.W	14,6	18,9	85,5	81,0
Vapor 2,5 bar	C06	112,0	112,5	127,4	127,2
H07	C.W	14,6	18,9	82,0	81,5
Vapor 2,5 bar	C03	74,0	99,1	127,2	127,1
H03	C05	33,8	82,0	112,0	70,4
Vapor 2,5 bar	C10	77,0	123,5	127,1	127,0
H01	C.W	14,0	14,6	80,1	28,0
H01	C02	30,0	54,0	126,7	80,1
H03	C.W	18,9	19,5	70,4	35,0
H08	C.W	14,6	18,9	78,0	77,5
H04	C.W	14,6	18,9	78,0	35,0
Vapor 6 bar	C10	129,0	156,5	160,4	160,0
H10	C.W	19,5	20,0	87,0	86,2
H10	C02	54,0	68,7	86,2	85,5
Vapor 22 bar	C11	156,5	205,0	215,0	214,5
Vapor 2,5 bar	C04	97,9	125,4	127,4	127,2
Vapor 22 bar	C10	156,5	180,0	215,0	214,5
Vapor 2,5 bar	C11	77,0	123,5	127,2	127,1
Vapor 2,5 bar	C07	108,0	108,5	127,5	127,4
H05	C05	33,8	82,0	107,0	53,8
H02	C.W	14,6	18,9	28,0	24,0
Vapor 6 bar	C11	129,0	156,5	160,4	160,0
Vapor 2,5 bar	C08	112,9	125,4	127,4	127,2
H05	C.W	19,5	20,0	107,0	53,8
Vapor 2,5 bar	C03	99,1	105,0	127,5	127,4
H09	C.W	14,6	18,9	93,0	28,0
Vapor 6 bar	C08	129,0	137,0	160,5	160,4
Vapor 2,5 bar	C05	28,0	33,8	127,4	127,2
Vapor 6 bar	C09	150,0	150,5	160,5	160,4
C01	C10	124,1	129,0	132,2	131,4
C01	C08	125,4	129,0	133,0	132,2
C01	C04	125,4	129,0	133,0	132,2
C01	C11	123,5	129,0	132,2	131,4
H05	C.W	14,0	14,6	53,8	50,0
H01	C02	68,7	70,0	130,0	127,5
C01	C08	111,0	112,9	131,4	131,2
C01	C04	96,0	97,9	131,2	131,0
Vapor 6 bar	C04	129,0	130,0	160,5	160,4

**Tabela 76 - Resultados da área e da carga de troca térmica e número de cascos da RTC para o Cenário 2 (processo integrado).**

C. Quente	C. Fria	Carga (kJ/h)	Área (m <sup>2</sup> )	Nº Cascos
H10	C.W	1,683E+08	7,038E+03	15
Vapor 2,5 bar	C06	1,388E+08	2,559E+04	52
H07	C.W	8,747E+07	3,741E+03	8
Vapor 2,5 bar	C03	5,997E+07	4,247E+03	9
H03	C05	5,336E+07	4,862E+03	10
Vapor 2,5 bar	C10	5,178E+07	8,196E+03	17
H01	C.W	5,072E+07	4,249E+03	9
H01	C02	4,550E+07	2,199E+03	5
H03	C.W	4,538E+07	4,184E+03	9
H08	C.W	3,321E+07	1,513E+03	4
H04	C.W	3,265E+07	2,559E+03	6
Vapor 6 bar	C10	3,062E+07	6,607E+03	14
H10	C.W	3,050E+07	1,267E+03	3
H10	C02	2,785E+07	3,261E+03	7
Vapor 22 bar	C11	2,718E+07	2,782E+03	6
Vapor 2,5 bar	C04	2,704E+07	7,523E+03	16
Vapor 22 bar	C10	2,617E+07	1,598E+03	4
Vapor 2,5 bar	C11	2,606E+07	4,087E+03	9
Vapor 2,5 bar	C07	2,421E+07	3,498E+03	7
H05	C05	2,104E+07	2,907E+03	6
H02	C.W	1,958E+07	6,108E+03	13
Vapor 6 bar	C11	1,541E+07	3,325E+03	7
Vapor 2,5 bar	C08	1,459E+07	6,614E+03	14
H05	C.W	1,423E+07	6,986E+02	2
Vapor 2,5 bar	C03	1,396E+07	1,534E+03	4
H09	C.W	1,037E+07	8,501E+02	2
Vapor 6 bar	C08	9,340E+06	9,525E+02	2
Vapor 2,5 bar	C05	8,986E+06	2,590E+02	1
Vapor 6 bar	C09	6,134E+06	1,674E+03	4
C01	C10	5,436E+06	3,108E+03	7
C01	C08	4,147E+06	2,219E+03	5
C01	C04	3,493E+06	1,869E+03	4
C01	C11	3,082E+06	1,684E+03	4
H05	C.W	2,533E+06	1,873E+02	1
H01	C02	2,479E+06	1,160E+02	1
C01	C08	2,274E+06	3,271E+02	1
C01	C04	1,915E+06	1,560E+02	1
Vapor 6 bar	C04	9,833E+05	8,831E+01	1

**Tabela 77 - Resultados das temperaturas iniciais e finais das correntes quente e fria RTC para o Cenário 3 (processo integrado).**

<b>C. Quente</b>	<b>C. Fria</b>	<b>T. Inicial Fria (°C)</b>	<b>T. Final Fria (°C)</b>	<b>T. Inicial Quente (°C)</b>	<b>T. Final Quente (°C)</b>
H10	C.W	14,0	17,0	86,0	81,0
Vapor 2,5 bar	C06	112,0	112,5	127,3	127,0
H07	C.W	17,0	19,2	82,0	81,5
Vapor 2,5 bar	C03	74,0	105,0	127,5	127,4
H03	C05	34,0	82,0	112,0	54,0
Vapor 2,5 bar	C10	77,0	123,5	127,3	127,0
H01	C.W	14,0	17,0	80,1	28,0
H01	C02	30,0	49,9	118,8	80,1
H10	C02	49,9	69,5	87,0	86,0
H08	C.W	17,0	19,2	78,0	77,5
H04	C.W	17,0	19,2	78,0	35,0
Vapor 6 bar	C10	129,0	156,5	160,4	160,0
Vapor 22 bar	C11	156,5	205,0	215,0	214,5
Vapor 2,5 bar	C04	96,0	123,5	127,3	127,3
Vapor 22 bar	C10	156,5	180,0	215,0	214,5
Vapor 2,5 bar	C11	78,2	124,7	127,4	127,3
H03	C.W	19,2	19,5	54,0	35,0
Vapor 2,5 bar	C07	108,0	108,5	127,5	127,4
H03	C.W	19,6	20,0	112,0	54,0
H05	C05	34,0	82,0	107,0	54,0
H02	C.W	17,0	19,2	28,0	24,0
Vapor 6 bar	C11	129,0	156,5	160,4	160,0
Vapor 2,5 bar	C08	111,0	125,4	127,4	127,3
H05	C.W	19,6	20,0	107,0	54,0
H09	C.W	17,0	19,2	93,0	28,0
Vapor 6 bar	C08	129,0	137,0	160,5	160,4
H01	C05	28,0	34,0	129,0	119,5
Vapor 6 bar	C09	150,0	150,5	160,5	160,4
C01	C10	123,5	129,0	132,3	131,0
C01	C04	123,5	129,0	132,3	131,0
C01	C08	125,4	129,0	133,0	132,3
H05	C.W	19,5	19,6	54,0	50,0
C01	C11	124,7	129,0	133,0	132,3
C01	C08	111,0	125,4	132,3	131,0
Vapor 6 bar	C04	129,0	130,0	160,4	160,0
H01	C02	69,5	70,0	130,0	129,0

**Tabela 78 - Resultados da área e da carga de troca térmica e número de cascos da RTC para o Cenário 3 (processo integrado).**

C. Quente	C. Fria	Carga (kJ/h)	Área (m <sup>2</sup> )	Nº Cascos
H10	C.W	1,895E+08	7,742E+03	16
Vapor 2,5 bar	C06	1,388E+08	2,591E+04	52
H07	C.W	8,747E+07	3,818E+03	8
Vapor 2,5 bar	C03	7,393E+07	5,749E+03	12
H03	C05	5,336E+07	7,854E+03	16
Vapor 2,5 bar	C10	5,178E+07	8,118E+03	17
H01	C.W	5,072E+07	4,444E+03	9
H01	C02	3,775E+07	1,849E+03	4
H10	C02	3,713E+07	4,035E+03	9
H08	C.W	3,321E+07	1,546E+03	4
H04	C.W	3,265E+07	2,670E+03	6
Vapor 6 bar	C10	3,062E+07	6,604E+03	14
Vapor 22 bar	C11	2,718E+07	2,782E+03	6
Vapor 2,5 bar	C04	2,704E+07	5,768E+03	12
Vapor 22 bar	C10	2,617E+07	1,598E+03	4
Vapor 2,5 bar	C11	2,606E+07	4,571E+03	10
H03	C.W	2,437E+07	2,836E+03	6
Vapor 2,5 bar	C07	2,421E+07	3,506E+03	8
H03	C.W	2,100E+07	9,971E+02	2
H05	C05	2,074E+07	2,864E+03	6
H02	C.W	1,958E+07	7,088E+03	15
Vapor 6 bar	C11	1,541E+07	3,323E+03	7
Vapor 2,5 bar	C08	1,459E+07	5,968E+03	12
H05	C.W	1,439E+07	7,058E+02	2
H09	C.W	1,037E+07	8,970E+02	2
Vapor 6 bar	C08	9,340E+06	9,524E+02	2
H01	C05	9,278E+06	2,767E+02	1
Vapor 6 bar	C09	6,134E+06	1,673E+03	4
C01	C10	6,124E+06	3,480E+03	7
C01	C04	5,408E+06	3,073E+03	7
C01	C08	4,247E+06	2,235E+03	5
H05	C.W	2,658E+06	2,278E+02	1
C01	C11	2,393E+06	1,202E+03	3
C01	C08	2,174E+06	4,995E+02	1
Vapor 6 bar	C04	9,833E+05	8,902E+01	1
H01	C02	9,478E+05	4,405E+01	1

**Tabela 79 - Resultados das temperaturas iniciais e finais das correntes quente e fria RTC para o Cenário 4 (processo integrado).**

<b>C. Quente</b>	<b>C. Fria</b>	<b>T. Inicial Fria (°C)</b>	<b>T. Final Fria (°C)</b>	<b>T. Inicial Quente (°C)</b>	<b>T. Final Quente (°C)</b>
H10	C.W	16,8	19,0	85,7	81,0
Vapor 2,5 bar	C06	112,0	112,5	127,3	127,1
H07	C.W	14,6	16,8	82,0	81,5
Vapor 2,5 bar	C03	74,0	105,0	127,5	127,4
H03	C05	33,8	82,0	112,0	70,4
Vapor 2,5 bar	C10	77,0	123,5	127,1	127,0
H01	C.W	14,0	14,6	80,1	28,0
H01	C02	30,0	54,3	127,3	80,1
H03	C.W	19,0	19,6	70,4	35,0
H08	C.W	14,6	16,8	78,0	77,5
H04	C.W	14,6	16,8	78,0	35,0
Vapor 6 bar	C10	129,0	158,4	160,4	160,0
H10	C02	54,3	69,0	86,5	85,7
Vapor 22 bar	C11	156,5	205,0	215,0	214,5
Vapor 2,5 bar	C04	96,8	124,3	127,4	127,3
Vapor 2,5 bar	C11	77,0	123,5	127,3	127,1
Vapor 2,5 bar	C07	108,0	108,5	127,5	127,4
Vapor 22 bar	C10	158,4	180,0	215,0	214,5
H05	C05	33,8	82,0	107,0	53,8
H10	C.W	19,6	20,0	87,0	86,5
H02	C.W	14,6	16,8	28,0	24,0
Vapor 6 bar	C11	129,0	156,5	160,4	160,0
Vapor 2,5 bar	C08	111,0	123,5	127,1	127,1
H05	C.W	19,6	20,0	107,0	53,8
H09	C.W	14,6	16,8	93,0	28,0
Vapor 2,5 bar	C05	28,0	33,8	127,4	127,3
Vapor 6 bar	C08	129,8	137,0	160,5	160,4
Vapor 6 bar	C09	150,0	150,5	160,5	160,4
C01	C10	123,5	129,0	132,2	131,4
C01	C04	124,3	129,8	133,0	132,2
C01	C08	123,5	127,1	131,4	131,0
H05	C.W	19,0	19,6	53,8	50,0
C01	C11	124,7	129,0	132,2	131,4
C01	C08	127,1	129,8	133,0	132,2
Vapor 22 bar	C10	129,0	158,4	214,5	214,5
H01	C02	69,0	70,0	130,0	128,0
Vapor 6 bar	C08	127,1	129,8	160,4	160,0
Vapor 6 bar	C04	96,0	96,8	160,0	160,0
H01	C11	123,5	124,7	128,0	127,3

**Tabela 80 - Resultados da área e da carga de troca térmica e número de cascos da RTC para o Cenário 4 (processo integrado).**

C. Quente	C. Fria	Carga (kJ/h)	Área (m <sup>2</sup> )	Nº Cascos
H10	C.W	1,784E+08	7,576E+03	16
Vapor 2,5 bar	C06	1,388E+08	2,578E+04	52
H07	C.W	8,747E+07	3,680E+03	8
Vapor 2,5 bar	C03	7,393E+07	5,749E+03	12
H03	C05	5,336E+07	4,862E+03	10
Vapor 2,5 bar	C10	5,178E+07	8,196E+03	17
H01	C.W	5,072E+07	4,246E+03	9
H01	C02	4,600E+07	2,222E+03	5
H03	C.W	4,538E+07	4,201E+03	9
H08	C.W	3,321E+07	1,487E+03	3
H04	C.W	3,265E+07	2,475E+03	5
Vapor 6 bar	C10	3,062E+07	8,240E+03	17
H10	C02	2,785E+07	3,261E+03	7
Vapor 22 bar	C11	2,718E+07	2,781E+03	6
Vapor 2,5 bar	C04	2,704E+07	6,270E+03	13
Vapor 2,5 bar	C11	2,606E+07	4,058E+03	9
Vapor 2,5 bar	C07	2,421E+07	3,506E+03	8
Vapor 22 bar	C10	2,407E+07	1,496E+03	3
H05	C05	2,104E+07	2,907E+03	6
H10	C.W	2,037E+07	8,451E+02	2
H02	C.W	1,958E+07	5,385E+03	11
Vapor 6 bar	C11	1,541E+07	3,321E+03	7
Vapor 2,5 bar	C08	1,459E+07	4,871E+03	10
H05	C.W	1,423E+07	6,994E+02	2
H09	C.W	1,037E+07	8,155E+02	2
Vapor 2,5 bar	C05	8,986E+06	2,589E+02	1
Vapor 6 bar	C08	8,452E+06	8,728E+02	2
Vapor 6 bar	C09	6,134E+06	1,672E+03	4
C01	C10	6,124E+06	3,347E+03	7
C01	C04	5,408E+06	2,933E+03	6
C01	C08	4,189E+06	2,033E+03	5
H05	C.W	2,533E+06	2,159E+02	1
C01	C11	2,393E+06	1,436E+03	3
C01	C08	2,232E+06	1,534E+03	4
Vapor 22 bar	C10	2,095E+06	8,338E+01	1
H01	C02	1,970E+06	9,197E+01	1
Vapor 6 bar	C08	8,885E+05	7,773E+01	1
Vapor 6 bar	C04	7,483E+05	3,267E+01	1
H01	C11	6,887E+05	5,526E+02	2

**Tabela 81 - Resultados das temperaturas iniciais e finais das correntes quente e fria RTC para o Cenário 5 (processo integrado).**

<b>C. Quente</b>	<b>C. Fria</b>	<b>T. Inicial Fria (°C)</b>	<b>T. Final Fria (°C)</b>	<b>T. Inicial Quente (°C)</b>	<b>T. Final Quente (°C)</b>
H10	C.W	86,3	81,0	85,7	81,0
Vapor 2,5 bar	C06	127,3	127,1	127,3	127,1
H07	C.W	82,0	81,5	82,0	81,5
Vapor 2,5 bar	C03	127,1	127,0	127,5	127,4
H03	C05	112,0	45,1	112,0	70,4
Vapor 2,5 bar	C10	127,4	127,3	127,1	127,0
H01	C.W	80,1	28,0	80,1	28,0
H01	C02	128,3	80,1	127,3	80,1
H08	C.W	78,0	77,5	70,4	35,0
H04	C.W	78,0	35,0	78,0	77,5
Vapor 6 bar	C10	160,4	160,0	78,0	35,0
H10	C02	87,0	86,3	160,4	160,0
Vapor 22 bar	C11	215,0	214,5	86,5	85,7
Vapor 2,5 bar	C04	127,4	127,4	215,0	214,5
Vapor 22 bar	C10	215,0	214,5	127,4	127,3
Vapor 2,5 bar	C11	127,4	127,3	127,3	127,1
H03	C.W	112,0	45,1	127,5	127,4
Vapor 2,5 bar	C07	127,5	127,4	215,0	214,5
H05	C05	107,0	50,0	107,0	53,8
H02	C.W	28,0	24,0	87,0	86,5
H05	C.W	107,0	50,0	28,0	24,0
Vapor 6 bar	C11	160,4	160,0	160,4	160,0
Vapor 2,5 bar	C08	127,4	127,4	127,1	127,1
Vapor 2,5 bar	C06	127,5	127,4	107,0	53,8
H03	C.W	45,1	35,0	93,0	28,0
H09	C.W	93,0	28,0	127,4	127,3
Vapor 6 bar	C08	160,5	160,4	160,5	160,4
Vapor 6 bar	C09	160,5	160,4	160,5	160,4
C01	C10	132,2	131,4	132,2	131,4
C01	C08	133,0	132,2	133,0	132,2
C01	C04	133,0	132,2	131,4	131,0
C01	C11	132,2	131,4	53,8	50,0
C01	C08	131,2	131,0	132,2	131,4
C01	C04	131,4	131,2	133,0	132,2
Vapor 6 bar	C04	160,5	160,4	214,5	214,5
H01	C02	130,0	129,0	130,0	128,0
Vapor 6 bar	C08	160,4	160,0	160,4	160,0



**Tabela 82 - Resultados da área e da carga de troca térmica e número de cascos da RTC para o Cenário 5 (processo integrado).**

C. Quente	C. Fria	Carga (kJ/h)	Área (m <sup>2</sup> )	Nº Cascos
H10	C.W	1,988E+08	8,453E+03	17
Vapor 2,5 bar	C06	1,258E+08	2,335E+04	47
H07	C.W	8,747E+07	3,687E+03	8
Vapor 2,5 bar	C03	7,393E+07	5,815E+03	12
H03	C05	6,150E+07	8,686E+03	18
Vapor 2,5 bar	C10	5,178E+07	8,396E+03	17
H01	C.W	5,072E+07	4,247E+03	9
H01	C02	4,703E+07	2,269E+03	5
H08	C.W	3,321E+07	1,490E+03	3
H04	C.W	3,265E+07	2,483E+03	5
Vapor 6 bar	C10	3,062E+07	6,604E+03	14
H10	C02	2,785E+07	3,261E+03	7
Vapor 22 bar	C11	2,718E+07	2,782E+03	6
Vapor 2,5 bar	C04	2,704E+07	7,389E+03	15
Vapor 22 bar	C10	2,617E+07	1,598E+03	4
Vapor 2,5 bar	C11	2,606E+07	4,008E+03	9
H03	C.W	2,426E+07	1,301E+03	3
Vapor 2,5 bar	C07	2,421E+07	3,498E+03	7
H05	C05	2,188E+07	2,923E+03	6
H02	C.W	1,958E+07	5,451E+03	11
H05	C.W	1,591E+07	8,216E+02	2
Vapor 6 bar	C11	1,541E+07	3,324E+03	7
Vapor 2,5 bar	C08	1,459E+07	6,466E+03	13
Vapor 2,5 bar	C06	1,302E+07	2,412E+03	5
H03	C.W	1,298E+07	1,512E+03	4
H09	C.W	1,037E+07	8,190E+02	2
Vapor 6 bar	C08	8,452E+06	8,729E+02	2
Vapor 6 bar	C09	6,134E+06	1,673E+03	4
C01	C10	5,436E+06	3,108E+03	7
C01	C08	4,147E+06	2,459E+03	5
C01	C04	3,493E+06	1,869E+03	4
C01	C11	3,082E+06	1,684E+03	4
C01	C08	2,274E+06	3,304E+02	1
C01	C04	1,915E+06	1,550E+02	1
Vapor 6 bar	C04	9,833E+05	8,830E+01	1
H01	C02	9,478E+05	4,405E+01	1
Vapor 6 bar	C08	8,885E+05	7,585E+01	1



## ANEXO

Os projetos que ofertam energia elétrica para a rede devem utilizar o fator de emissão de CO<sub>2</sub> associado à rede em que se encontram.

Os fatores de emissão de CO<sub>2</sub> resultantes da geração de energia elétrica são calculados a partir dos registros de geração das usinas e, em especial, termoelétricas. Essas informações são necessárias aos projetos de energia renovável conectado à rede elétrica e implantado no Brasil no âmbito do MDL do Protocolo de Quioto.

A metodologia utilizada nesse cálculo é a “Metodologia consolidada de linha de base para a geração de eletricidade conectada à rede a partir de fontes renováveis” - Metodologia ACM0002 (UNITED NATIONS FRAMEWORK CONVENTION ON CLIMATE, 2012).

De forma geral, as reduções de emissão de CO<sub>2</sub> de um projeto são calculadas multiplicando-se a energia líquida fornecida pela atividade do projeto para a rede interligada pelo fator de emissão da linha de base.

A emissão da linha de base visa estimar as emissões que ocorreriam na ausência do projeto de MDL. Essa emissão é calculada como uma margem combinada (CM), que compreende dois componentes: a margem de construção (BM) e a margem de operação (OM). A margem de construção visa avaliar a contribuição das usinas que seriam construídas caso o projeto não existisse. A margem de operação visa avaliar a contribuição das usinas que seriam despachadas na ausência da geração do projeto.

A seguir, será apresentado o fator de emissão utilizado neste trabalho, sendo obtido de um projeto de MDL que consiste no aumento da eficiência da unidade de cogeração com bagaço (uma fonte renovável de energia, resíduo do processamento de cana-de-açúcar) da Companhia Energética Santa Elisa S/A (BANCO NACIONAL DE DESENVOLVIMENTO ECONÔMICO E SOCIAL, 2013b).

### **Estimativa das emissões antrópicas por fontes de gases de efeito estufa da linha de base**

A metodologia de linha de base considera a determinação do fator de emissão da rede na qual a atividade de projeto está conectada, sendo a rede relevante para este caso a rede Sul/Sudeste/Centro-Oeste.

Para determinar o fator de emissão da margem de operação (OM) deve-se usar uma das seguintes opções:

- a) 0 t CO<sub>2</sub>/MWh;
- b) o(s) fator(es) de emissão da(s) usina(s) de energia específica(s) da(s) qual(is) a eletricidade é importada, somente se as usinas específicas forem claramente conhecidas;
- c) a taxa média de emissão da rede de exportação, somente se as importações líquidas não excederem 20% da geração total do sistema elétrico do projeto ou;
- d) o fator de emissão da rede exportadora é determinado utilizando a margem combinada conforme descrito, se as importações líquidas excederem 20% da geração total do sistema elétrico do projeto.

O método utilizado no cálculo da OM foi a opção b, já que a escolha de preferência c, enfrentaria a barreira de disponibilidade de dados no Brasil.

Para calcular a OM, dados de despacho diário do Operador Nacional do Sistema (ONS) precisaram ser coletados. ONS não fornece regularmente tais informações, o que implicou em obtê-las através de comunicação direta. As informações eram referentes aos anos de 2002, 2003 e 2004 (BANCO NACIONAL DE DESENVOLVIMENTO ECONÔMICO E SOCIAL, 2013b).

### **Cálculo da Margem de Operação**

De acordo com a metodologia *Simple Adjusted Operating Margin Emission Factor*, item b, o fator de margem de operação ( $EF_{OM, simple\ adjusted, y}$ ) é obtido através da equação A1:

$$EF_{OM, simple\ adjusted, y} = (1 - \lambda_y) \frac{\sum_{ij} F_{i,j,y} \cdot COEF_{ij}}{\sum_j GEN_{j,y}} \quad (A1)$$

em que:

$\lambda_y$ : Proporção de horas no ano y (em %) para a qual as fontes de baixo custo/inflexíveis estão na margem;

$F_{i,j,y}$ : Total de combustível i (em unidade de massa ou volume) consumido por fontes relevantes de energia j (análogo para fontes k) em ano(s) y;

j: Referente às fontes de energia que alimentam eletricidade na rede, não incluindo as usinas de baixo custo de operação e inflexíveis e incluindo as importações para a rede;

k: Referente às fontes de energia de baixo custo de operação e inflexíveis;

COEF: Coeficiente de CO<sub>2</sub> do combustível i (t CO<sub>2</sub> / unidade de massa ou volume de combustível), levando em conta o potencial de emissão de dióxido de carbono equivalente dos combustíveis usados por fontes relevantes de energia j (análogo para fontes k) e a oxidação percentual do combustível em ano(s) y ;

GEN: eletricidade (MWh) alimentada na rede pela fonte j (análoga para fontes k).

É assumido aqui que todas as usinas de fontes de baixo custo e despacho obrigatório produzem emissões nulas. Os dados de despacho horário mais recentes recebidos pela ONS foram usados para determinar o fator  $\lambda$  para cada um dos anos. A geração de baixo custo e de despacho obrigatório foi determinada como a geração total menos a geração das plantas de geração térmica por combustível fóssil, sendo esta última determinada pelos dados diários de despacho fornecidos pela ONS. Essas informações foram obtidas e analisadas pelos validadores e extensivamente discutidas de maneira a tornar todos os pontos claros.

Os valores necessários ao cálculo não foram apresentados no formulário do documento de concepção (BANCO NACIONAL DE DESENVOLVIMENTO ECONÔMICO E SOCIAL, 2013b), somente os valores de  $\lambda$ . Os valores de  $\lambda$  e carga de energia do sistema de energia brasileiro são apresentados na tabela 83 e os resultados do fator de margem de operação encontram-se na tabela 84.

**Tabela 83 - Valores de  $\lambda$  e carga elétrica fornecida pela ONS.**

Ano	$\lambda$	Carga elétrica (MWh)
2002	0,5053	275.402.896
2003	0,5312	288.493.929
2004	0,5041	297.879.874

**Tabela 84 - Fatores de margem de operação fornecida pela ONS.**

Ano	EF <sub>OM, simple adjusted</sub>
2002	0,4207
2003	0,4397
2004	0,4327
Média	0,4310

### Cálculo da Margem de Construção

De acordo com a metodologia usada, o fator de emissão da Margem de Construção (MC) também precisa ser determinado e é dado por:

$$EF_{BM} = \frac{\sum_{i,m} F_{i,m} \cdot COEF_{i,m}}{\sum_j GEN_{m,y}} \quad (A2)$$

em que:

$F_{i,m}$ ,  $COEF_{i,m}$  e  $GEN_{m,y}$  são análogas às variáveis descritas pelo método da margem de operação simples (AM0015) para as plantas  $m$ , com base nas informações mais atuais disponíveis sobre as plantas já construídas (2004).

O grupo de amostra  $m$  consiste em uma das seguintes proposições:

- a) as cinco centrais que foram construídas mais recentemente ou;
- b) as adições de capacidade das centrais do sistema elétrico que abrangem 20% da geração do sistema (em MWh) e que foram construídas mais recentemente.

A geração de eletricidade neste caso corresponde a 20% do total gerado no ano mais recente (2004). Como as cinco plantas mais recentes construídas geram menos que os 20%, o cálculo do fator em questão resulta em:

$$EF_{BM} = 0,1045 \frac{t\ CO_2}{MWh} \quad (A3)$$

### Cálculo do fator de emissão da linha de base

Finalmente, o fator de emissão da linha de base é calculado por uma fórmula de média ponderada, considerando tanto o MO quanto o MC sendo os pesos de 50% e 50% por definição da AM0015. Logo, o resultado será:

$$EF_{electricity,2002-2004} = 0,5 \cdot 0,4310 + 0,5 \cdot 0,1045 = 0,2677 \frac{t\ CO_2}{MWh} \quad (A4)$$