



Universidade Federal do Rio de Janeiro
Escola de Química
Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Processos Químicos e
Bioquímicos

Filipe Augusto Rodrigues do Amaral

Dissertação de Mestrado
Diagrama de Fontes de Cogeração

Orientadores: D. Sc. Fernando Luiz Pellegrini Pessoa

D.Sc. Flávio da Silva Francisco

Rio de Janeiro

Agosto de 2019

Diagrama de Fontes de Cogeração

Filipe Augusto Rodrigues do Amaral

Dissertação submetida ao Corpo Docente do Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Processos Químicos e Bioquímicos da Escola de Química da Universidade Federal do Rio de Janeiro, como parte dos requisitos necessários para a obtenção de grau de Mestre em Ciências.

Orientadores

F+P-

Fernando Luiz Pellegrini Pessoa, D. Sc.

Flávio da S. Francisco

Flávio da Silva Francisco, D. Sc.

Aprovado por

F+P-

Prof. Fernando Luiz Pellegrini Pessoa, D. Sc., EQ/UFRJ

Flávio da S. Francisco

Flávio da Silva Francisco, D. Sc., UFRJ

C.U.L.

Prof. Eduardo Mach Queiroz, D. Sc., EQ/UFRJ

André

Prof. André Luiz Hemerly Costa, D. Sc., IQ/UERJ

Rio de Janeiro

Agosto de 2019

CIP - Catalogação na Publicação

A485d Amaral, Filipe Augusto Rodrigues do
 Diagrama de Fontes de Cogeração / Filipe Augusto
 Rodrigues do Amaral. -- Rio de Janeiro, 2019.
 125 f.

 Orientador: Fernando Luiz Pellegrini Pessoa.
 Coorientador: Flávio da Silva Francisco.
 Dissertação (mestrado) - Universidade Federal do
Rio de Janeiro, Escola de Química, Programa de Pós
Graduação em Engenharia de Processos Químicos e
Bioquímicos, 2019.

 1. Análise Pinch. 2. Cogeração. 3. Integração de
processos. 4. Método algorítmico. 5. Redes de
distribuição de vapor. I. Pessoa, Fernando Luiz
Pellegrini, orient. II. Francisco, Flávio da Silva,
coorient. III. Título.

Elaborado pelo Sistema de Geração Automática da UFRJ com os dados fornecidos pelo(a) autor(a), sob a responsabilidade de Miguel Romeu Amorim Neto - CRB-7/6283.

“Encare a realidade como ela é, não como foi ou como você deseja que ela seja.”

Jack Welch, executivo estadunidense

Agradecimentos

Em primeiro lugar, agradeço a Deus pela dádiva da vida e por me garantir capacidades físico-motoras desde meu nascimento; ao meu pai Paulo Amaral que abdicou financeiramente de tudo para me dar a melhor educação possível; a minha mãe Maria Rosa que abdicou de vários anos para cuidar de mim; e a minha namorada Jéssica Monteiro pelo apoio às minhas metas e pelo incentivo no que ainda tenho receio em buscar.

Agradecimentos ao restante da minha família: meus tios, tias, primos e primas aqui no Brasil e os que estão na Europa: seu apoio foi fundamental. Um carinho especial para minha priminha Larissa que me alegra todos os sábados.

Agradeço a Fernando Pellegrini e Flávio Francisco por confiarem em mim, me orientarem e compartilharem o legado do GIPQ comigo. Além de toda a equipe de professores e funcionários da secretária do EPQB pela colaboração; e ao Conselho Nacional de Desenvolvimento Científico e Tecnológico (CNPq) pela bolsa concedida nos últimos meses de pesquisa.

Gostaria de agradecer especialmente a alguns amigos: Thiago Pinheiro, futuro rei da termodinâmica, pelas conversas enriquecedoras e apoio na minha dissertação; Raphaela Baêso, a grande faísca para eu entrar no mestrado, pois eu não teria passado no processo seletivo se não tivesse ingressado na iniciação científica – ainda na UFF – graças aos seus contatos. Aos meus amigos de curta, média e longa data pelo apoio – Ana Paula, Andressa Nakao, Eric Humberto, Gabriel Bernardo, Gabriel Gonçalves, Gustavo Nascimento, Juliana Targueta, Laís de Lima, Leonardo Porcello, Mariane Moraes, Michel Barcelos, Raphael Nogueira, Ughor Vassimon, Vinícius Menez e Wallace Freitas pelas risadas, incentivos, puxões de orelha e pela presença constante. Não poderia esquecer do João Pedro, Isabel Coelho e Yamara Matos pela caminhada compartilhada desde que ingressamos juntos no mestrado.

Por fim, mas não menos importante, a todos os membros, sobretudo à professora Andrea Valdman, pela oportunidade, e aos amigos Alexandre Augusto, Douglas Castro, José Torraca e Rafael Tiradentes pelo convívio na EQ Hands-On, a qual abriu minha mente, senso de engenharia e criatividade. E aos craques do futebol das quartas e quintas no campo anexo da Coppe pelas horas de desconcentração.

Se me esqueci de alguém, pode me cobrar, sou iluminado por ter tantas pessoas estelares e incontáveis por perto, então é difícil lembrar-me de todas.

Resumo da Dissertação de Mestrado apresentada ao Curso de Pós-Graduação em Engenharia de Processos Químicos e Bioquímicos da Escola de Química/UFRJ como partes dos requisitos necessários para a obtenção do grau de Mestre em Ciências.

Diagrama de Fontes de Cogeração

Filipe Augusto Rodrigues do Amaral

Agosto, 2019

Orientadores: Prof. Fernando Luiz Pellegrini Pessoa, D. Sc.

Flávio da Silva Francisco, D. Sc.

Em 1987, o termo desenvolvimento sustentável foi definido sucintamente como uma forma de desenvolvimento que não compromete e esgota os recursos para as gerações futuras. Para alcançá-lo, os interesses técnico, econômico, ambiental e social devem ser conciliados. Nesse sentido, a Engenharia de Processos se mostra adequada para avaliar de forma holística o processo e agregar sinergia entre essas áreas. Um dos seus subdomínios é a Integração de Processos (IP), uma ferramenta útil para a análise da sustentabilidade de um processo, uma vez que a IP define objetivos, sintetiza diferentes soluções e as analisa de acordo com os critérios relevantes. Uma das várias metodologias da IP é o Diagrama de Fontes (DF), que usa procedimentos algorítmicos-heurísticos e conceitos da Análise *Pinch* para o gerenciamento de recursos. Devido à sua adaptabilidade em trabalhar em outros campos, através da manutenção do algoritmo e da simples troca das variáveis relevantes, propõe-se utilizar o DF para cogeração, a qual pode ser definida como sistemas combinados de produção e uso de calor e potência. Estes oferecem maior eficiência térmica, baixas emissões por unidade de potência e podem ser configurados para fornecer energia térmica em diferentes níveis de qualidade. Esta nova ferramenta é denominada Diagrama de Fontes de Cogeração (DFCG) e serve para avaliar o potencial de cogeração e satisfazer uma dada demanda em várias situações padrão de operação em uma unidade industrial como problemas com: fonte única de vapor, múltiplas fontes de vapor, oferta de vapor insuficiente para alimentar a demanda, e/ou excesso de vapor. Ademais, é apresentado um estudo de viabilidade econômica das redes de distribuição de vapor propostas e do lucro associado com respeito à energia elétrica produzida. Inicialmente, dois exemplos foram resolvidos através da metodologia DFCG e os resultados foram comparados com o método gráfico e o método de cascata de vapor; e os desvios foram menores que 0,5%. Em um segundo momento, foram apresentados dois estudos de caso e diferentes cenários foram avaliados; observou-se que os sistemas combinados de calor e potência se mostraram interessantes pois possuem um custo de implementação baixo, além da obtenção de lucro em geração de energia elétrica: 201 e 1.297 milhões de dólares/ano para os melhores cenários de cada caso.

Abstract of Dissertation presented to Curso de Pós-Graduação em Engenharia de Processos Químicos e Bioquímicos da Escola de Química/UFRJ as partial fulfillment of the requirements for the degree of Master of Science.

Cogeneration Sources Diagram

Filipe Augusto Rodrigues do Amaral

August, 2019

Advisors: Prof. Fernando Luiz Pellegrini Pessoa, D. Sc.

Flávio da Silva Francisco, D. Sc.

In 1987, the term sustainable development was born; succinctly defined as a form of development that doesn't compromise and exhaust the resources for future generations. To achieve it, technical, economic, environmental and social interests must be reconciled. In this sense, Process Engineering is shown as an adequate tool to evaluate holistically the process and to add synergy between such areas. One of its subdomains is Process Integration (PI), a useful tool for analysis of the sustainable of a process, since IP defines objectives, synthesizes different solutions and analyzes them according to the relevant criteria. One of the several IP methodologies is the Source Diagram (SD), that uses algorithmic-heuristic procedures and *Pinch* analysis concepts for resource management. Due to its adaptability to work in other fields, through the maintenance of the algorithm and the simple exchange of relevant variables, it is proposed to use SD for cogeneration, that can be defined as combined systems of production and use of heat and power. They offer higher thermal efficiency, low emissions per power unit, and can be configured to deliver thermal energy at different quality levels. This new tool is called Cogeneration Source Diagram (CGSD) and suits to evaluate the cogeneration potential and satisfy a given demand in various standard situations of operation in an industrial site as problems with: single steam source, multiple steam sources, insufficient steam to feed demand, and/or excess steam. Besides, a study of the economic evaluation of the proposed steam distribution networks and its associated profit with respect to the electricity produced is presented. Initially, two examples with hypothetical data were solved using CGSD methodology and the results were compared with graphical and steam cascade methods; and the deviations were less than 0.5%. Secondly, two case studies were presented and different scenarios were evaluated; it was observed that the combined heat and power systems were interesting because they have a low implementation cost, also its profit in electricity generation: 201 and 1,297 million dollars/year for the best scenarios of each case.

SUMÁRIO

Capítulo 1	17
Introdução	17
1.1 Desenvolvimento Sustentável	18
1.2 Engenharia de Processos	20
1.3 Motivação.....	22
1.4 Objetivos	24
1.5 Estrutura do texto	24
Capítulo 2	26
Cogeração: Sistemas Combinados de Calor e Potência.....	26
2.1 Posicionamento adequado para máquinas térmicas	28
2.2 Máquinas térmicas práticas	29
Capítulo 3	32
Revisão bibliográfica	32
3.1 Redes de geração e distribuição de vapor	32
3.2 Tipos de turbinas a vapor	35
3.3 Diagramas pressão/volume	38
3.4 Metodologias disponíveis na literatura para o cálculo do potencial de cogeração	39
Capítulo 4	53
Diagrama de Fontes de Cogeração	53
4.1 Metodologia DFCE	53
4.2 Exemplos Ilustrativos.....	59
4.3 Análise do desvio percentual entre o DFCE e os métodos comparados.....	69
Capítulo 5	71
Análise econômica das plantas de cogeração	71
Capítulo 6	75
Estudos de Caso	75
6.1 Estudo de Caso 1	75
6.2 Estudo de Caso 2.....	91
Capítulo 7	103
Conclusões e Sugestões de Trabalhos Futuros	103
Capítulo 8	106
Referências Bibliográficas	106

Anexo A.....	112
Diagrama de Fontes: Estado da Arte	112
A.1 Diagrama de Fontes de Água	112
A.2 Diagrama de Fontes de Hidrogênio.....	116
A.3 Diagrama de Fontes de Água de Resfriamento	117
A.4 Diagrama de Fontes de Carbono	118
Anexo B.....	120
Base termodinâmica para turbinas	120
Anexo C.....	125
Avaliação das equações de análise econômica	125
C.1 Avaliação das equações do artigo de Ng et al. (2017)	125
C.2 Avaliação das equações do artigo de Bamufleh et al. (2012).....	125

Lista de Tabelas

Tabela 1 - Comparação entre os métodos disponíveis na literatura	51
Tabela 2 - Parâmetros das utilidades para o método 1.	60
Tabela 3 - Tabela de oportunidades para o método 1.....	61
Tabela 4 - Tabela de oportunidades modificada para o método 1.....	62
Tabela 5 - Comparação de Resultados para o método 1.....	65
Tabela 6 - Parâmetros das utilidades para o método 2.	65
Tabela 7 - Tabela de oportunidades para o método 2.....	65
Tabela 8 - Tabela de oportunidades modificada para o método 2 – Cenário 1	66
Tabela 9 - Tabela de oportunidades modificada para o método 2 – Cenário 2.....	68
Tabela 10 - Comparação de Resultados para o método 2.....	68
Tabela 11 - Desvio Percentual entre o DFCEG e métodos propostos na literatura.....	69
Tabela 12 - Parâmetros das utilidades para o Caso 1.	75
Tabela 13 - Tabela de Oportunidades para o Caso 1.....	76
Tabela 14 - Tabela de oportunidades modificada para o Caso 1 – Cenário 1	76
Tabela 15 - Parâmetros utilizados para análise do custo capital.	78
Tabela 16 - Custo capital para o Caso 1 – Cenário 1	79
Tabela 17 - Custo capital para o Caso 1 – Cenário 2	80
Tabela 18 - Custo capital para o Caso 1 – Cenário 3	82
Tabela 19 - Custo capital para o Caso 1 – Cenário 4	85
Tabela 20 - Tabela de oportunidades modificada para o Caso 1 – Cenário 5	85
Tabela 21 - Custo capital para o Caso 1 – Cenário 5	86
Tabela 22 - Tabela de oportunidades modificada para o Caso 1 – Cenário 6.....	87
Tabela 23 - Custo capital para o Caso 1 – Cenário 6	88
Tabela 24 - Tabela de oportunidades modificada para o Caso 1 – Cenário 7	89
Tabela 25 - Custo capital para o Caso 1 – Cenário 7	90
Tabela 26 - Balanço final para o Caso 1.....	91
Tabela 27 - Parâmetros das utilidades para o Caso 2.	91
Tabela 28 - Tabela de oportunidades para o Caso 2.....	92
Tabela 29 - Tabela de oportunidades modificada para o Caso 2 – Cenário 1	92
Tabela 30 - Custo capital para o Caso 2 – Cenário 1	94
Tabela 31 - Tabela de oportunidades modificada para o Caso 2 – Cenário 2.....	95
Tabela 32 - Custo capital para o Caso 2 – Cenário 2	96
Tabela 33 - Tabela de oportunidades modificada para o Caso 2 – Cenário 3.....	97
Tabela 34 - Custo capital para o Caso 2 – Cenário 3	99
Tabela 35 - Tabela de oportunidades modificada para o Caso 2 – Cenário 4.....	100
Tabela 36 - Custo capital para o Caso 2 – Cenário 4	101
Tabela 37 - Balanço final para o Caso 2.....	102

Lista de Figuras

Figura 1 - Critérios necessários para o projeto de processo sustentável. Fonte: elaboração própria	21
Figura 2 - Posicionamento inadequado da máquina térmica. Fonte: Adaptado de Kemp (2007)	28
Figura 3 - Posicionamento adequado da máquina térmica. Fonte: Adaptado de Kemp (2007)	29
Figura 4 - Diagrama esquemático do ciclo de potência a vapor. Fonte: Adaptado de Kemp (2007).....	30
Figura 5 - Diagrama esquemático de turbina a gás. Fonte: Adaptado de Kemp (2007)	30
Figura 6 - Diagrama esquemático de motores alternativos. Fonte: Adaptado de Kemp (2007)	31
Figura 7 - Rede de distribuição de vapor ilustrativa. Fonte: Adaptado de Fonte: Adaptado de Ng et al. (2017).....	35
Figura 8 - Tipos de turbinas a vapor. Fonte: Adaptado de Ohji e Haraguchi (2017).....	36
Figura 9 - Diagrama PV mostrando as regiões do líquido, líquido/vapor e vapor com isotermas. Fonte: Adaptado de Smith, Van Ness e Abbott (2007).....	39
Figura 10 - Esquema de um Complexo Industrial. Fonte: Adaptado de Dhole e Linnhoff (1993)	40
Figura 11 - Uso do SSSP para definição das metas do Complexo Industrial. Fonte: Adaptado de Dhole e Linnhoff (1993)	41
Figura 12 - Diagrama Pinch para Meta de Cogeração por Energia Extraível. Fonte: Adaptado de El-Halwagi et al. (2009).....	42
Figura 13 - Preparo do IBTM a partir da SUGCC. Fonte: Adaptado de Ghannadzadeh et al. (2012).....	46
Figura 14 - Diagrama de Cascata de Vapor. Fonte: Adaptado de Ng et al. (2017).....	50
Figura 15 - Algoritmo para aplicação do DFCG	59
Figura 16 - DFCG após a criação dos intervalos de entalpia específica para o método 1	62
Figura 17 - DFCG após representação das vazões de vapor demandado para o método 1	63
Figura 18 - DFCG após o cálculo da taxa de energia gerada em cada intervalo para o método 1	63
Figura 19 - DFCG para o método 1 - Remoção de vapor em excesso da fonte HP	64
Figura 20 - DFCG para o método 2 – Cenário 1	67
Figura 21 - DFCG para o método 2 – Cenário 2	68
Figura 22 - DFCG para o Estudo de Caso 1 – Cenário 1	77
Figura 23 - Rede de distribuição de vapor para o Estudo de Caso 1 – Cenário 1	78
Figura 24 - DFCG para o Estudo de Caso 1 – Cenário 2	80
Figura 25 - Rede de distribuição de vapor para o Estudo de Caso 1 – Cenário 2	80
Figura 26 - DFCG para o Estudo de Caso 1 – Cenário 3	82
Figura 27 - Rede de distribuição de vapor para o Estudo de Caso 1 – Cenário 3	82
Figura 28 - DFCG para o Estudo de Caso 1 – Cenário 4	83
Figura 29 - Rede de distribuição de vapor para o Estudo de Caso 1 – Cenário 4	84
Figura 30 - DFCG para o Estudo de Caso 1 – Cenário 5	86
Figura 31 - Rede de distribuição de vapor para o Estudo de Caso 1 – Cenário 5	86

Figura 32 - DFCG para o Estudo de Caso 1 – Cenário 6	87
Figura 33 - Rede de distribuição de vapor para o Estudo de Caso 1 – Cenário 6	88
Figura 34 - DFCG para o Estudo de Caso 1 – Cenário 7	89
Figura 35 - Rede de distribuição de vapor para o Estudo de Caso 1 – Cenário 7	90
Figura 36 - DFCG para o Estudo de Caso 2 – Cenário 1	93
Figura 37 - Rede de distribuição de vapor para o Estudo de Caso 2 – Cenário 1	94
Figura 38 - DFCG para o Estudo de Caso 2 – Cenário 2	95
Figura 39 - Rede de distribuição de vapor para o Estudo de Caso 2 – Cenário 2	96
Figura 40 - DFCG para o Estudo de Caso 2 – Cenário 3	98
Figura 41 - Rede de distribuição de vapor para o Estudo de Caso 2 – Cenário 3	99
Figura 42 - DFCG para o Estudo de Caso 2 – Cenário 4	100
Figura 43 - Rede de distribuição de vapor para o Estudo de Caso 2 – Cenário 4	101

Lista de Siglas

ATM	<i>Automated Targeting Method</i>
CHP	<i>Combined Heat and Power</i>
CNUMAD	Conferência das Nações Unidas sobre o Meio Ambiente e o Desenvolvimento
EP	Engenharia de Processos
ES	<i>Excess or exhaust steam</i>
DF	Diagrama de Fontes
DFA	Diagrama de Fontes de Água
DFAR	Diagrama de Fontes de Água de Resfriamento
DFC	Diagrama de Fontes de Carbono
DFCG	Diagrama de Fontes de Cogeração
DFH	Diagrama de Fontes de Hidrogênio
EPCTPD	<i>Extractable Power Cogeneration Targeting Pinch Diagram</i>
GCC	<i>Grand Composite Curves</i>
GEE	Gases do Efeito Estufa
GIPQ	Grupo de Integração de Processos
HP	<i>High Pressure</i>
HW	<i>Hot Water</i>
ICC	<i>Integrated Composite Curves</i>
IP	Integração de Processos
IBTM	<i>Iterative Bottom-to-Top Model</i>
LP	<i>Low Pressure</i>
MINEA	Minimização de Efluentes Aquosos
MINLP	<i>Mixed Integer Nonlinear Programming</i>
MP	<i>Medium Pressure</i>
NLP	<i>Non-linear Programming</i>
ODM	Objetivos de Desenvolvimento do Milênio
ONU	Organização das Nações Unidas
SCA	<i>Steam Cascade Analysis</i>
SCD	<i>Steam Cascade Diagram</i>

SCT	<i>Steam Cascade Table</i>
SGCC	<i>Site Grand Composite Curve</i>
SSSP	<i>Site Source-Sink Profiles</i>
SUGCC	<i>Site Utility Grand Composite Curve</i>
TSHI	<i>Total Site Heat Integration</i>
VHP	Very High Pressure
WAMEN	<i>Water Allocation and Mass Exchange Network</i>

Lista de Símbolos

$C_{f,k}$	custos de combustível (\$/h)
C_{CALD}	custo total de capital para uma caldeira tubular de água (\$)
C_{GER}	custo de geração (\$/h)
c_p	calor específico a pressão constante (kJ/(kg.K))
C_{TURB}	custo total de capital para uma turbina não-condensadora (\$)
c_v	calor específico a volume constante (kJ/(kg.K))
E_k^C	potencial de cogeração no <i>header</i> de nível k (BTU/h)
E^{total}	potencial de cogeração (GJ/h)
f	combustível
$F_{excesso}$	vazão de vapor em excesso (kg/h)
F_i	vazão da fonte i (kg/h)
F_i^t	vazão da fonte i utilizada no intervalo t;
F_j	vazão da demanda j (kg/h)
$F_{i,j}$	vazão da fonte i ou demanda j (kg/h)
$F_{i,j}^t$	vazão de vapor proveniente da fonte <i>i</i> , requerida pela demanda <i>j</i> , no intervalo <i>t</i> (kg/h)
$F_{m,j}^t$	vazão de vapor proveniente da fonte <i>m</i> , requerida pela demanda <i>j</i> , no intervalo <i>t</i> (kg/h)
$F_{restante\ i}$	vazão restante da fonte i que restou após integração (kg/h)
$F_{utilizada\ i}$	vazão da fonte i que foi utilizada após integração (kg/h)
$h_{entrada}$	entalpia específica do gás na entrada da turbina (kJ/kg)
h_{f_1}	entalpia específica da água de alimentação da caldeira assumida como líquido saturado (kJ/kg)
h_i	entalpia específica da fonte i (kJ/kg)
$h_{inicial}^t$	entalpia específica inferior do intervalo t (kJ/h)
$\dot{H}_{i,j}$	taxa de energia da fonte i ou demanda j (kJ/h)
$h_{i,j}$	entalpia específica da fonte i ou demanda j (kJ/kg)
h_i^t	entalpia específica da fonte i utilizada no intervalo t (kJ/kg)

h_m^t	entalpia específica da fonte m utilizada no intervalo t (kJ/kg)
h_{final}^t	entalpia específica superior no intervalo t (kJ/h)
h_j	entalpia específica da demanda j (kJ/kg)
$h_{saída}$	entalpia específica do gás na saída da turbina (kJ/kg)
h_1	entalpia específica do vapor na entrada da turbina (kJ/kg)
k	<i>header</i> de vapor
L_e	lucro obtido para produção de energia elétrica (\$/h)
\dot{m}	vazão mássica expandida (kg/h)
N_d	número de demandas
$N_{intervalos}$	número de intervalos de entalpia específica do DFCG
N_k^P	fator de pressão de operação
N_k^T	fator de temperatura de superaquecimento
p	pressão (Pa)
P	pressão de operação da caldeira (psia)
P_{atm}	pressão atmosférica (psia)
P_k	pressão de operação manométrica (psig)
PCI_f	poder calorífico inferior do combustível (kJ/kg)
$Q_{k\ CALD}$	calor requerido pela caldeira (BTU/h)
$Q_{f,k\ CALD}$	quantidade de calor transferida pela combustão do combustível para o vapor no <i>header</i> de nível k (BTU/h)
\dot{Q}	taxa de calor (kJ/h)
r	taxa de juros
R	constante universal dos gases perfeitos ((m ³ .Pa)/(K.mol))
s	entropia (kJ/K)
t	tempo (h)
T	temperatura (K)
t^*	vida útil operacional (ano)
T	temperatura do vapor na entrada da turbina (°F)
T_k	temperatura de superaquecimento (°F)
T_{sat}	temperatura de saturação do vapor na entrada da turbina (°F)
v	volume específico (m ³ /kg)

w	trabalho real por unidade de massa (kJ/kg)
W_{efetivo}	trabalho efetivamente retirado da máquina (KJ)
W_{is}	trabalho isentrópico (kJ)
W_{th}	trabalho termodinâmico (kJ)
\dot{W}_{efetivo}	taxa de trabalho ou potência extraída efetiva da turbina (kJ/h)
\dot{W}_{is}	taxa de trabalho ou potência extraída isentrópica da turbina (kJ/h)
α	tempo de operação anual (h/ano)
β	fator anualizado (ano^{-1})
γ	preço unitário do combustível (\$/kg)
δq	pequena variação de quantidade de calor trocada com o ambiente (kJ)
Δh	variação de entalpia específica (J/kg)
$\Delta \dot{H}_{\text{transf},i}^t$	taxa de energia a ser transferida pela fonte i no intervalo t
Δs	variação de entropia (kJ/K)
$\eta_{\text{f CALD}}$	eficiência da caldeira baseada no tipo de combustível
η_{gerador}	eficiência do(s) gerador(es) síncrono(s)
η_{is}	eficiência isentrópica
η_{mec}	eficiência mecânica
η_{mec}	eficiência termodinâmica
Σ	somatório
φ	preço da energia elétrica (\$/kWh)

Capítulo 1

Introdução

A primeira Conferência das Nações Unidas sobre o Meio Ambiente e Desenvolvimento (CNUMAD), também conhecida como Conferência de Estocolmo, foi uma conferência internacional organizada sob os auspícios das Nações Unidas em Estocolmo, Suécia, de 5 a 16 de junho de 1972. Foi a primeira grande conferência da Organização das Nações Unidas (ONU) sobre questões ambientais internacionais; e marcou um ponto de virada no desenvolvimento da política ambiental internacional (UN, 1972).

A urgência da Conferência se originou na contestação tardia de que através da atual evolução do homem na Terra, chegou-se a uma etapa em que, graças à rápida aceleração da ciência e da tecnologia, o homem adquiriu o poder de transformar, de inúmeras maneiras e em uma escala sem precedentes, tudo que o cerca.

Devido a essa capacidade de transformar o que o cerca, utilizada com discernimento, o homem pode levar a todos os povos os benefícios do desenvolvimento e oferecer-lhes a oportunidade de dignificar sua existência.

Mesmo assim, notam-se inúmeras consequências ao redor das muitas regiões terrestres quando esse poder é utilizado imprudente e erroneamente pelo homem. São danos incalculáveis e, em alguns casos, irreparáveis, como: níveis perigosos de contaminação na água, no ar e na terra; desequilíbrio ecológico da biosfera; destruição e esgotamento de recursos insubstituíveis; e transtornos nocivos à saúde física, mental ou social do homem.

Nos países subdesenvolvidos, parcela significativa da população segue vivendo, em pleno século XXI, sob condições deploráveis de saneamento básico, saúde, educação e lazer. Dessa forma, uma parcela dos países desenvolvidos tem redirecionado seus esforços a fim de diminuir essa barreira que os afasta a fim de salvaguardar e

melhorar as condições da sociedade e do meio-ambiente como um todo; além de buscar alternativas viáveis à crescente industrialização.

Além disso, o crescimento populacional e o aumento do nível de vida constituem outro obstáculo a ser enfrentado. Estima-se que a população mundial cresça 33%: de 7,0 bilhões para 9,3 bilhões até 2050 (UN DESA, 2011) As consequências são maiores demandas de recursos naturais finitos na agricultura pecuária e distribuição de energia. Se essas tendências continuarem, prevê-se que até 2050:

- A demanda de água aumente em torno de 55% (Leflaive, 2012);
- A demanda por energia aumente entre 27-61% (WE, 2013);
- A demanda de alimentos aumente pelo menos 60% (Alexandratos e Bruinsma, 2012).

Dessa forma, observa-se que uma nova forma de desenvolvimento deve ser empregada de forma a mitigar os déficits projetados. Neste sentido, surge a oportunidade para o desenvolvimento de novas ferramentas e metodologias que auxiliem na mudança para um desenvolvimento sustentável.

1.1 Desenvolvimento Sustentável

Dessa forma, em 1987, através do Relatório Brundtland, documento intitulado “Nosso Futuro Comum” (*Our Common Future*), nasceu o termo “*desenvolvimento sustentável*”. Este foi definido como: “*development that meets the needs of the present without compromising the ability of future generations to meet their own needs.*”¹ (WCED, 1987). Em outras palavras, é o desenvolvimento que não esgota os recursos para o futuro.

Para ser alcançado, o desenvolvimento sustentável depende, então, de planejamento e do reconhecimento de que os recursos naturais são finitos. Esse conceito representou uma nova forma de desenvolvimento econômico, que leva em conta o meio ambiente. O desenvolvimento sustentável sugere, de fato, a redução do uso de matérias-primas e produtos e o aumento da reutilização e da reciclagem.

¹ Tradução livre: “desenvolvimento que contempla as necessidades atuais sem comprometer a habilidade das futuras gerações de atender suas próprias necessidades.”

Posteriormente, a Organização das Nações Unidas realizou, no Rio de Janeiro, em 1992, a segunda CNUMAD, mais conhecida como Rio 92, referência à cidade que a abrigou, e como “Cúpula da Terra” por ter mediado acordos entre os chefes de Estado presentes. A diferença entre as duas conferências pode ser traduzida pela presença maciça de Chefes de Estado na segunda, fator indicativo da importância atribuída à questão ambiental no início da década de 1990.

Os 179 países participantes do Rio 92 acordaram e assinaram a Agenda 21 Global, um programa de ação baseado num documento de 40 capítulos, que constitui a mais abrangente tentativa já realizada de promover, em escala planetária, o denominado desenvolvimento sustentável. O termo “Agenda 21” foi usado no sentido de intenções, desejo de mudança para esse novo modelo de desenvolvimento para o século XXI.

Dessa forma, a Agenda 21 se constituiu num poderoso instrumento de reconversão da sociedade industrial rumo a um novo paradigma, que exige a reinterpretação do conceito de progresso, contemplando maior harmonia e equilíbrio holístico entre o todo e as partes, promovendo a qualidade, não apenas a quantidade do crescimento.

Em setembro de 2000, a Organização das Nações Unidas promoveu a Assembleia do Milênio, a reunião de chefes de Estado e de governo de maior magnitude jamais realizada: 191 delegações estavam presentes, 147 delas lideradas por suas autoridades de mais alto escalão.

O debate resultou na aprovação da Declaração do Milênio, que reconhece que o mundo já possui a tecnologia e o conhecimento para resolver a maioria dos problemas enfrentados pelos países pobres. No entanto, tais soluções não foram implementadas na escala necessária. Foram identificados oito objetivos gerais, chamados de Objetivos de Desenvolvimento do Milênio (ODM):

- 1 - Erradicar a extrema pobreza e a fome.
- 2 - Atingir o ensino básico universal.
- 3 - Promover a igualdade de gênero e a autonomia das mulheres.
- 4 - Reduzir a mortalidade infantil.
- 5 - Melhorar a saúde materna.
- 6 - Combater o HIV/AIDS, a malária e outras doenças.
- 7 - Garantir a sustentabilidade ambiental.
- 8 - Estabelecer uma parceria mundial para o desenvolvimento.

Entre 13 a 22 de junho de 2012, a CNUMAD realizou na cidade do Rio de Janeiro a Rio+20. A Rio +20 foi assim conhecida porque marcou os vinte anos de realização da Rio 92 e contribuiu para definir a agenda do desenvolvimento sustentável para as próximas décadas.

O objetivo da Conferência foi renovar o compromisso político com o desenvolvimento sustentável, por meio da avaliação do progresso e das lacunas na implementação das decisões adotadas pelas principais cúpulas sobre o assunto e do tratamento de temas novos e emergentes. A Conferência teve como principais temas a economia verde no contexto do desenvolvimento sustentável e da erradicação da pobreza; e a estrutura institucional para o desenvolvimento sustentável.

1.2 Engenharia de Processos

Um processo industrial que produz, de forma sustentável e econômica, produtos valiosos e, simultaneamente, subprodutos que podem ser usados em outros processos deve conter algumas etapas imprescindíveis da Engenharia de Processos. (HARMSSEN, 2004).

A Engenharia de Processos (EP) se adequa ao que foi proposto uma vez que ela é responsável pela sinergia entre as diversas áreas. Esta é definida como: “conjunto de atividades que incluem a concepção, o dimensionamento e a avaliação do desempenho do processo para obtenção do produto desejado” (ZAKON; PESSOA, 2001).

Corroborando o que foi dito acima, a EP engloba a síntese e a análise de processos e isso fica claro quando se observam os principais desafios que emergem da área: projeto de produtos e processos; controle de processos; operação de processos; modelagem; integração de processos; e ferramentas ou métodos de suporte como modelagem e simulação (GROSSMAN; WESTERBERG, 2000).

A Integração de Processos (IP) será a área da EP mais discutida, pois é o enfoque dessa dissertação. A IP é definida como uma forma sistemática para identificar e corrigir ineficiências em processos. A IP foi concebida durante a década de 70 no contexto da crise do petróleo. Ela trouxe como primeiros desenvolvimentos projetos com eficiência energética, economia de energia e redução de custos (KLEMES, 2013).

Entre os variados benefícios advindos da IP em aplicações industriais, pode-se destacar a redução do consumo de água, redução das emissões de efluentes; menor

descarte de resíduos; melhoria de eficiência; menores custos operacionais; entre outros. Logo, para aplicá-la é necessário haver uma interação global entre as diversas áreas e objetivos. Devem-se conciliar interesses e critérios técnicos, econômicos, ambientais e sociais; estes dois últimos não devem ser mais avaliados como um complemento posterior, mas sim encarados simultaneamente (AZAPAGIC; PERDAN; CLIFT, 2004). Esse raciocínio é sintetizado na Figura 1.



Figura 1 - Critérios necessários para o projeto de processo sustentável. Fonte: elaboração própria

Para alcançar o projeto sustentável de processos, geralmente a IP envolve quatro etapas (EL-HALWAGI, 2012a, 2016):

- (1) Etapa de iniciação: define o objetivo e o escopo;
- (2) Etapa de metas: determina as metas;
- (3) Etapa de síntese: sintetiza as diferentes soluções e selecionar as melhores
- (4) Etapa de análise: analisa as alternativas selecionadas

Conforme exposto, as etapas de síntese e análise do processo funcionam como os dois pilares primários para o projeto sustentável através da IP: enquanto a síntese gera alternativas; a análise as avalia a fim de obter um denominador comum aos critérios técnico, econômico, ambiental e social (FRANCISCO *et al.*, 2015).

Dentre as ferramentas utilizadas na IP, a tecnologia *Pinch* mostra-se como uma poderosa abordagem. Embora a origem tenha se concentrado na IP para economia de calor, combustíveis, água e efluentes, os mais recentes desenvolvimentos se propagaram para novos domínios, como cadeias de suprimentos, planejamento de produção e desenvolvimento regional. Os desenvolvimentos têm sido bem-sucedidos a fim de implementar a filosofia da IP e obtenção das metas antes da modelagem detalhada do processo e da otimização do projeto, modernização ou operação (KLEMES, 2018).

1.3 Motivação

Vapor d'água é a utilidade de aquecimento mais comumente utilizado para fornecer as exigências de aquecimento de inúmeros processos em unidades industriais (DIBAN; FOO, 2017).

Quando vapor é utilizado para aquecimento indireto (sem contato e sem troca mássica), são empregados trocadores de calor para realizar a troca térmica com as correntes de processo.

Em um trocador de calor, o vapor atua como fluido quente pois aquece um fluido de processo mais frio: o vapor muda do estado gasoso para o estado líquido transferindo calor latente à temperatura constante. Comparando as condições operacionais com outras fontes de aquecimento, como a água e o óleo quentes, estas aquecem um fluido frio apenas através da troca de calor sensível (com diminuição de sua própria temperatura). Dessa forma, a transferência térmica do vapor fornece um efeito de aquecimento notavelmente maior do que a transferência térmica da água ou do óleo quentes; além de várias outras vantagens tanto no projeto (*design*) quanto na modernização (*retrofit*).

Porém, e se o vapor também puder ser usado indiretamente para fornecer energias elétrica ou mecânica simultaneamente ao fornecimento térmico? O termo Cogeração ou Sistemas Combinados de Calor e Potência (*Combined Heat and Power – CHP*) são um dos meios bem estabelecidos para o fim supracitado. Além dessa vantagem, tais sistemas oferecem maior eficiência térmica, e, portanto, baixas emissões por unidade de potência. Além disso, os sistemas CHP podem ser configurados para fornecer energia térmica a diferentes níveis de qualidade (NG et al., 2017).

Ademais, há um desejo de ampliar o portfólio do Diagrama de Fontes (DF), procedimento algoritmo-heurístico que foi desenvolvido pelo Grupo de Integração de Processos Químicos (GIPQ) da Escola de Química da Universidade Federal do Rio de Janeiro (UFRJ).

O desenvolvimento do DF teve início em problemas envolvendo a determinação do mínimo consumo de água em processos e síntese da respectiva rede hídrica, recebendo a denominação de Diagrama de Fontes de Água (DFA) (GOMES, 2002).

A metodologia DF foi estendida para outra abordagem: o Diagrama de Fontes de Hidrogênio (DFH). Seu principal objetivo é avaliar a economia de hidrogênio que pode ser atingida ao implementar uma rede de distribuição somente através do reúso de correntes.

Francisco (2017) estendeu o DF para outras áreas criando novas variantes, como o Diagrama de Fontes de Água de Resfriamento (DFAR), que tem por objetivo determinar a vazão mínima de água no sistema de resfriamento, sem prejudicar a remoção da carga térmica no conjunto de trocadores de calor; e o Diagrama de Fontes de Carbono (DFC), que possibilita o gerenciamento das emissões de Gases do Efeito Estufa (GEE) na elaboração de um planejamento energético.

Mais uma abordagem permitirá um significativo avanço no estado da arte do DF, a fim de torná-lo uma ferramenta estruturada com diferentes funções agregadas em uma única estrutura para aplicação em diferentes contextos e segmentos.

Quando comparado com outras metodologias (algorítmicas, gráficas ou computacionais), o DF se mostra mais versátil e simples de usar, com cálculos rápidos (lineares e algébricos) e geração concomitante tanto da determinação das metas quanto da obtenção das redes, em comparação com outros métodos diversos na literatura, como o método da Curva Composta de Energia Extraível (El-HALWAGI et al., 2009) e o método analítico da Análise de Cascata de Vapor (NG et al., 2017), os quais necessitam de duas etapas distintas para a resolução do problema.

Finalmente, somam-se à essas vantagens a questão de o DF ser uma ferramenta puramente nacional, o qual deve auxiliar a tomada de decisão dos engenheiros de processo em complexos industriais que operam com diferentes níveis de vapor na busca de processos mais eficientes, lucrativos e sustentáveis. Mais detalhes acerca do Diagrama de Fontes estão disponíveis no Anexo A desta dissertação.

1.4 Objetivos

Conforme a motivação apresentada, o objetivo geral é dar continuidade ao desenvolvimento da metodologia do Diagrama de Fontes para o gerenciamento de Sistemas Combinados de Calor e Potência (CHP), através da apresentação de uma ferramenta de Integração de Processos facilmente aplicável. Ao final dessa dissertação, espera-se consolidar o chamado Diagrama de Fontes de Cogeração como solução prática para tomada de decisões.

Os objetivos específicos desse trabalho são os seguintes:

- i. Apresentar e validar o emprego do Diagrama de Fontes para Cogeração (DFCG) frente a diferentes métodos recentes na literatura a fim de comprovar a aplicabilidade do algoritmo;
- ii. Testar o DFCG em diferentes estudos de caso, os quais constituem situações de uma unidade industrial, em problemas de fonte de vapor única ou múltiplas fontes, a fim de obter o potencial de cogeração com ou sem excesso de vapor

1.5 Estrutura do texto

O trabalho é dividido em 8 capítulos, incluindo este introdutório. O Capítulo 2 traz a base teórica para compreensão dos sistemas de cogeração como sistemas combinados de geração de calor e potência.

O Capítulo 3 traz uma revisão bibliográfica acerca dos principais trabalhos e autores na área de Cogeração nos últimos anos, independentemente do método aplicado.

O Capítulo 4 apresenta o algoritmo heurístico do DFCG com um fluxograma intuitivo que resume as etapas do método; e dois exemplos ilustrativos presentes na literatura com subsequente comparação entre os resultados.

No capítulo 5, há a apresentação dos cálculos para viabilidade econômica das futuras redes de distribuição de vapor extraídas a partir do DFCG.

O Capítulo 6 sistematiza a aplicação do DFCG através de dois estudos de casos, cada qual com quatro diferentes cenários, e posterior construção das respectivas redes de distribuição de vapor.

No Capítulo 7, apresentam-se as conclusões obtidas e sugestões para a realização de futuros trabalhos nessa área.

O Capítulo 8 traz as referências bibliográficas.

O Anexo A traz uma linha temporal dos Diagramas de Fontes sintetizados nos últimos anos:

- i. Diagrama de Fontes de Água (DFA) (GOMES, 2002), que propõe formas para reduzir o consumo do recurso água de maneira sistemática;
- ii. Diagrama de Fontes de Hidrogênio (DFH) (BORGES; PESSOA; QUEIROZ, 2012), que atua no gerenciamento do sistema de distribuição de hidrogênio em refinarias de petróleo;
- iii. Diagrama de Fontes de Água de Resfriamento (DFAR) (FRANCISCO, 2017), que atua na determinação da vazão mínima de água no sistema de resfriamento, sem prejudicar a remoção da carga térmica nos trocadores de calor do sistema;
- iv. Diagrama de Fontes de Carbono (DFC) (FRANCISCO, 2017), que atua no desenvolvimento do planejamento energético do setor elétrico tendo como base o Acordo de Paris e para avaliação da disponibilidade de terra para produção de biocombustíveis. Por fim, o Diagrama de Fontes para Cogeração é desenvolvido e apresentado ao fim desse capítulo.

No Anexo B, é mostrada a base termodinâmica por trás da expansão real de gases em turbinas, considerando termos de eficiência (termodinâmica e mecânica) para atingir resultados mais próximos à realidade.

Finalmente, no Anexo C, há uma comparação entre as equações utilizadas no capítulo 5 e as equações reportadas na Bibliografia.

Capítulo 2

Cogeração: Sistemas Combinados de Calor e Potência

Segundo Kemp (2007), enquanto os sistemas de utilidade suprem as necessidades de aquecimento e resfriamento que não podem ser atendidas pelas trocas de calor entre as correntes de processo, um próximo passo para otimizar as plantas industriais é a análise da interação das utilidades de aquecimento e resfriamento com os requisitos de energia, os quais podem ser:

- Sistemas combinados de calor e potência (CHP), que geram trabalho mecânico enquanto simultaneamente fornecem utilidade quente;
- Bombas de calor, que usam energia para reduzir as utilidades quentes e frias;
- Sistemas de refrigeração, que fornecem requisitos de refrigeração abaixo da temperatura ambiente e consomem energia;

A maioria dos processos químicos não requer apenas calor; eles também requerem energia em forma de trabalho. Esta energia pode ser usada para acionar motores elétricos, bombas e compressores, ou até *displays* visuais e/ou iluminação. A maioria das indústrias paga para importar esta energia na forma de eletricidade de uma empresa fornecedora externa, porém, a energia pode ser gerada internamente de alguma forma. Em alguns países, uma parcela significativa é produzida em hidroelétricas ou por outras fontes renováveis. No entanto, na maioria dos casos, a grande maioria da energia é gerada a partir de máquinas térmicas.

Uma máquina térmica é um dispositivo que converte calor em energia. À alta temperatura, o calor é fornecido pela queima de carvão, petróleo, gás natural ou outros combustíveis fósseis; alternativamente, pode ser fornecido por uma reação nuclear. Na maioria das estações de energia, o calor é usado para evaporar a água e produzir vapor de alta pressão. Este vapor então flui por uma turbina, exerce uma força na sua lâmina

para girá-la e produz potência de eixo; como resultado, o vapor de escape sai com uma pressão menor. Muitas vezes, este é condensado e a água fria é recirculada até as caldeiras para ser reutilizada. O calor latente de condensação do vapor é, portanto, desperdiçado. Como resultado, a eficiência térmica destes processos (energia produzida dividida pelo calor fornecido pelo combustível) é no máximo 40%.

Existem outros tipos de motores térmicos. Por exemplo, o motor de combustão interna queima óleo diesel, gasolina ou gás natural, produz energia e libera calor nos gases de exaustão e na água utilizada para resfriar os cilindros. Da mesma forma, na turbina a gás, combustível é queimado em uma corrente de ar comprimido para produzir gás quente à alta pressão; este então passa pela turbina, produz energia e emerge como gás quente à baixa pressão. Mais uma vez, esses processos têm apenas cerca de 40% de eficiência ou menos na produção de energia.

A baixa eficiência de geração das máquinas térmicas significa que uma quantidade substancial de calor é produzida e desperdiçada. No entanto, plantas de processo típicas têm tanto requerimentos de calor quanto requerimentos de energia. O horizonte que se abre é usar as máquinas térmicas nas plantas industriais para produzir energia e, ao mesmo tempo, usar o calor rejeitado como utilidade quente nos processos, dando então um sistema muito mais eficiente.

Esse é o conceito de CHP. No entanto, esse sistema deve ser cuidadosamente projetado para garantir que qualquer calor produzido esteja em um nível útil. Além disso, é possível “recuar” a produção de energia para que o vapor possa ser extraído da turbina em temperaturas mais altas e usadas diretamente para as necessidades de aquecimento do processo, embora ocorra perda na produção de potência de eixo. Portanto, é necessário encontrar maneiras de adaptar um sistema de cogeração para fornecer calor às temperaturas requeridas na planta.

Outro sistema que junta as necessidades de calor e potência são as bombas de calor. Estes geralmente funcionam como uma máquina térmica reversa, usando uma entrada de energia para elevar o calor de uma baixa temperatura para uma maior. As bombas de calor também incluem sistemas de recompressão de vapor.

2.1 Posicionamento adequado para máquinas térmicas

A Figura 2 mostra um diagrama esquemático de um processo, dividido em duas regiões na temperatura de *Pinch*. A região acima do *Pinch* requer aquecimento líquido H, enquanto a região abaixo do *Pinch* requer refrigeração líquida C.

Parte das necessidades de aquecimento será fornecida por uma máquina térmica que produz trabalho W. Se o objetivo é produzir calor à uma temperatura útil, sua eficiência será um pouco menor do que a de uma estação de energia; como suposição, a eficiência será 33%. Assim, são necessárias 3W unidades de combustível, dos quais 2W unidades de calor são produzidos. Se as máquinas térmicas estiverem operando separadamente do processo, um total de utilidade quente ($H+3W$) e utilidade fria ($C+2W$) seriam requeridos.

Na Figura 2, a máquina térmica está liberando calor para o processo ao invés de rejeitá-lo para a água de resfriamento. Entretanto, se os requisitos de utilidades quente e fria são somados, descobre-se que eles não são diferentes do caso isolado. Dessa forma, como o sistema CHP está localizado, não há nenhuma economia na rede.

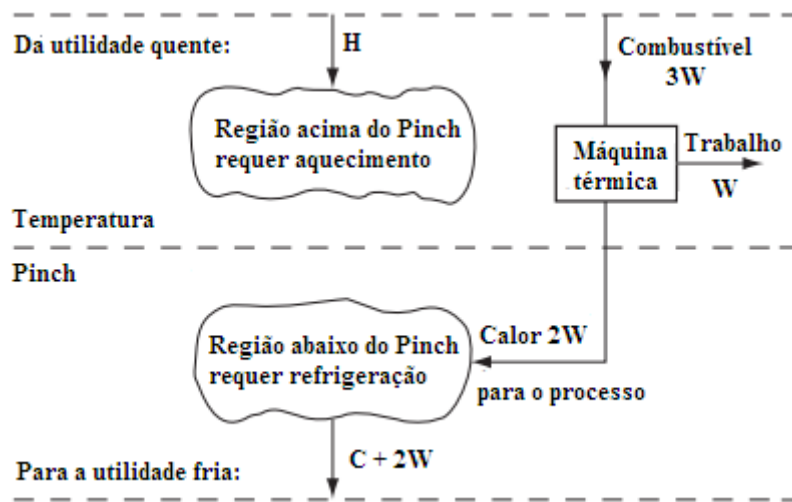


Figura 2 - Posicionamento inadequado da máquina térmica. Fonte: Adaptado de Kemp (2007)

Isso ocorre porque o calor residual da máquina térmica está sendo fornecido para o processo abaixo do *Pinch*, região que não requer aquecimento. Então, a máquina térmica está mal localizada em termos termodinâmicos.

Então, muda-se o sistema para que a máquina térmica rejeite calor acima do *Pinch*, como mostrado na Figura 3. Assim, o calor residual provido para a região acima

do *Pinch* traz uma economia direta quanto ao calor que deveria ser fornecido inicialmente a essa região. A necessidade de utilidade quente total cai para $(H+W)$, enquanto a necessidade de utilidade fria cai de volta para C .

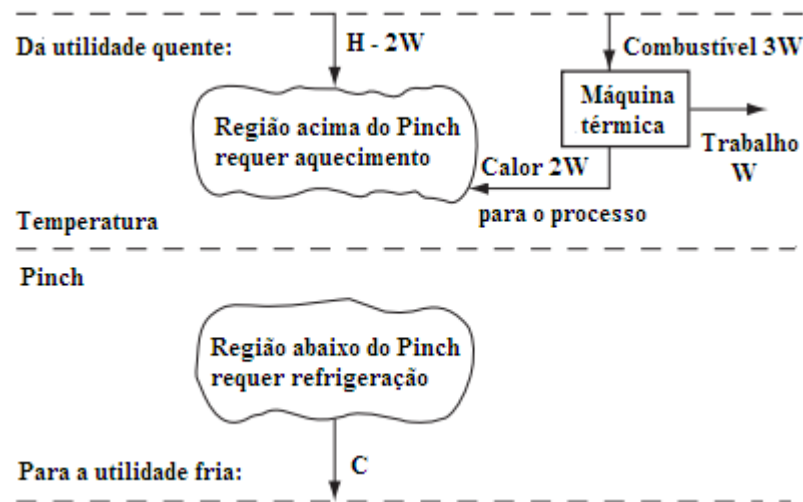


Figura 3 - Posicionamento adequado da máquina térmica. Fonte: Adaptado de Kemp (2007)

2.2 Máquinas térmicas práticas

O método industrial CHP usual é usar uma máquina térmica que queime combustível, gere potência de eixo e ainda produza calor, a qual pode ser usado para aquecer o processo. Três tipos de máquina podem ser utilizados:

- (i) Turbinas a vapor (ciclo de Rankine): vapor de alta pressão é gerado em uma caldeira e a queda energética para temperaturas e pressões mais baixas necessárias, para os processos do complexo industrial, é feito através de uma ou mais turbinas. A energia é gerada a partir do eixo da turbina. Uma variedade de combustíveis pode ser usada na caldeira. Um diagrama esquemático é apresentado na Figura 4.

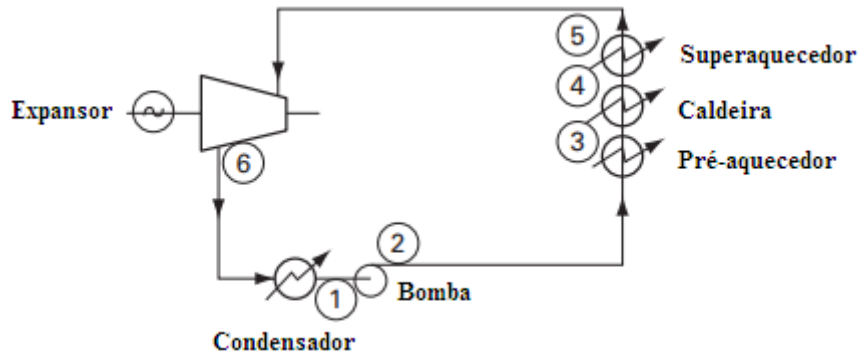


Figura 4 - Diagrama esquemático do ciclo de potência a vapor. Fonte: Adaptado de Kemp (2007)

- (ii) Turbinas a gás: combustível, geralmente gás natural, é queimado em ar comprimido em um forno. Os gases resultantes, a alta pressão e temperatura fluem diretamente através de uma turbina e geram trabalho de eixo, embora aproximadamente dois terços desse trabalho são necessários para acionar o compressor. Os gases de exaustão podem ser usados para fornecer aquecimento ao processo, às vezes diretamente, sendo o mais comum utilizá-los para fornecer energia ao vapor em uma caldeira de calor residual. Um diagrama esquemático é apresentado na Figura 5.

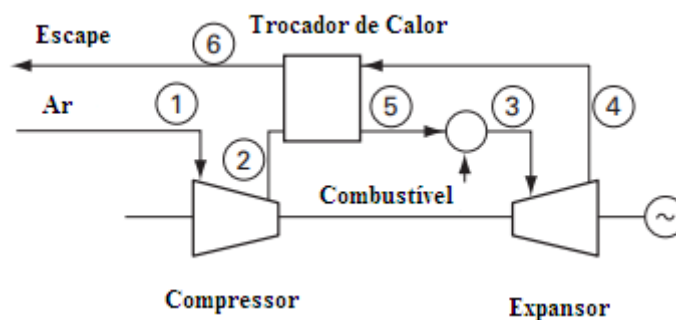


Figura 5 - Diagrama esquemático de turbina a gás. Fonte: Adaptado de Kemp (2007)

- (iii) Motores alternativos: combustível é queimado em um motor de combustão interna gerando potência de eixo pelo arranjo pistão-cambota. Os gases quentes de exaustão podem fornecer calor ao processo. Os cilindros do motor também exigem quantidades substanciais de

resfriamento. O combustível pode ser óleo diesel, gás natural ou uma combinação de ambos em um motor bicomcombustível. Um diagrama esquemático é apresentado na Figura 6.

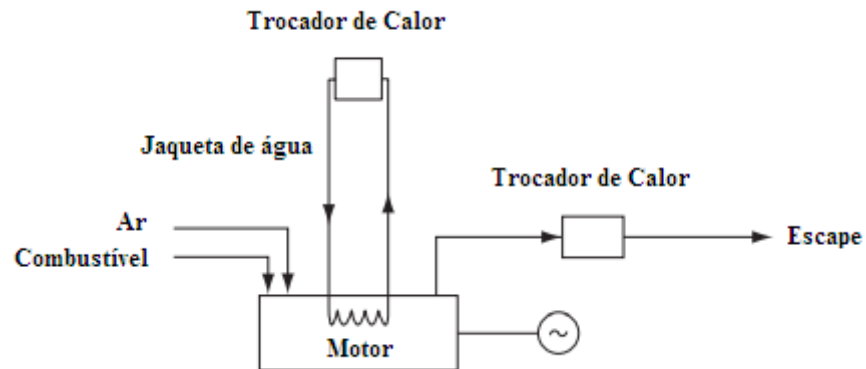


Figura 6 - Diagrama esquemático de motores alternativos. Fonte: Adaptado de Kemp (2007)

Capítulo 3

Revisão bibliográfica

A revisão bibliográfica será dividida em quatro subtópicos, os quais compreendem:

- (i) Redes de geração e distribuição de vapor, assim como seus principais componentes;
- (ii) Tipos de turbinas a vapor convencionais.
- (iii) Diagramas pressão/volume, cuja finalidade é situar o leitor acerca do estado termodinâmico do vapor.
- (iv) Trabalhos sobre diferentes sistemas e as metodologias utilizadas a fim de calcular o potencial de cogeração.

3.1 Redes de geração e distribuição de vapor

Uma rede completa de vapor requer um sistema de geração de vapor; um sistema de distribuição do vapor; um sistema para utilização (extração) de uma parcela de energia do vapor e um sistema de retorno do condensado.

Para a produção de vapor, é necessário um equipamento denominado gerador de vapor, nos quais é necessário um fluxo de calor que se dá via combustão, reaproveitamento de calor, reação nuclear ou energia elétrica; e um fluido a ser vaporizado, sendo o mais utilizado a água.

Os componentes de um gerador de vapor são: fornalha (formada pela grelha e cinzeiro), caldeira (ou tambor), superaquecedor, economizador, pré-aquecedor de ar e tiragem.

Nas fornalhas ocorre a queima do combustível. A função da fornalha é evaporar toda a combustão do combustível, destilar substâncias voláteis do combustível, elevar a temperatura do combustível até sua temperatura de combustão e proporcionar combustão completa (através da turbulência). A maioria das fornalhas trabalha com

pressão menor do que a pressão atmosférica para evitar vazamentos e permitir aberturas de portas de observação.

Nas caldeiras, há a superfície prática de troca de calor entre gases combustíveis e o fluido a ser vaporizado. As caldeiras se dividem em três configurações básicas que são baseadas nas posições relativas dos escoamentos dos gases queimados e do fluido de trabalho.

Se destacam as caldeiras flamotubulares, os gases queimados circulam no interior de dutos cercados pelo fluido a ser vaporizado; são a grande maioria das caldeiras utilizadas para pequenas capacidades de produção de vapor (até 10 ton/h), baixas pressões (até 10 bar) e para vapor saturado. Nas caldeiras aquatubulares, a água circula em tubos cercados pelos gases queimados e elas suportam até 3540 atm e produzem até 750 ton/h de vapor superaquecido.

Os superaquecedores são tubos que contêm vapor produzido na caldeira e trocam calor com gases quentes para superaquecer o vapor. Eles estão posicionados após a caldeira (em relação ao fluxo de gases) e são bastante úteis para facilitar a obtenção de vapor superaquecido.

O economizador é responsável pelo pré-aquecimento da água de alimentação pelos gases de exaustão a fim de economizar combustível.

O pré-aquecedor de ar de combustão é um trocador de calor que pré-aquece o ar que irá participar da combustão, utilizando parte da energia dos gases de exaustão. Os sistemas de tiragem são responsáveis pela exaustão dos gases queimados e pela sucção de ar para a combustão. Eles podem conter um ou mais dos seguintes componentes: chaminé, exaustor e ventilador.

Após a geração do vapor, o vapor deve ser distribuído a fim de ser utilizado em diversos processos industriais. A distribuição aos pontos de utilização é feita por uma rede de tubulações e demais acessórios.

O vapor não vai diretamente do gerador de vapor direto para o processo. Em geral, um projeto de rede de geração e distribuição de vapor prevê que o vapor gerado nos geradores de vapor vá para um coletor. Do coletor, ramificações irão aos pontos de utilização.

Com a finalidade de entregar o vapor na quantidade e pressão necessária para cada aplicação, o sistema de distribuição tem diversas linhas de transmissão, que operam em diferentes pressões, separadas por válvulas de bloqueio e retenção e válvulas reguladoras de pressão.

Há diferentes aplicações para o vapor, incluindo aplicações de processos de aquecimento, movimentação mecânica, produção de reações químicas, limpeza e esterilização. Os equipamentos mais comuns para o uso de vapor são: trocadores de calor, turbinas, torres de fracionamento e tanques de reações químicas.

Em um trocador de calor por exemplo, o vapor transfere seu calor latente a um líquido do processo. O vapor é mantido no trocador por um purgador, que atua apenas quando este se condensa. Já em turbinas, o vapor se expande e transforma sua energia térmica em trabalho mecânico para acionamento de máquinas rotativas.

O sistema de retorno de condensado envia o condensado recuperado do sistema de distribuição e do sistema de uso final ao sistema de geração de vapor. Ou seja, recupera parte do calor não utilizado pelo processo final.

O condensado normalmente retorna a um tanque de condensado e pode ou não ser enviado a um desaerador, dependendo da instalação. Para fins de tratamento da água da caldeira, produtos químicos podem ser injetados no tanque ou no desaerador. Em seguida, as bombas de alimentação das caldeiras enviam a água do tanque/desaerador de volta às caldeiras para a água receber calor e evaporar, fechando o ciclo.

A Figura 7 traz uma rede de distribuição de vapor para ilustrar o tema proposto. Essa rede está configurada para fornecer energia térmica em diferentes níveis de qualidade: vapor de altíssima pressão (*very high pressure* – VHP) e vapor de alta pressão (*high pressure* – HP) são produzidos, respectivamente, na caldeira e no gerador de vapor de recuperação de calor, antes de serem alimentados em cada nível de vapor.

Ambos são então expandidos até níveis de energia inferiores: vapor de média pressão (*medium pressure* – MP) e vapor de baixa pressão (*low pressure* – LP) através de turbinas a vapor. A mudança de pressão entre os níveis dos *headers* aciona as turbinas a vapor e geram potencial de cogeração: eletricidade via turbogeradores ou potência do eixo através de acionamentos diretos da máquina.

Na prática, o vapor em excesso ou vapor exausto (*excess or exhaust steam* – ES) é condensado na forma de água quente (*hot water* – HW) e misturado com água de reposição (*make-up*) e excesso de LP no desaerador antes de ser alimentado à caldeira. Os *headers* de vapor são utilizados para distribuir vapor em vários níveis de pressão aos processos na planta.

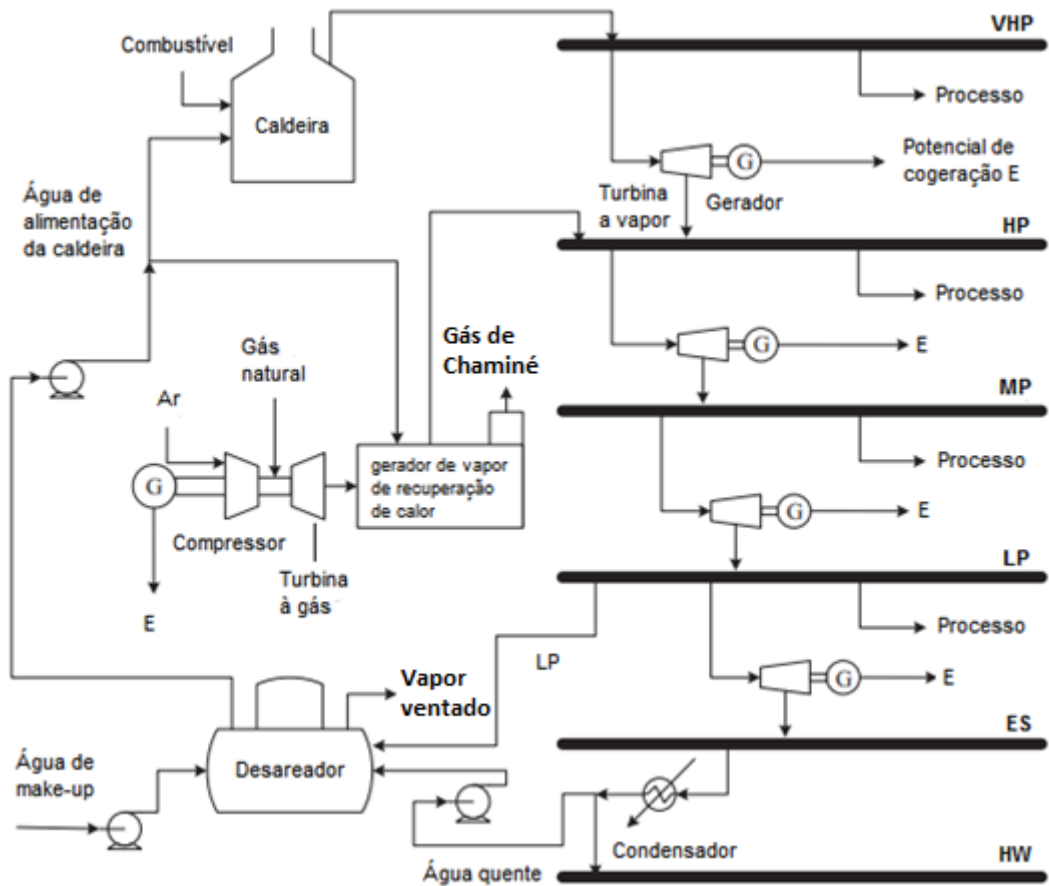


Figura 7 - Rede de distribuição de vapor ilustrativa. Fonte: Adaptado de Fonte: Adaptado de Ng et al. (2017)

3.2 Tipos de turbinas a vapor

Há muitos tipos de turbinas a vapor, como turbinas de condensação, turbinas de contrapressão, turbinas de contrapressão com extração, turbinas de condensação com extração e turbinas de pressão mista, conforme mostrado na Figura 8, para cada qual existem diferentes finalidades de aplicação (OHJI E HARAGUCHI, 2017).

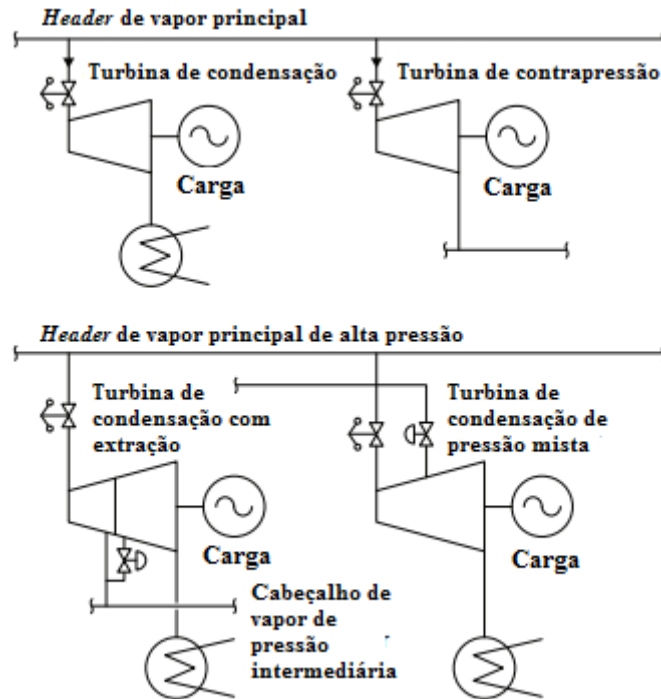


Figura 8 - Tipos de turbinas a vapor. Fonte: Adaptado de Ohji e Haraguchi (2017)

- (i) Turbinas de condensação: a turbina de condensação é capaz de usar a energia total da vazão de vapor de entrada na sua máxima extensão. Portanto, esse tipo de turbina é usado para empresas de energia que desejam fornecer eletricidade aos consumidores o máximo possível. Por outro lado, a turbina de condensação tem muitas perdas de descarga de calor porque toda a vazão de vapor de exaustão é condensada no condensador que é resfriado com água de resfriamento, o que significa que muito calor descarregado é jogado fora. Além disso, a turbina de condensação consiste em muitos estágios da turbina e grande vazão de vapor na turbina de baixa pressão; como resultado, a turbina de baixa pressão se tornará maior. Além disso, a turbina de condensação requer um condensador maior, causando altos custos de construção e manutenção.
- (ii) Turbinas de contrapressão: a turbina de contrapressão é usada para fornecer vapor de processo ao complexo industrial de produção de energia de uso privado. Esse tipo de turbina a vapor fornece não apenas

eletricidade, mas também o vapor de processo para as instalações. Em outras palavras, a pressão do vapor de exaustão é definida como a pressão exigida pelas necessidades do complexo industrial ou por necessidades externas. Na turbina de contrapressão, uma queda de calor efetiva será pequena, portanto, a saída da turbina também será pequena. No caso em que grandes quantidades de vapor são requeridas pelo complexo para o processo de vapor, será esperada alta eficiência térmica, o que significa que a turbina de contrapressão dará vantagem às empresas de energia privadas. E como a turbina de contrapressão consiste em menos estágios da turbina com estrutura simples e pequenas peças de exaustão, isso resulta em custos mais baixos do equipamento. A turbina de contrapressão (ou a turbina de contrapressão com extração) é adotada em muitas instalações, como refinarias de petróleo, petroquímica, papel, celulose, fibras e indústrias de alimentos, onde são necessárias grandes quantidades de vapor. A demanda de vapor do processo e a demanda de eletricidade mudam independentemente de acordo com a estação. Quando há um desequilíbrio entre a demanda de vapor do processo e a demanda de eletricidade, a turbina de contrapressão não pode responder a esse desequilíbrio por si mesma, e esse desequilíbrio é ajustado pelo aumento ou diminuição da fonte de alimentação da rede ou pela redução da pressão e temperatura da fonte de vapor de maior pressão.

- (iii) Turbinas de condensação com extração: a turbina de condensação com extração é capaz de alterar a energia elétrica e a vazão de vapor do processo de forma independente, ajustando a vazão de entrada de vapor e a vazão de vapor do processo. O ajuste da vazão de vapor do processo é implementado por válvulas de controle de extração. A saída da turbina é ajustada pela válvula de controle principal para a vazão de entrada de vapor em conjunto com a vazão da turbina de baixa pressão afetada pela válvula de controle de extração. Isto é, a turbina de condensação com extração possui ambos os recursos da turbina de condensação e da turbina de contrapressão e tem a capacidade de atender tanto os requisitos de fornecimento de energia elétrica quanto os requisitos de vapor do processo. A turbina de condensação com extração tem mais

flexibilidade operacional em comparação com a turbina de contrapressão, mas o custo do equipamento é maior devido à válvula de controle de extração adicional. Esse tipo de turbina é aplicado às instalações da indústria de mineração, empresas siderúrgicas e manufaturas de cimento devido às maiores demandas simultâneas de energia e vapor.

- (iv) Turbinas de pressão mista: a turbina de pressão mista é adotada para introduzir excesso de vapor de média ou baixa pressão do complexo industrial no estágio intermediário da turbina. Dessa maneira, o excesso de vapor no complexo é efetivamente utilizado.

3.3 Diagramas pressão/volume

As quantidades de calor e trabalho envolvidas em processos industriais são calculadas a partir do conhecimento de propriedades termodinâmicas como a energia interna e a entalpia. Para fluidos, essas propriedades são frequentemente avaliadas a partir de medidas do volume molar, como uma função da temperatura e da pressão, fornecendo relações pressão/volume/temperatura (PVT) (SMITH, VAN NESS e ABBOTT, 2007).

Em um diagrama pressão/volume (PV), são apresentadas regiões nas quais duas fases coexistem em equilíbrio. Essas regiões são separadas por curvas limites que representa fases únicas, entre as quais, para pontos intermediários, elas representam as quantidades relativas que determinam o volume específico.

A Figura 9 mostra as regiões do líquido, líquido/vapor e vapor em um diagrama PV, com a adição de quatro isotermas. O segmento horizontal de cada isoterma representa todas as misturas possíveis de líquido e vapor em equilíbrio. O lugar geométrico desses pontos é a curva BCD, da qual a metade esquerda representa líquidos em uma fase única em suas temperaturas de vaporização, e a metade direita vapores em uma fase única em suas temperaturas de condensação. Líquidos e vapores representados por BCD são ditos estarem saturados, e as fases em coexistência são conectadas pelo segmento horizontal da isoterma na pressão de saturação correspondente da isoterma.

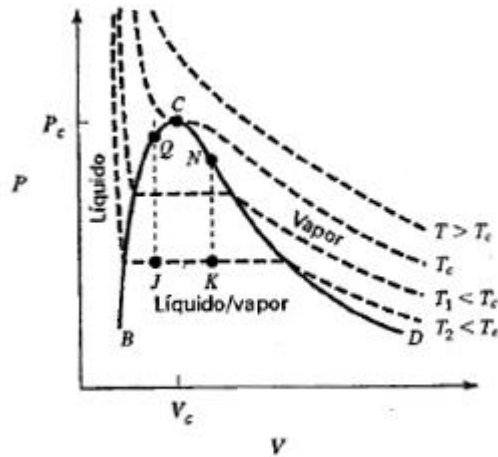


Figura 9 - Diagrama PV mostrando as regiões do líquido, líquido/vapor e vapor com isotermas. Fonte: Adaptado de Smith, Van Ness e Abbott (2007)

A região bifásica encontra-se abaixo da curva BCD; a região do líquido sub-resfriado encontra-se à esquerda da curva BC do líquido saturado, e a região do vapor superaquecido encontra-se à direita do vapor saturado CD. Para uma dada pressão, líquido sub-resfriado existe a temperaturas inferiores, e vapor superaquecido existe a temperaturas superiores à do ponto de ebulição.

3.4 Metodologias disponíveis na literatura para o cálculo do potencial de cogeração

O trabalho de Dhole e Linnhoff (1993) partiu dos procedimentos da tecnologia *Pinch* para processos isolados e os estendeu para o conceito de *Total Sites* (Complexos Industriais), os quais são polos industriais que incorporam vários processos, atendidos e vinculados por meio de um sistema de utilidade central. O artigo introduziu procedimentos que permitem ao projetista definir as metas para o consumo de combustível, potencial de cogeração, emissões e necessidades de resfriamento, tanto em situações de projeto quanto em modernização (*retrofit*).

Um esquema de um complexo industrial envolvendo vários processos e um sistema de utilidade central é apresentado na Figura 10. Os requisitos de aquecimento e refrigeração dos processos individuais são representados pelas respectivas Grandes Curvas Compostas (*Grand Composite Curves - GCC*).

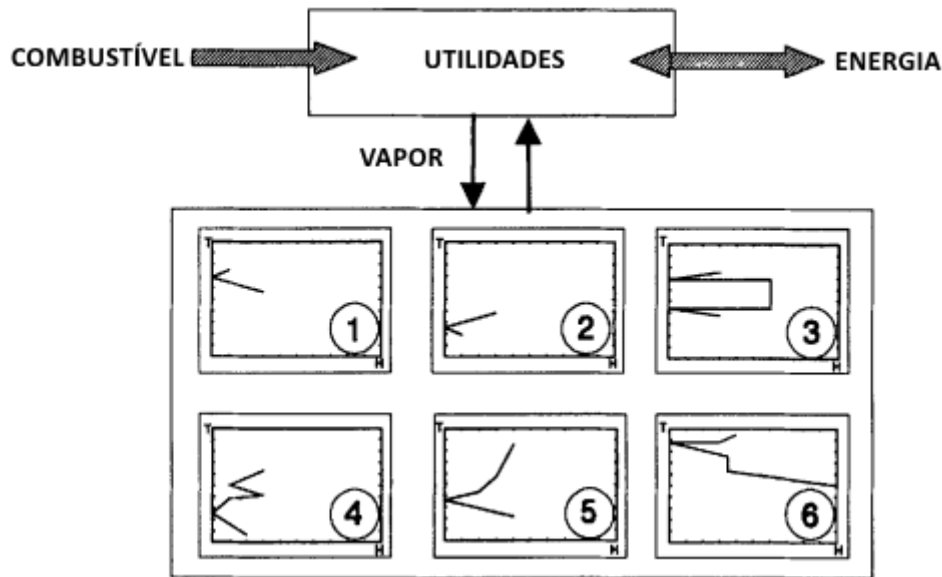


Figura 10 - Esquema de um Complexo Industrial. Fonte: Adaptado de Dhole e Linnhoff (1993)

A abordagem é baseada em perfis térmicos para todo o polo industrial, denominados Perfis de Fontes do Complexo (*Site Source Profiles*) para os elementos de fontes e Perfis de Demandas do Complexo (*Site Sink Profiles*) para os elementos de demandas. A construção dos denominados Perfis Fonte-Demanda do Complexo (*Site Source-Sink Profiles - SSSP*) é feita a partir dos GCCs modificadas.

Para definir as metas para toda a unidade, o SSSP é utilizado. A Figura 11 apresenta o SSSP construído para um conjunto de processos. Além disso, é possível observar o posicionamento das fontes utilizadas diante do SSSP. Assim, o sistema de turbinas precisa satisfazer as demandas de vapor de todos os processos. Através de simulação computacional, é possível identificar a geração de vapor na caldeira, assim como sua capacidade, e o potencial de cogeração.

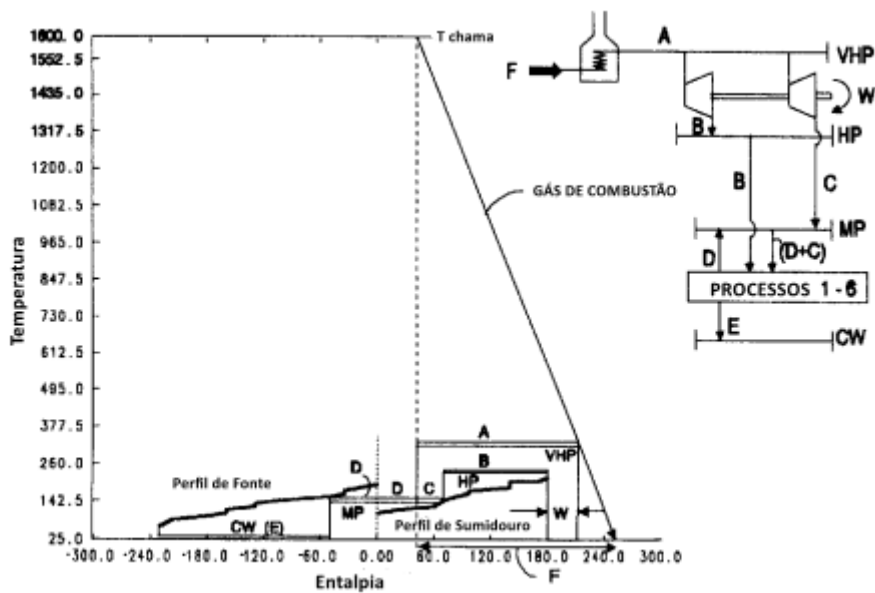


Figura 11 - Uso do SSSP para definição das metas do Complexo Industrial. Fonte: Adaptado de Dhole e Linnhoff (1993)

Marechál e Kalitventzeff (1997) apresentaram um método para o cálculo das metas de energia exigida em processos industriais integrados de calor e potência (CHP). A abordagem é baseada na análise da forma da Grande Curva Composta do processo e das utilidades. O método proposto é baseado na modelagem do ciclo de Rankine utilizando aproximações do fator de Carnot e permite estimar o potencial de produção de trabalho do sistema; além de identificar os níveis ótimos de pressão da rede de vapor.

Varbanov *et al.* (2004) partiram de modelos prévios de turbinas a vapor de condensação que leva em consideração a vazão de vapor, conhecida como linha de Willan, no cálculo da potência da turbina. A relação não-linear potência-vazão foi modelada por segmentos lineares e posterior caracterização dos coeficientes baseados na diferença de temperatura de saturação ao longo da turbina.

No trabalho de Sorin e Hammache (2005), a proposta é evoluir a Grande Curva Composta de Utilidades do Complexo (*Site Utility Grand Composite Curve – SUGCC*) ao adicionar um novo eixo de energia no sentido oposto ao eixo da carga térmica. A potência ideal é obtida após combinação das equações de balanço de energia e exergia globais, assim é provado que a potência é linear com os fatores de Carnot entre as fontes quente e fria para uma dada temperatura de entrada da fonte quente. Com a introdução das temperaturas termodinâmicas médias para as condições de entrada e saída, chega-se à expressão da potência real como função da taxa de calor exaurido, da eficiência

isentrópica e das temperaturas termodinâmicas.

El-Halwagi *et al.* (2009) apresentaram uma metodologia sistemática para a determinação da meta do potencial de cogeração em sistemas de vapor antes do projeto da rede de geração de energia. Um novo conceito de energia extraível foi introduzido para facilitar o cálculo do potencial de cogeração no processo. Balanços materiais em torno dos níveis de vapor são usados para identificar fontes e demandas. Em seguida, Curvas Compostas de excedentes e déficits são construídas para identificar transferências viáveis de energia extraível.

Como premissa, para cada nível de vapor, a temperatura e a pressão são conhecidas, permitindo o cálculo das entalpias específicas. Combinando as entalpias específicas com as fontes/demandas e um termo de eficiência para cada nível de vapor, a potência extraível pode ser determinada. Então, a magnitude da potência extraível é plotada em relação à vazão de vapor para *header* excedente em ordem crescente de níveis de pressão (fazendo a linha composta excedente), com uma curva similar sendo construída com os *headers* deficitários.

Para garantir que a meta de cogeração seja viável, vapores ofertados devem estar graficamente acima dos vapores demandados. Depois de construídas as linhas de fontes e demandas, o potencial de cogeração do sistema é facilmente determinado deslocando-se a linha composta da demanda para a direita até que esteja diretamente abaixo do ponto terminal da linha de fonte. A Figura 12 mostra o diagrama resultante, o qual é chamado de Diagrama de *Pinch* para Meta de Cogeração por Energia Extraível (*Extractable Power Cogeneration Targeting Pinch Diagram – EPCTPD*)

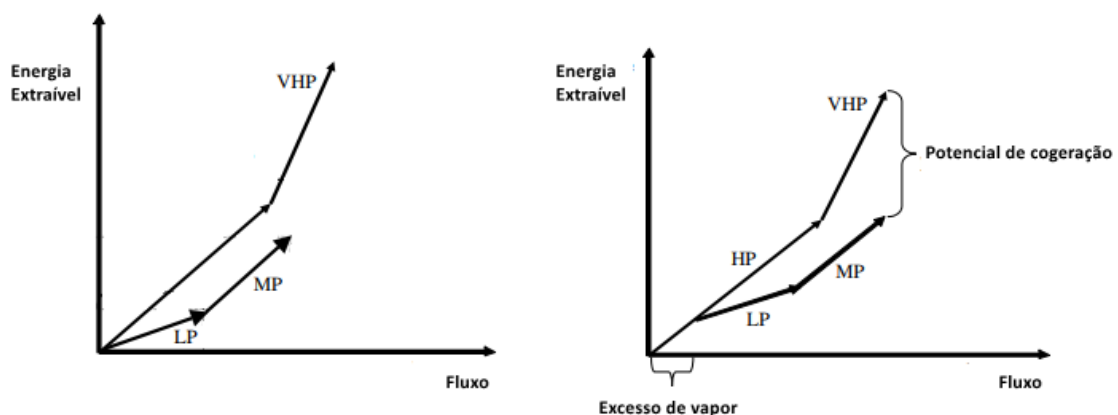


Figura 12 - Diagrama Pinch para Meta de Cogeração por Energia Extraível.
Fonte: Adaptado de El-Halwagi et al. (2009)

Esse novo diagrama é útil para outros discernimentos: a diferença entre as linhas de fonte e demanda representa o potencial de cogeração do sistema. Além disso, a região para a qual não há linha de demanda abaixo da linha de fonte indica a quantidade de excesso de vapor disponível no processo. O excesso de vapor pode ser reduzido através de uma turbina de condensação para aumentar a cogeração no complexo. Uma outra forma de a produção de vapor pode ser reduzida, por exemplo, é gerando menos vapor nas caldeiras ou ainda usando esse calor para outros fins.

Al-Azri *et al.* (2009) introduziram uma abordagem algorítmica para o projeto de sistemas de cogeração com foco na interação entre ciclo de potência com os requisitos de calor do processo. Um conjunto de correlações termodinâmicas das propriedades do vapor é desenvolvido para inclusão adequada dentro de uma abordagem de programação matemática. Uma formulação de otimização é desenvolvida para tal e para identificar o tamanho ideal do equipamento e parâmetros operacionais.

Dentro do escopo do trabalho, é desenvolvida uma função do custo de geração que é a soma de todos os custos operacionais e de materiais durante a produção. O custo de geração leva em conta o custo de combustível; os custos da caldeira assumida como uma caldeira de tubo de água abastecida com óleo ou gás e da turbina sem condensação; além do lucro obtido pelo sistema de cogeração implementado.

Bandyopadhyay *et al.* (2010) demonstraram que em certos casos para atingir a máxima integração possível, é necessário transferir calor fora da região entre os *Pinch's*, processo também conhecido como transferência de calor assistido. Para tal, os autores se concentraram na integração entre dois processos e nas zonas de troca térmica intraprocessos; quando estas zonas de troca térmica são removidas, as exigências de utilidade quente reduzem. Porém, com a transferência de calor assistida, as zonas de troca térmica são mantidas e a GCC de um processo pode entrar dentro da GCC do outro processo, isso resulta numa transferência de calor acima do *Pinch* do primeiro processo. Esse calor disponível à alta temperatura é cascadeado de um processo ao outro entre os *Pinch's*. Como consequência, há uma redução dos requerimentos de utilidade quente da unidade substancialmente, ou seja, a quantidade de calor transferida fora dos *Pinch's* facilita a troca térmica entre os *Pinch's*.

Para determinar o potencial de cogeração, os autores avaliaram que a carga térmica específica do vapor (diferença de entalpia entre a condição de entrada e entalpia do líquido saturado na pressão de entrada) é aproximadamente constante durante a

expansão. O potencial de cogeração de toda a planta pode ser estabelecido com base na demanda e na geração de vapor em diferentes níveis de pressão. Os dados para geração e demanda de vapor em diferentes níveis podem ser estabelecidos a partir da Grande Curva Composta do Complexo (*Site Grand Composite Curve – SGCC*) do complexo industrial, logo a recuperação eficiente de calor leva a um eficiente processo de cogeração.

Uma abordagem algébrica para calcular o mínimo recurso (geralmente o vapor gerado na caldeira) é apresentada, na qual o recurso só é acionado caso haja um déficit na vazão acumulada cascadeada. Ainda, os autores apresentaram um diagrama entalpia x vazão cuja área representa o potencial de cogeração para os ciclos.

Medina-Flores e Picón-Núñez (2010) enfocaram no modelo para múltiplas turbinas de extração que são modeladas usando um conjunto de turbinas em série. Nesse caso, o próprio processo dita as variáveis operacionais como o número de extrações, a pressão das extrações e a vazão mássica de cada extração. Isto é, o processo determina o número de níveis de vapor e a temperatura mínima na qual eles devem estar disponíveis, o que também está associado com a potência máxima que pode ser gerada.

Pelos resultados, foi observado que o desempenho das turbinas pode ser representado por uma eficiência média ponderada única (potência de saída vezes eficiência isentrópica por fase, dividida pela potência total). Assim, para determinação do seu desempenho, dadas as condições de entrada do vapor e usando uma eficiência isentrópica média, as entalpias e temperaturas das várias extrações podem ser calculadas com correlações que são funções das pressões de extração. As funções resultantes podem ser aplicadas para determinar: a entalpia específica nas condições de saída; a entalpia de saturação específica na pressão de extração; a temperatura de extração; e a temperatura de saturação na pressão de extração.

Chen e Lin (2011) desenvolveram um modelo que resolve problemas operacionais multiperíodos e que representam a interação entre os sistemas de vapor e as redes de recuperação de calor, através de um conjunto de demandas de vapor ou correntes de processo quentes/frias para serem resfriadas/aquecidas e demandas de energias elétrica e mecânica em todo o período.

O problema de síntese foi formulado como um problema de Programação Não Linear Inteira Mista (*Mixed Integer Nonlinear Programming – MINLP*), no qual as

temperaturas de operação dos níveis de vapor são tratadas como variáveis de decisão a serem otimizadas e as equações de balanço de massa e energia associadas às unidades são incluídas como restrições no problema de otimização. Foram feitos modelos para a caldeira, turbinas a gás, turbinas a vapor de estágio único, turbinas a vapor de múltiplos estágios, desareador; *headers* de vapor e potência. A função objetivo é o custo total anualizado, que inclui a soma dos custos de capital operacionais e anualizados.

Existem dois casos considerados neste trabalho: o primeiro caso é o projeto da rede de distribuição de vapor; e o segundo caso é o projeto simultâneo da rede de distribuição de vapor e a rede de recuperação de calor, onde a interação pode ser otimizada. Como premissa, o requisito de utilidade quente é satisfeito com o vapor do sistema de vapor. São estudados diferentes cenários que se referem às demandas multiperíodicas, no qual há problemas de dois até quatro períodos com tempo de operação simétrico. As temperaturas dos *headers* de vapor podem ser ou não especificadas. Quando elas são especificadas, as temperaturas são tratadas como constantes, como consequência, esta estratégia restringe o projeto das redes de distribuição de vapor e algumas oportunidades factíveis são excluídas; porém quando temperaturas dos *headers* não são especificadas, elas são tratadas como variáveis de direcionamento a serem otimizadas.

Ghannadzadeh *et al.* (2012) apresentaram em detalhes o Modelo Iterativo Sentido Baixo-Cima (Iterative Bottom-to-Top Model – IBTM). O modelo calcula a temperatura da rede de vapor, vazão de vapor e a potência gerada pelas turbinas a vapor nas zonas de expansão do SUGCC, de baixo para cima, utilizando um modelo de expansão de turbina a vapor com eficiência isentrópica constante.

Antes dos cálculos, é necessária a realização de um modelo para o SUGCC: as redes de vapor são indexadas do menor para o maior nível; e o SUGCC é dividido em domínios por intervalo de temperatura, assim, uma única turbina a vapor é colocada em cada intervalo. Dessa forma, o potencial de cogeração será dado por cada intervalo de temperatura. Um exemplo é ilustrado na Figura 13.

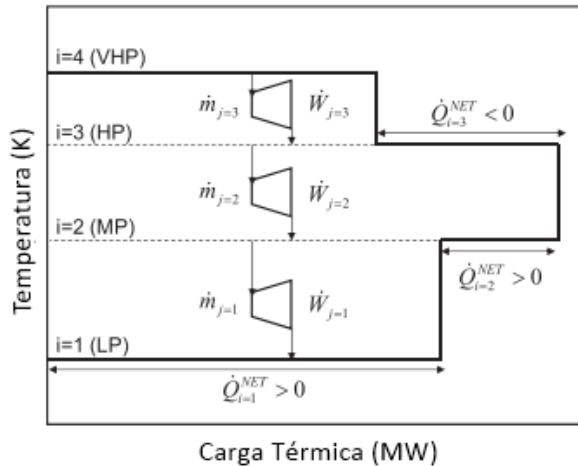


Figura 13 - Preparo do IBTM a partir da SUGCC. Fonte: Adaptado de Ghannadzadeh et al. (2012)

Para o cálculo das temperaturas das redes de vapor, a carga térmica em diferentes níveis de pressão é conhecida, exceto para o nível de vapor no topo. Portanto, o IBTM começa a partir do “fundo”, onde as cargas de calor são conhecidas para definir a meta de demanda de combustível da caldeira.

Kapil *et al.* (2012) calcularam a mínima vazão de vapor requerida a partir de uma unidade de geração de vapor e o nível de superaquecimento em cada nível de vapor com base nas cargas térmicas especificadas pelos perfis das fontes e demandas.

O modelo de otimização é formulado em um problema de Programação Não-Linear (*Non-linear Programming* – NLP), cuja função objetivo é minimizar a quantidade de utilidade quente fornecida pela unidade de geração de vapor; já as variáveis de otimização são as pressões em seus respectivos níveis de vapor.

Para o cálculo da potência em cada turbina, são avaliadas a máxima potência ideal isentrópica e a máxima potência real, a qual depende das condições isentrópicas e de coeficientes de regressão. As propriedades de vapor são calculadas para o nível de vapor menos energético.

As mudanças nos níveis de pressão de vapor deslocam os perfis de fonte e demanda, juntamente com a demanda e fornecimento de calor. O potencial de cogeração para a unidade é calculado e repetido até que os níveis de pressão ideais correspondentes ao valor mínimo da função objetivo sejam encontrados.

Khoshgoftar Manesh *et al.* (2013) calcularam a vazão mínima requerida na caldeira e os níveis de superaquecimento de cada nível de vapor baseado nas cargas

térmicas especificadas pelos perfis de calor da fonte e demanda, através de um algoritmo iterativo, tendo como base a SUGCC sem máxima recuperação, uma vez que há uma quantidade extra de combustível nas caldeiras e uma quantidade extra de calor é rejeitada para o sistema de resfriamento. Assim, uma maior área entre os perfis de vapor significa um maior potencial de cogeração.

Bamufleh *et al.* (2013) desenvolveram uma estrutura de otimização para o projeto de sistemas de cogeração com aspectos econômicos, ambientais e sociais envolvidos. Fundamentos da Integração de Processos são utilizados como a integração de calor para identificar o mínimo de utilidade quente. Após, as redes de vapor são projetadas e a otimização se baseia nas características de entrada do vapor, nos custos fixos e operacionais, nas emissões de gases do efeito estufa e empregos. Por fim, as condições de melhor compromisso (*trade-offs*) entre os aspectos econômicos, ambientais e sociais foram avaliadas através da geração de curvas *tradeoffs* de Pareto sob diferentes objetivos.

Sun *et al.* (2014) exploraram um novo método gráfico baseado na construção da SGCC, a fim de garantir as metas do sistema, a interação entre as exigências de aquecimento e resfriamento do processo, a seleção da rede de vapor, o *Pinch* do complexo e a otimização do potencial de cogeração. Sua aplicação é mais ampla no contexto da recuperação de calor direta entre diferentes processos. A geração de vapor através da recuperação de calor pode diminuir as demandas de aquecimento dos processos e, assim, economizar combustível ou maximizar o potencial de cogeração do sistema.

A potência depende da cascata de vapor obtida na SGCC, de um coeficiente de conversão de potência e da vazão do vapor mais energético em excesso removido. É verificada a melhoria no potencial de cogeração quando é introduzido um novo *header* de vapor no *Pinch* do complexo. Essa nova introdução à rede de vapor é benéfica para uma maior geração de vapor a partir da recuperação de calor do processo e aquecimento do processo com vapor de menor pressão ao invés do vapor de maior. Dessa forma, o *Pinch* é realocado, a meta do vapor de maior pressão é reduzido e há economia de combustível para geração de vapor e potência. Porém, com consumo de combustível fixo, a adição de um novo *header* de vapor ao complexo gera um potencial de cogeração maior.

Sun *et al.* (2015) apontaram problemas que ainda não foram abordados para os

perfis de vapor como: pré-aquecimento da água de alimentação da caldeira através da Curva Composta Quente do Complexo (GCC quente); superaquecimento do vapor alimentado à rede de vapor a partir da geração de vapor do processo por recuperação de calor a partir da GCC quente; redução do superaquecimento a vapor antes do uso – através de injeção de água de alimentação da caldeira; e recuperação de calor do vapor condensado antes de retorná-lo à caldeira.

A vazão de vapor gerada em um determinado nível é determinada pela correspondência entre o perfil de geração de vapor e as exigências de resfriamento a partir da GCC quente. E a vazão de vapor usada em um determinado nível é determinada fazendo através da correspondência entre o perfil de uso de vapor e as exigências de aquecimento a partir da Curva Composta Fria do Complexo (GCC fria). As propriedades do vapor em cada *header* são determinadas por balanços de massa e energia.

Para quantificar o potencial de cogeração, o modelo de eficiência isentrópica para turbina a vapor é utilizado. Para uma cascata de vapor em uma turbina, se não há recuperação de calor na rede de vapor, as temperaturas dos *headers* de vapor são fixas. O cálculo funciona através da cascata de vapor de alta para baixa pressão simulando a turbina a vapor, com o auxílio de balanços de massa e energia para cada *header* a fim de determinar as condições do *header* e as vazões de entrada e saída para atender os requerimentos de aquecimento e refrigeração.

Para atingir a restrição de superaquecimento, é necessário que a temperatura do vapor a partir do sistema de utilidades seja variada por tentativa e erro, assim a cascata de vapor é calculada para cada iteração até que a restrição para o superaquecimento seja atingida. Porém, ainda foi levantada a questão de que a temperatura não ultrapasse um limite máximo devido às limitações dos materiais de construção.

Bade e Bandyopadhyay (2015) estudaram uma planta de cogeração baseada nas turbinas a gás. Para analisar o desempenho da planta, são utilizadas como métricas: razão entre potência mecânica e taxa de requisitos de calor do processo; razão entre energia total útil (trabalho e calor fornecido ao processo) e energia total fornecida pelo combustível; e razão entre economia de energia necessária para atender determinada potência mecânica e calor por uma planta CHP em comparação com uma planta convencional, fornecendo separadamente a mesma quantidade de energia mecânica e calor.

Oluleye *et al.* (2016) definiram uma metodologia para identificar o potencial de recuperação de calor residual em um complexo industrial, considerando a temperatura e a vazão das fontes quentes residuais dos processos e do sistema de utilidade. Para apoiar a metodologia, é introduzido o conceito de eficiência energética do complexo: fração das entradas de energia que é convertida em energia útil. Ainda neste trabalho, são apresentados modelos matemáticos estabelecidos e propostos novos modelos para um básico ciclo de Rankine orgânico, um chiller de absorção e uma bomba de calor de absorção.

Baniassadi *et al.* (2016) abordaram o efeito da integração de recursos energéticos renováveis em sistemas de cogeração. Foi demonstrado que a integração desses recursos pode melhorar ou deteriorar o desempenho do sistema de cogeração. Para tal, a ferramenta “Curva R” foi utilizada para uma análise detalhada do efeito da integração de energias renováveis no desempenho do sistema de cogeração. A fim de investigar esta característica nos sistemas de cogeração, o efeito da integração do calor solar, da energia solar e da energia eólica são investigados. São feitas análises para sistemas isolados, nos quais a demanda é igual à geração, e para sistemas conectados à malha energética, nos quais importação e exportação de energia ocorrem.

Ng *et al.* (2017) abordaram a síntese sistemática das redes de distribuição de vapor ao apresentar uma nova técnica algébrica - Análise de Cascata de Vapor (*Steam Cascade Analysis – SCA*) para determinar as metas de vazões de vapor (fonte de vapor única e múltiplas fontes) e potencial de cogeração para uma rede de distribuição de vapor. O conceito de SCA é então estendido em uma estrutura de otimização. O último permite que diferentes funções de objetivo sejam resolvidas com base em várias restrições definidas.

O problema para a síntese do sistema de cogeração possui um conjunto de fontes de vapor, cada qual com uma vazão alimentada em cada nível dos *headers* de vapor em temperatura, pressão e entalpia específica conhecidas. Os resultados são dispostos na chamada Tabela de Cascata de Vapor (*Steam Cascade Table – SCT*).

Com base na obtenção dos valores de vazão mínima do vapor de maior pressão e vapor em excesso, a potência extraível de cada turbina em cada nível de *header* é determinada a partir da vazão de vapor, mudança de entalpia específica e eficiência isentrópica. A energia extraível acumulada é obtida ao “cascatear” a energia extraível de cada turbina através de todos os níveis de vapor. O potencial total de cogeração da rede

de distribuição de vapor é então determinado a partir da entrada final de energia extraível acumulada.

Na segmentação de várias fontes, o procedimento é similar. Primeiro, são identificadas regiões que consistem nos níveis de vapor ofertado. Dependendo do objetivo proposto, o direcionamento de vapor é primeiramente executado para uma região ou outra. Dentro das regiões, um dado vapor de menor pressão sempre deve ser maximizado antes do uso de qualquer vapor com maior pressão, assumindo que este último é sempre mais caro. Assim, a determinação da vazão de vapor é executada primeiramente para as regiões de nível inferior, e segue até a região de nível superior. A estrutura proposta é apresentada usando o Diagrama de Cascata de Vapor (*Steam Cascade Diagram – SCD*) na Figura 14.

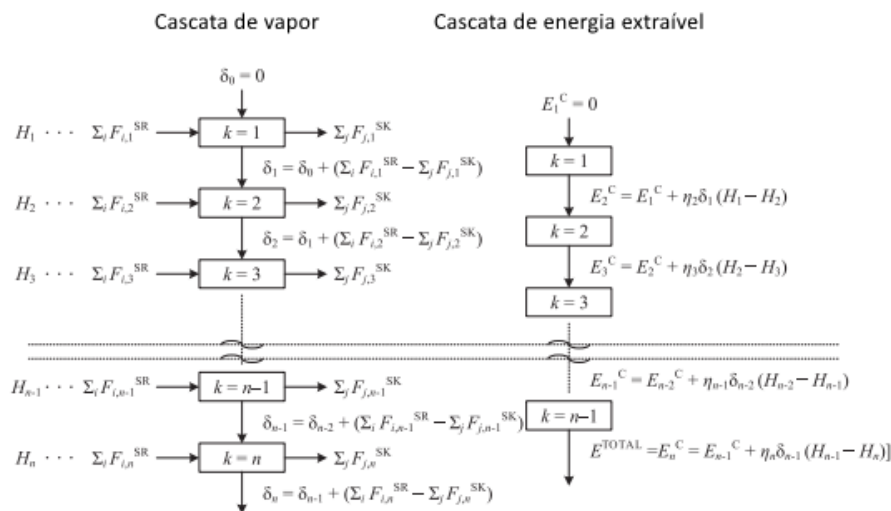


Figura 14 - Diagrama de Cascata de Vapor. Fonte: Adaptado de Ng et al. (2017)

Os autores ainda propuseram um Modelo de segmentação automatizada (*Automated targeting model – ATM*) para a rede de distribuição de vapor quando análises econômicas ou restrições no processo devem ser consideradas. O método proposto pode ser estendido para modernização de sistemas de cogeração; para possibilitar a adaptação de projetos existentes ou manuseio de incertezas, como a disponibilidade de combustível e demandas adicionais de processos; para avaliação da sustentabilidade usando avaliações ambientais, sociais e econômicas do sistema de cogeração através de métricas quantitativas apropriadas.

Ren *et al.* (2018) desenvolveram um novo método para direcionar o potencial de cogeração dos sistemas de utilidades da unidade total utilizando um software comercial (Aspen Plus®). O simulador é usado para calcular as temperaturas da rede de vapor, vazão de vapor e potência de eixo.

A Tabela 1 sintetiza os trabalhos abordados nesta dissertação por autor, ano de publicação do trabalho e método aplicado.

Tabela 1 - Comparação entre os métodos disponíveis na literatura

Referência (ano)	Método
Dhole e Linnhoff (1993)	Construção dos SSSP e simulação de turbina
Marechal e Kalitventzeff (1997)	Integração de múltiplos ciclos de Rankine às Curvas Compostas Balanceadas
Varbanov <i>et al.</i> (2004)	Correlações termodinâmicas e análise de regressão linear
Sorin e Hammache (2005)	Evolução da SUGCC e balanços de massa e energia
El-Halwagi <i>et al.</i> (2009)	Diagrama de <i>Pinch</i> para Meta de Cogeração por Energia Extraível
Al-Azri <i>et al.</i> (2009)	Correlações termodinâmicas e programação matemática
Bandyopadhyay <i>et al.</i> (2010)	Diagrama entalpia-vazão
Medina-Flores e Picón-Núñez (2010)	Correlações termodinâmicas e análise de regressão linear
Chen e Lin (2011)	Construção de modelo e abordagem de otimização
Ghannadzadeh <i>et al.</i> (2012)	Procedimento iterativo para as turbinas modeladas na SUGCC
Kapil <i>et al.</i> (2012)	Construção de modelo e resolução numérica
Khoshgoftar Manesh <i>et al.</i> (2013)	Modelo termodinâmico para as turbinas modeladas através da SUGCC
Bamufleh <i>et al.</i> (2013)	Algoritmo genético e programação linear para o problema de otimização
Sun <i>et al.</i> (2014)	Construção da SGCC a partir das SSSP
Sun <i>et al.</i> (2015)	Simulação computacional
Bade e Bandyopadhyay (2015)	Balanços de massa e de energia a partir da GCC
Oluleye <i>et al.</i> (2016)	Modelagem matemática
Baniassadi <i>et al.</i> (2016)	Eficiência de cogeração para cada fonte de energia
Ng <i>et al.</i> (2017)	Análise em cascata de vapor
Ren <i>et al.</i> (2018)	Simulação computacional

Como observado na Tabela 1, há uma ampla variedade de métodos empregados para determinar o potencial de cogeração de um sistema. Destacam-se os métodos gráficos e os algoritmos iterativos a partir dos Perfis Fonte-Demanda do Complexo (*Site Source-Sink Profiles – SSSP*) ou da Grande Curva Composta de Utilidades do Complexo (*Site Utility Grand Composite Curve – SUGCC*). Porém, uma análise

puramente gráfica pode trazer inconvenientes como não abordar geração e uso de vapor ao longo dos *headers* de vapor.

Notou-se que algoritmos iterativos a partir da SUGCC (GHANNADZADEH *et al.*, 2012) apresentam resultados similares aos resultados obtidos através do uso de simulador de processos químicos (REN *et al.*, 2018). A principal dificuldade em trabalhar com algoritmos iterativos é o esforço e o tempo empregados; enquanto simuladores de processos químicos não estão disponíveis para toda a comunidade acadêmica.

Dessa forma, o Diagrama de Fontes de Cogeração (DFCG), que será explorado no Capítulo 4, se apresenta como um método algorítmico-heurístico que atua posteriormente à extração dos requisitos de aquecimento da GCC para único processo ou da SSSP para um complexo industrial.

Assim como o trabalho de El-Halwagi *et al.* (2009), o DFCG trabalha sobre uma lacuna que ainda não foi totalmente explorada que é a integração dos requisitos de aquecimento dos processos do complexo industrial com demandas de vapor sem fins de aquecimento (*live steam*) para determinado processo; além da inserção de possível disponibilidade de vapor residual que pode ser tratado como fonte de vapor. A maioria dos métodos puramente gráficos não abordam essa lacuna levantada. Cabe frisar que a extração dos requisitos de aquecimento da GCC ou SSSP não é o foco desta dissertação.

O objetivo do método é ser uma ferramenta criativa que não necessita de esforço computacional e permite avaliar diferentes cenários que serão avaliados de acordo com o critério escolhido pelo engenheiro de processos. Logicamente, o Diagrama de Fontes de Cogeração não pode ser comparado com métodos iterativos ou simulação computacional, assim, o DFCG serve como ponto de partida para se obter uma estimativa aproximada do potencial de cogeração do sistema conforme determinado critério. Quando comparado com outras metodologias algébricas, o DFCG apresenta resultados iguais ou melhores, além de abordar diferentes cenários que as outras metodologias não cobrem.

Capítulo 4

Diagrama de Fontes de Cogeração

O Diagrama de Fontes de Cogeração (DFCG) busca determinar o potencial de cogeração de energia em um sistema de distribuição de vapor, a utilidade quente necessária para operação da planta, sem comprometer a posterior troca térmica dos processos. O DFCG, semelhantemente ao DFA, fornece percepções sobre as metas e características do projeto para sistemas combinados de calor e potência.

O termo Cogeração ou CHP é um dos meios mais bem estabelecidos para utilizar o vapor indiretamente para fornecer energia elétrica ou mecânica simultaneamente ao fornecimento térmico. Além dessa vantagem, tais sistemas oferecem maior eficiência térmica e, portanto, baixas emissões por unidade de potência. Esses sistemas ainda podem ser configurados para fornecer energia térmica a diferentes níveis de qualidade (NG, 2016).

4.1 Metodologia DFCG

Dessa forma, o DFCG se apresenta como um método para obtenção das vazões de vapor e da geração de redes de turbinas de maneira simultânea. O DFCG tem o objetivo de auxiliar o tomador de decisão ao criar diferentes cenários, determinando:

- ✓ o potencial de cogeração do sistema sem comprometer a demanda térmica dos processos;
- ✓ o esquema de alocação de vapor para atender o processo utilizando fontes com diferentes níveis de pressão.

Comparando o DFCG ao DFA, a mínima fonte de água limpa corresponde ao potencial de cogeração; e a rede de alocação de água corresponde a rede de turbinas. Para o seu desenvolvimento, o DFCG é baseado em algumas premissas:

- 1) mesmo que seja possível extrair mais energia da fonte de vapor disponível, o estado final da corrente de vapor na saída da turbina deve manter as condições

- estabelecidas, a fim de respeitar a demanda energética e não haver consequências aos processos;
- 2) cada operação que converte calor em trabalho pode ser representada como uma turbina em estado estacionário. Os valores das taxas de energia do vapor são assumidos constantes em cada turbina;
 - 3) o limite de conversão de calor em trabalho deve ser determinado pelas eficiências relacionadas às restrições termodinâmicas (não-idealidade) e mecânicas (atrito, atraso na abertura do sistema de válvulas etc.);
 - 4) termos referentes às variações de energia mecânica e energia cinética são desprezíveis ponto a ponto. Dessa forma, variações de velocidade, densidade e temperatura do vapor não são levadas em consideração, assim, a entalpia específica do vapor é constante através do intervalo de temperatura;
 - 5) são considerados parâmetros fixos a temperatura e a pressão dos *headers* de vapor.
 - 6) não serão considerados sistemas com uma única turbina e extrações intermediárias.
 - 7) não serão consideradas turbinas de condensação.

O DFCG possuiu oito passos acompanhados de heurísticas que serão discutidas a seguir:

Passo 1) Levantamento de dados e criação da tabela de oportunidades

É necessário levantar todos os dados necessários para construir a tabela de oportunidades para aplicar a metodologia do Diagrama de Fontes de Cogeração. Os seguintes dados são necessários: taxa de energia disponível para cada uma das fontes; taxa de energia consumida por cada demanda; entalpias específicas para as fontes e demandas. Também são importantes outros dados como as eficiências isentrópica e mecânica, porém, estas não fazem parte da tabela de oportunidade por serem características próprias de cada turbina.

É possível calcular a vazão através da Equação 1:

$$F_{i,j} = \frac{\dot{H}_{i,j}}{h_{i,j}} \quad (1)$$

em que:

$F_{i,j}$ → vazão da fonte i ou demanda j (kg/h)

$\dot{H}_{i,j}$ → taxa de energia da fonte i ou demanda j (kJ/h)

$h_{i,j}$ → entalpia específica da fonte i ou demanda j (kJ/kg)

Passo 2) Criação da tabela de oportunidades modificada ou atualizada

Passo 2.1) com o conhecimento das vazões das fontes

Visando maior integração energética e menor geração de vapor em excesso, deve-se recalcular a vazão mássica de algum dos vapores de demanda: a escolha da utilidade deve obedecer ao cenário estabelecido. Esse cálculo é realizado através da subtração da vazão de vapor em excesso. Para calculá-lo, deve-se aplicar a Equação 2:

$$F_{excesso} = \sum_i F_i - \sum_j F_j \quad (2)$$

em que:

$F_{excesso}$ → vazão de vapor em excesso (kg/h)

F_i → vazão da fonte i (kg/h)

F_j → vazão da demanda j (kg/h)

Passo 2.2) sem o conhecimento das vazões das fontes

Nesse caso, considera-se que a vazão de vapor em excesso é nula. E realiza-se um balanço de massa. A vazão resultante de determinada fonte i deve ser o somatório das vazões de demanda com entalpias específicas iguais ou inferiores à entalpia da fonte ofertada. Para calculá-lo, deve-se aplicar a Equação 3:

$$F_i = \sum_j F_j, \forall h_i \geq h_j \quad (3)$$

em que:

h_i → entalpia específica da fonte i (kJ/kg)

h_j → entalpia específica da demanda j (kJ/kg)

Passo 3) Definição dos intervalos de entalpia específica

Esse passo é similar ao do DFA que utiliza a definição de intervalo de concentração. No DFCEG, ao invés de empregar os valores de concentração, os valores das entalpias específicas são utilizados em ordem decrescente para criação dos intervalos, limitados pelas entalpias específicas das fontes e das demandas energéticas. Ainda, há um valor nulo para o último intervalo criado, isso é necessário, pois possibilita que as demandas possam alcançar o seu consumo total de energia.

Passo 4) Representação das vazões de vapor demandado

Cada vazão de vapor demandada a um dado nível de pressão e temperatura é representada no diagrama através de uma coluna ao lado esquerdo do diagrama. Note que a respectiva quantidade de taxa de energia necessitada pela demanda é representada através dessa vazão e das linhas que são delimitadas desde sua respectiva entalpia específica até o valor nulo.

Passo 5) Cálculo da taxa de energia gerada por cada turbina em cada intervalo

Determinação da taxa de energia gerada por cada turbina em cada intervalo utilizando a Equação 4:

$$\Delta \dot{H}_{transf,i}^t = F_i^t (h_{final}^t - h_{inicial}^t) \quad (4)$$

Em que:

$\Delta \dot{H}_{transf,i}^t$ → Taxa de energia a ser transferida pela fonte i no intervalo t (kJ/h)

F_i^t → vazão da fonte i utilizada no intervalo t (kg/h)

h_{final}^t → entalpia específica superior no intervalo t (kJ/kg)

$h_{inicial}^t$ → entalpia específica inferior do intervalo t (kJ/kg)

$i = 1 \dots N_d$ → número de fontes (utilidades);

$t = 1 \dots N_{intervalos}$ → número de intervalos de entalpia específica do DFCEG.

Todos os valores de $\Delta \dot{H}_{transf,i}^t$ são escritos no DFCEG sobre a(s) respectiva(s) linha(s).

Passo 6) Geração do DFCC

Nesse passo, é iniciada a alocação das fontes de energia para suprir as demandas energéticas em cada intervalo. O algoritmo de análise é realizado em cada intervalo, do maior ao menor valor de entalpia específica seguindo as seguintes regras heurísticas:

(I) para cenários nos quais se busca maior potencial de cogeração, deve-se priorizar a distribuição da fonte de vapor de maior nível energético disponível para todas as demandas: seja distribuindo apenas este vapor caso a distribuição seja única ou retirando o excesso de vapor da fonte de vapor de menor nível energético caso a distribuição seja segmentada (duas ou mais fontes disponíveis);

(II) deve-se distribuir as fontes de vapor para as demandas do maior para o menor nível energético;

(III) para uma dada demanda, a fonte utilizada em certo intervalo deve assimilar a quantidade de taxa de energia a ser transferida ($\Delta\dot{H}$) do intervalo;

(IV) se em algum intervalo t a demanda energética não for completada, utilizar inicialmente a fonte adjacente. Seguindo o algoritmo, com a Equação 3 sempre será possível atender a demanda energética solicitada.

Para determinar a quantidade de certa fonte a ser utilizada, a Equação 5 deve ser empregada:

$$F_{i,j}^t = \frac{\Delta\dot{H}_{transf,i}^t}{h_i^t - h_{final}^t} \quad (5)$$

em que:

$F_{i,j}^t$ → vazão de vapor proveniente da fonte i , requerida pela demanda j , no intervalo t (kg/h)

h_i^t → entalpia específica da fonte i utilizada no intervalo t (kJ/kg)

Caso seja necessário empregar mais de uma fonte em um intervalo t , a Equação 6 deve ser empregada:

$$F_{m,j}^t = \frac{\Delta\dot{H}_{transf,i}^t - \sum F_{i,j}^t (h_i^t - h_{final}^t)}{h_m^t - h_{final}^t} \quad (6)$$

em que:

$F_{m,j}^t$ → vazão de vapor proveniente da fonte m , requerida pela demanda j , no intervalo t (kg/h)

h_m^t → entalpia específica da fonte m utilizada no intervalo t (kJ/kg)

Aplicando estas regras em cada intervalo, é possível gerar cenários obtendo o potencial de cogeração, com os respectivos consumos das variadas fontes de vapor ofertadas. Em alguns intervalos, é possível selecionar mais de uma fonte e, dependendo da fonte utilizada, diferentes redes de turbinas podem ser obtidas.

Note que essa característica do DFCG permite a geração de diferentes cenários. É possível considerar algumas restrições ao longo do procedimento, como, por exemplo, a não utilização de determinada fonte i em uma demanda j .

Passo 7) Determinação da vazão de vapor ofertada que resta após integração

A vazão de uma fonte de vapor i ofertada que sobra após integração é calculada através da Equação 7:

$$F_{restante\ i} = F_i - \sum_i F_{utilizada\ i} \quad (7)$$

em que:

$F_{restante\ i}$ → vazão restante da fonte i que restou após integração (kg/h);

$F_{utilizada\ i}$ → vazão da fonte i que foi utilizada após integração (kg/h)

Passo 8) Cálculo do Potencial de cogeração do sistema

O Potencial de cogeração do Sistema é encontrado pela Equação 8:

$$E^{total} = \sum_i \eta_{is} \cdot \eta_{mec} \cdot F_{restante\ i} \cdot h_i \quad (8)$$

em que:

E^{total} → potencial de cogeração (kJ/h)

η_{is} → eficiência isentrópica

η_{mec} → eficiência mecânica

h_i → entalpia específica da fonte i que restou após integração (kJ/kg)

O algoritmo para aplicação do DFCG pode ser observado na Figura 15:

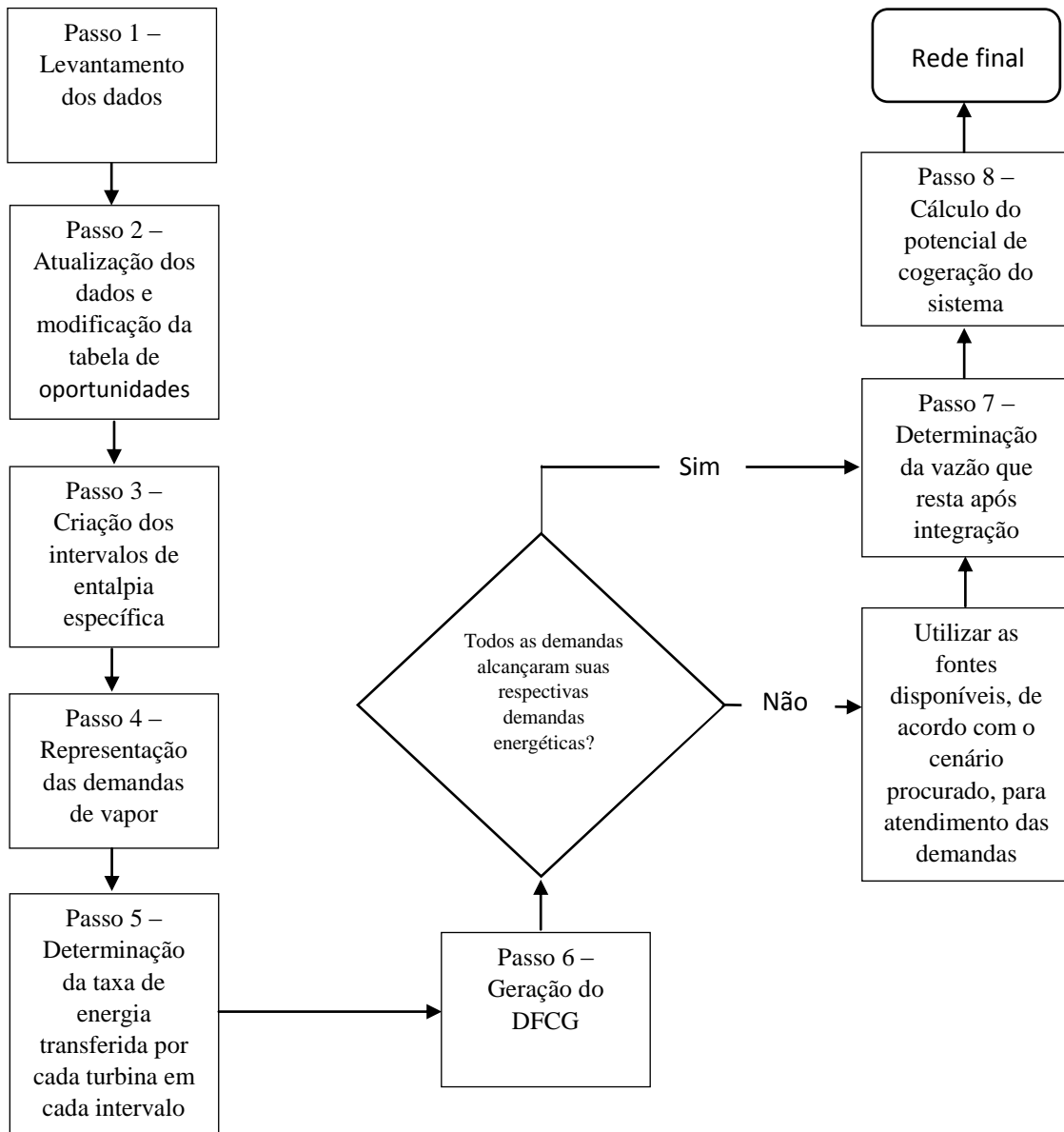


Figura 15 - Algoritmo para aplicação do DFCG

4.2 Exemplos Ilustrativos

O objetivo desta seção é ilustrar o Diagrama de Fontes de Cogeração (DFCG) em comparação com os mais recentes e aceitos métodos propostos na literatura acerca do tema. Os métodos escolhidos são: o método gráfico do Diagrama de *Pinch* para Meta de Cogeração por Energia Extraível (*Extractable Power Cogeneration Targeting Pinch Diagram –EPCTPD*) (El-Halwagi *et al.*, 2009) e o método analítico da Análise de Cascata de Vapor (*Steam Cascade Analysis – SCA*) (Ng *et al.*, 2017).

Para comparação quantitativa, será usado o desvio percentual do potencial de cogeração obtido no DFCEG em relação aos métodos supracitados.

4.2.1 Método 1: Diagrama de *Pinch* para Meta de Cogeração por Energia Extraível (EPCTPD)

O primeiro método traz dados hipotéticos para obter o potencial de cogeração descrito por El-Halwagi (2009) envolvendo o uso de duas ofertas de vapor para atendimento de duas demandas. Será avaliado o cenário de remoção de excesso de vapor HP. Os dados para o estudo de caso podem ser observados nas Tabela 2 e Tabela 3.

Ao observar a Tabela 2, identificam-se, na região central da tabela, a temperatura e a pressão para cada uma das diferentes fontes. Consequentemente, através das tabelas de vapor, são obtidas as respectivas entalpias específicas ($h_{i,j}$), as quais estão agrupadas no lado direito da Tabela 2.

Tabela 2 - Parâmetros das utilidades para o método 1.

Nível do vapor	Temperatura (°C)	Pressão (bar)	Entalpia Específica (kJ/kg)
VHP	429,44	41,37	3.288,97
HP	315,56	11,03	3.086,60
MP	201,67	5,51	2.851,68
LP	148,89	4,14	2.747,01

Fonte: El-Halwagi *et al.* (2009)

De acordo com a metodologia do Diagrama de Fontes de Cogeração, o Passo 1 é construir a tabela de oportunidades. Para tal, foram inseridas as taxas de energia ($\dot{H}_{i,j}$) – oferta ou demanda – das fontes ou demandas, respectivamente. Além disso, através da Equação 1, é calculada a vazão das fontes e demandas para os níveis de vapor. A vazão é então agrupada na última coluna da Tabela 3.

Tabela 3 - Tabela de oportunidades para o método 1.

Nível do vapor	Oferta Energética (kJ/h)	Demanda Energética (kJ/h)	Entalpia Específica (kJ/kg)	Vazão (kg/h)
VHP	$17,83 \cdot 10^7$	-	3.288,97	54.212,90
HP	$14,24 \cdot 10^7$	-	3.086,60	46.145,38
MP	-	$14,24 \cdot 10^7$	2.851,68	49.946,92
LP	-	$7,491 \cdot 10^7$	2.747,01	27.269,29

Fonte: El-Halwagi *et al.* (2009)

Como as ofertas de vapor já estão preenchidas, o Passo 2 remete ao uso Equação 2 para o cálculo do excesso de vapor no sistema. Neste caso, há um excesso de 23.142,08 kg/h de vapor.

O excesso de vapor pode ser usado por outras plantas próximas; ser tratado como um subproduto do processo (NG *et al.*, 2017); ser liberado através de uma turbina de condensação para aumentar a cogeração do local; ou ainda a produção de vapor pode ser reduzida, por exemplo, gerando menos vapor nas caldeiras de calor residual e usando esse calor para outros fins (EL-HALWAGI *et al.*, 2009). A última opção foi a escolhida pois este exemplo é uma ilustração da interação entre máximo potencial de cogeração de energia com integração eficiente de calor.

El-Halwagi *et al.* (2009) escolheram retirar o excesso a partir da fonte HP, fonte de menor energia disponível, a fim de obter o maior potencial de cogeração dada a máxima integração de calor. Isso é feito através de um simples balanço de massa onde a vazão modificada de HP é atualizada com o valor original subtraído do excesso de vapor a ser retirado. Dessa maneira, a nova vazão de HP é 23.003,30 kg/h.

Os resultados obtidos para a construção da Tabela de oportunidades modificada estão dispostos na Tabela 4. De posse desses dados e seguindo a metodologia proposta para o DFCG (Capítulo 4), é possível determinar o potencial de cogeração sem excesso de vapor no sistema.

Tabela 4 - Tabela de oportunidades modificada para o método 1.

Nível do vapor	Oferta Energética (kJ/h)	Demanda Energética (kJ/h)	Entalpia Específica (kJ/kg)	Vazão (kg/h)
VHP	$17,83 \cdot 10^7$	0	3.288,97	54.212,90
HP novo	$7,100 \cdot 10^7$	0	3.086,60	23.003,30
MP	0	$14,24 \cdot 10^7$	2.851,68	49.946,92
LP	0	$7,491 \cdot 10^7$	2.747,01	27.269,29

O passo 3 é definir os intervalos de entalpia específica para os quatro níveis de vapor, em ordem decrescente de pressão, dispostos no problema. Além de um valor nulo para garantir que todas as demandas sejam atendidas. O DFCG inicial pode ser visto na Figura 16.

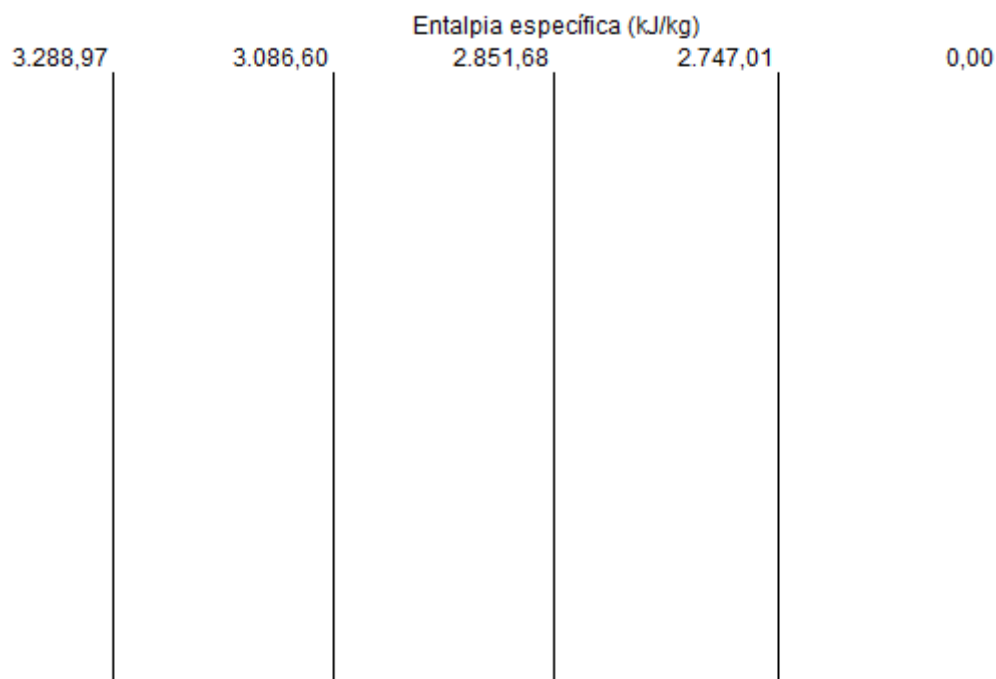


Figura 16 - DFCG após a criação dos intervalos de entalpia específica para o método 1

O passo 4 consiste em representar as vazões de vapor demandado, neste exemplo, vapor MP e vapor LP em uma coluna à esquerda do diagrama. O DFCG provisório pode ser visto na Figura 17.

	Vazão (kg/h)		Entalpia específica (kJ/kg)	
		3.288,97	2.851,68	0,00
		3.086,60	2.747,01	
MP	49.946,92			
LP	27.269,29			

Figura 17 - DFCG após representação das vazões de vapor demandado para o método 1

Para o passo 5, utiliza-se a Equação 4 para determinar a taxa de energia que seria gerada por cada turbina em cada intervalo. O DFCG após esta etapa pode ser visto na Figura 18.

	Vazão (kg/h)		Entalpia específica (kJ/kg)	
		3.288,97	2.851,68	0,00
		3.086,60	2.747,01	
MP	49.946,92		(5.227.948,71)	9.646,40 (137.204.609,47)
LP	27.269,29			(74.908.975,04)

Figura 18 - DFCG após o cálculo da taxa de energia gerada em cada intervalo para o método 1

O passo 6 pode ser iniciado (Geração do DFCG) aplicando as regras descritas anteriormente em cada intervalo, além da Equação 5 e da Equação 6. Em alguns intervalos, serão selecionados mais de uma fonte; essa escolha deve obedecer à regra heurística (II) que determina a alocação de vapor ofertada em ordem decrescente de nível energético.

Com o diagrama criado, a alocação das fontes de vapor em cada intervalo pode ser iniciada. O algoritmo de análise é feito em cada intervalo, a partir da demanda de maior nível de energia até a menor.

Executando o algoritmo é possível obter o diagrama final referente ao potencial de cogeração para o estudo de caso de El-Halwagi *et al.* (2009) conforme observado na Figura 19.

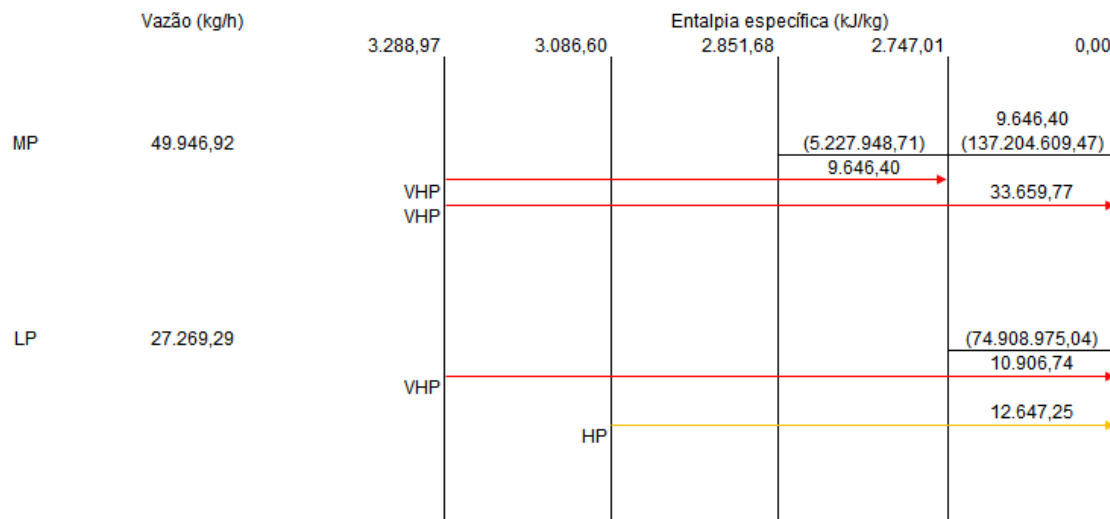


Figura 19 - DFCG para o método 1 - Remoção de vapor em excesso da fonte HP

No passo 7, deve-se determinar a vazão das fontes de vapor que restam após integração, comparam-se as vazões do vapor VHP e do vapor HP da Tabela 4 com as vazões observadas no diagrama. Através da Equação 7, observa-se que todo o vapor VHP foi utilizado, porém restaram 10.356, 05 kg/h de vapor HP.

Finalmente, o passo 8 determina o potencial de cogeração do sistema. As eficiências isentrópica e mecânica foram fixadas em 70% e 100%, respectivamente, para garantir consistência com o trabalho de El-Halwagi *et al.* (2009) e utilizada a Equação 8.

Uma comparação entre os resultados obtidos pelas duas metodologias pode ser observada na Tabela 5. O DFCG apresenta potencial de cogeração 1% superior.

Tabela 5 - Comparação de Resultados para o método 1

Metodologia	Potencial de cogeração (GJ/h)
Método Gráfico	22,16
DFCG	22,38

4.2.2 Método 2: Análise de Cascata de Vapor (SCA)

O segundo método é descrito por Ng *et al.* (2017) e traz dados hipotéticos para obter o potencial de cogeração envolvendo o uso de duas ofertas de vapor para atendimento de duas demandas. Serão avaliados dois cenários distintos de acordo com o problema proposto: remoção de excesso de HP e remoção de excesso de VHP. Os dados para o estudo de caso podem ser observados nas Tabela 6.

Tabela 6 - Parâmetros das utilidades para o método 2.

Nível do vapor	Temperatura (°C)	Pressão (bar)	Entalpia Específica (kJ/kg)
VHP	482,22	44,82	3.242,49
HP	315,55	13,79	3.026,59
MP	232,22	6,89	2.896,27
LP	160,00	4,48	2.766,71

Fonte: Ng *et al.* (2017)

Para obter a Tabela 7, é utilizada a Equação 1, através da qual são calculadas as vazões das fontes e demandas para os níveis de vapor.

Tabela 7 - Tabela de oportunidades para o método 2.

Nível do vapor	Oferta Energética (k/h)	Demanda Energética (kJ/h)	Entalpia Específica (kJ/kg)	Vazão (kg/h)
VHP	$17,65 \cdot 10^7$	-	3.242,49	54.431,00
HP	$14,41 \cdot 10^7$	-	3.026,59	47.627,00
MP	-	$14,71 \cdot 10^7$	2.896,27	50.802,00
LP	-	$8,157 \cdot 10^7$	2.766,71	29.483,00

Fonte: Ng *et al.* (2017)

4.2.2.1 Cenário 1: Remoção de vapor em excesso da fonte HP

Como as ofertas de vapor já estão preenchidas, verifica-se com o uso da Equação 2 se há excesso de vapor no sistema. Comprova-se que há 21.773,00 kg/h de vapor em excesso e estes devem ser retirados do sistema a fim de realizar-se a integração mássica eficiente.

Ng *et al.* (2017), neste cenário, escolheram retirar o excesso a partir da fonte HP a fim de obter o maior potencial de cogeração. Realiza-se o balanço de massa no nível de vapor e a vazão modificada de HP é atualizada com o valor original subtraído do excesso de vapor a ser retirado. Dessa maneira, a nova vazão de HP é 25.854,00 kg/h.

Os resultados obtidos estão dispostos na Tabela 8. De posse desses dados e seguindo a metodologia proposta para o DFCEG (Capítulo 4), é possível determinar o potencial de cogeração sem excesso de vapor no sistema.

Tabela 8 - Tabela de oportunidades modificada para o método 2 – Cenário 1

Nível do vapor	Oferta Energética (kJ/h)	Demanda Energética (kJ/h)	Entalpia Específica (kJ/kg)	Vazão (kg/h)
VHP	$17,65 \cdot 10^7$	-	3.242,49	54.431,00
HP novo	$7,825 \cdot 10^7$	-	3.026,59	25.854,00
MP	-	$14,71 \cdot 10^7$	2.896,27	50.802,00
LP	-	$8,157 \cdot 10^7$	2.766,71	29.483,00

Os passos 1 até 6 e a alocação das fontes de vapor em cada intervalo são iniciados. O DFCEG final referente ao potencial de cogeração para o estudo de caso de Ng *et al.* (2017) pode ser observado na Figura 20.

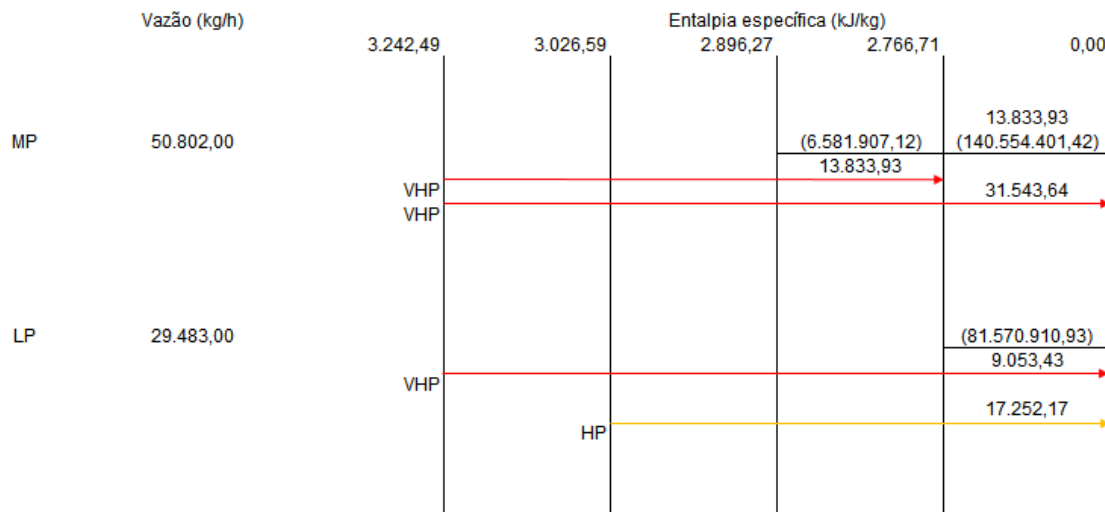


Figura 20 - DFCG para o método 2 – Cenário 1

4.2.2.2 Remoção de vapor em excesso da fonte VHP

O mesmo procedimento para verificar e retirar o excesso de vapor é realizado com o auxílio da Equação 2. Assim, novamente 21.773 kg/h de vapor são retirados do sistema. Porém, desta vez, a partir da fonte VHP.

Ng *et al.* (2017), neste cenário, escolheram retirar o excesso a partir da fonte HP a fim de obter outra rede de distribuição de vapor. A finalidade foi puramente didática: apenas para demonstrar que o potencial de cogeração dessa nova rede será menor, uma vez que se retira do sistema uma fonte de vapor de maior nível energético.

Realiza-se o balanço de massa no nível de vapor e a vazão modificada de VHP é atualizada com o valor original subtraído do excesso de vapor a ser retirado. Dessa maneira, a nova vazão de HP é 32.658,00 kg/h. Assim, a oferta energética também diminui.

Os novos resultados obtidos estão dispostos na Tabela 9. De posse desses dados e seguindo a metodologia proposta para o DFCG (Capítulo 4), é possível determinar o potencial de cogeração sem excesso de vapor no sistema.

Tabela 9 - Tabela de oportunidades modificada para o método 2 – Cenário 2

Nível do vapor	Oferta Energética (kJ/h)	Demanda Energética (kJ/h)	Entalpia Específica (kJ/kg)	Vazão (kg/h)
VHP novo	$10,59 \cdot 10^7$	-	3.242,49	32.658,00
HP	$14,41 \cdot 10^7$	-	3.026,59	47.627,00
MP	-	$14,71 \cdot 10^7$	2.896,27	50.802,00
LP	-	$8,157 \cdot 10^7$	2.766,71	29.483,00

O respectivo DFCG para esse caso é mostrado na Figura 21:

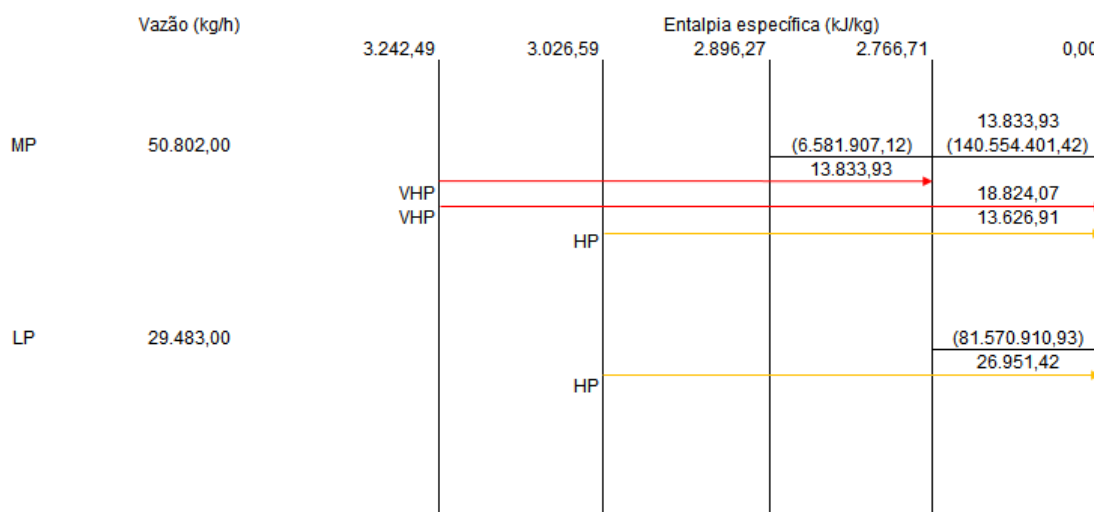


Figura 21 - DFCG para o método 2 – Cenário 2

A fim de determinar o potencial de cogeração do sistema, as eficiências isentrópica e mecânica são fixadas em 70% e 100%, respectivamente, para garantir consistência com o trabalho de Ng *et al.* (2017), o qual foi solucionado pela técnica algébrica de Análise em Cascata. Uma comparação entre os resultados obtidos pelas diferentes metodologias pode ser observada na Tabela 10.

Tabela 10 - Comparação de Resultados para o método 2

Metodologia	Potencial de cogeração (GJ/h)	
Análise em Cascata	Remoção de HP	18,22
	Remoção de VHP	14,93
DFCG	Remoção de HP	18,22
	Remoção de VHP	14,93

Com base nos DFCGs obtidos nas Figura 17 e Figura 18, utiliza-se a Equação 8 para descobrir o potencial de cogeração, o qual foi de 18,22 GJ/h e 14,93 GJ/h, respectivamente, para remoção de HP e remoção de VHP; valores idênticos aos

reportados por Ng *et al.* (2017). A diferença entre os dois cenários: remoção de HP e remoção de VHP pode ser explicada pelo simples fato de que ao realizar a integração energética com maior disponibilidade de VHP no sistema, este vapor de maior nível energético é mantido no sistema para suprir a mesma demanda dos dois cenários.

4.3 Análise do desvio percentual entre o DFCG e os métodos comparados

Por fim, a comparação do DFCG é realizada através do desvio percentual entre os valores observados no DFCG e as outras metodologias. Quando comparado com o método gráfico EPCTPD, há uma diferença insignificante que pode ser explicada por problemas de visualização dos valores no gráfico. Enquanto quando comparado com SCA, o DFCG apresentou resultados idênticos. Os resultados estão dispostos na Tabela 11.

Portanto, pode-se dizer que o DFCG, em busca de obter o potencial de cogeração de um sistema, apresentou equivalentes aos exemplos reportados na literatura.

Tabela 11 - Desvio Percentual entre o DFCG e métodos propostos na literatura

Comparação	Desvio percentual
DFCG / Método gráfico EPCTBD	1%
DFCG / Análise de Cascata de Vapor SCA (Remoção de HP)	0%
DFCG / Análise de Cascata de Vapor SCA (Remoção de VHP)	0%

Como discutido no Capítulo 3, o método EPCTBD (El-Halwagi *et al.*, 2009) é um método gráfico no qual as ofertadas e demandas são plotadas em curvas de energia extraível, de forma que a posterior manipulação das curvas pode causar desvios durante os cálculos da vazão de vapor em excesso e do potencial de cogeração. Já o método SCA (NG *et al.*, 2017) é um método algébrico no qual os valores de vazão e energia são cascadeados em uma tabela nível a nível. Ambos, como o DFCG, consideram as eficiências isentrópica e mecânica para tratar a não-idealidade do processo de expansão.

A primeira grande vantagem do DFCG é a visualização clara dos processos de expansão, uma vez que cada fonte de vapor atendendo uma dada demanda representa uma turbina na rede de vapor.

No capítulo seis, serão apresentados estudos de casos, nos quais são abordadas outras possibilidades para o uso do DFCG como a alocação de diferentes níveis de vapor para atender a mesma demanda e obtenção das respectivas redes de distribuição de vapor.

Capítulo 5

Análise econômica das plantas de cogeração

Para essa avaliação, os trabalhos de Bamufleh *et al.* (2013) e Ng *et al.* (2017) foram utilizados como base, porém, foi necessário realizar correções das equações utilizadas, que são discutidas em detalhes no Anexo C. Além disso, equações adicionais propostas no trabalho de Al-Azri *et al.* (2009) foram levadas em consideração a fim de ampliar a pesquisa.

Para incorporar a avaliação econômica no projeto de sistemas combinados de calor e potência, Bamufleh (2013) considerou que o custo de geração (C_{GER}), os custos de capital da caldeira (C_{CALD}) e da turbina não-condensadora (C_{TURB}) são incluídos no cálculo do Custo Total (CT), dado como na Equação 9 que segue:

$$CT = \alpha C_{GER} + \beta (C_{CALD} + C_{TURB}) \quad (9)$$

em que:

α → tempo de operação anual (h/ano)

β → fator anualizado (ano^{-1})

O fator anualizado β pode ser calculado com base na Equação 10:

$$\beta = \frac{r(1+r)^{t^*}}{(1+r)^{t^*} - 1} \quad (10)$$

em que:

r → taxa de juros

t^* → tempo de vida útil operacional (ano)

O custo de geração (BAMUFLEH *et al.*, 2013) considera os custos de combustível e é determinado pela Equação 11:

$$C_{GER} = \sum_{f,k} 1,3 C_{f,k} \quad (11)$$

em que:

$C_{f,k}$ → custos de combustível (\$/h)

f → combustível

k → *header* de vapor

Note que há uma folga de 30% para o custo de combustível que considera os principais custos de manutenção como abastecimento de água, tratamento de água de alimentação das caldeiras, bombeamento de água de alimentação, energia dos ventiladores de ar à combustão, cargas de esgoto para descarga das caldeiras, eliminação de cinzas, controle de emissões ambientais, materiais de manutenção e mão de obra (Departamento de Energia dos EUA, 2013). O custo de combustível pode ser calculado conforme a Equação 12:

$$C_{f,k} = \frac{1,05506 \gamma_f Q_{f,k_{CALD}}}{PCI_f} \quad (12)$$

em que:

γ_f → preço unitário do combustível (\$/kg)

$Q_{f,k_{CALD}}$ → quantidade de calor transferida pela combustão do combustível para o vapor no *header* de nível k (BTU/h)

PCI_f → Poder Calorífico Inferior do combustível (kJ/kg)

A quantidade de calor transferida pela combustão do combustível para o vapor (BAMUFLEH *et al.*, 2013) pode ser determinada pela Equação 13:

$$Q_{f,k_{CALD}} = \sum_f \frac{Q_{k_{CALD}}}{\eta_{f_{CALD}}} \quad (13)$$

em que:

$Q_{k_{CALD}}$ → calor requerido pela caldeira no *header* de nível k (BTU/h)

$\eta_{f_{CALD}}$ → eficiência da caldeira baseada no tipo de combustível

O calor requerido pela caldeira (BAMUFLEH *et al.*, 2013) é determinado através do seguinte balanço de energia na turbina na Equação 14:

$$Q_{kCALD} = F(h_1 - h_{f_1}) \quad (14)$$

em que:

$F \rightarrow$ vazão de vapor (lb/h)

$h_1 \rightarrow$ entalpia específica do vapor na entrada da turbina (BTU/lb)

$h_{f_1} \rightarrow$ entalpia específica da água de alimentação da caldeira assumida como líquido saturado (BTU/lb)

O custo total de capital para uma caldeira tubular de água (\$) (BAMUFLEH *et al.*, 2013) é dado pela Equação 15:

$$C_{CALD} = \sum_k 3 N_k^P N_k^T (Q_{kCALD})^{0,77} \quad (15)$$

em que:

$N_k^P \rightarrow$ fator de pressão de operação

$N_k^T \rightarrow$ fator de temperatura de superaquecimento

Esses fatores são determinados pelas Equação 16 e Equação 17:

$$N_k^P = 7 \times 10^{-4} P_k + 0,6 \quad (16)$$

$$N_k^T = 1,5 \times 10^{-6} T_k^2 + 1,13 \times 10^{-3} T_k + 1 \quad (17)$$

em que:

$P_k \rightarrow$ pressão de operação manométrica (psig)

$T_k \rightarrow$ temperatura de superaquecimento (°F)

Esses podem ser determinados pelas Equação 18 e Equação 19:

$$P_k = P - P_{atm} \quad (18)$$

$$T_k = T - T_{sat} \quad (19)$$

em que:

$P \rightarrow$ pressão de operação da caldeira (psia)

$P_{atm} \rightarrow$ pressão atmosférica (psia)

$T \rightarrow$ temperatura do vapor na entrada da turbina (°F)

$T_{sat} \rightarrow$ temperatura de saturação do vapor na entrada da turbina (°F)

O custo total de capital para uma turbina não-condensadora (\$) (BAMUFLEH *et al.*, 2013) é dado pela Equação 20:

$$C_{TURB} = \sum_k 475 (E_k^C)^{0,45} \quad (20)$$

em que:

$E_k^C \rightarrow$ Potencial de cogeração no *header* de nível k (BTU/h)

Para o cálculo do lucro obtido para produção de energia elétrica (\$/h) (Al-Azri *et al.*, 2009), segue a Equação 21:

$$L_e = \frac{\varphi (\sum_k E_k^C) \eta_{gerador}}{3412} \quad (21)$$

em que:

$\varphi \rightarrow$ preço da energia elétrica (\$/kWh)

$\eta_{gerador} \rightarrow$ eficiência do gerador elétrico síncrono

Capítulo 6

Estudos de Caso

Os estudos de caso visam cobrir diferentes assuntos que envolvem a geração simultânea de calor e potência em problemas de única ou múltiplas fontes de vapor a fim de suprir uma dada demanda de vapor em outros níveis de energia. O intuito desses estudos é demonstrar a eficiência do método DFCG para lidar com os diferentes tipos de problemas apresentados. Para tal, um total de dois estudos são apresentados.

6.1 Estudo de Caso 1

O primeiro estudo de caso trata de um caso industrial sobre um complexo integrado de processamento de óleo de palma cujo objetivo é obter o potencial de cogeração. Neste estudo de caso, o fluxo de vapor e a energia geradas serão fornecidos ao biorrefinador à base de óleo de palma. Esses dados foram obtidos e disponibilizados por Ng *et al.* (2017) e podem ser vistos nas Tabela 12.

Tabela 12 - Parâmetros das utilidades para o Caso 1.

Nível do vapor	Temperatura (°C)	Pressão (bar)	Entalpia Específica (kJ/kg)
VHP	350,00	65,00	3.030,60
HP	300,00	40,00	2.961,70
MP	250,00	12,00	2.935,70
LP	150,00	4,00	2.752,80

Fonte: Ng *et al.* (2017)

Na Tabela 13, completam-se os dados do estudo de caso com a oferta e demanda energética de cada uma das fontes. A fim de suprir as demandas de MP e LP, é utilizada a Equação 1 para averiguação dos valores de vazão dessas demandas. Os dados gerados podem ser vistos na última coluna da Tabela 13.

Tabela 13 - Tabela de Oportunidades para o Caso 1.

Nível do vapor	Oferta Energética (kJ/h)	Demanda Energética (kJ/h)	Entalpia Específica (kJ/kg)	Vazão (kg/h)
VHP	-	-	3.030,60	0
HP	-	-	2.961,70	0
MP	-	51,37.10 ⁶	2.935,70	17.500,00
LP	-	9,634.10 ⁶	2.752,80	3.500,00

Fonte: Ng *et al.* (2017)

6.1.1 Cenário 1: Segmentação de Fonte Única (VHP) com turbinas VHP/MP e VHP/LP

Neste cenário, será avaliada a determinação do potencial de cogeração e a vazão mínima da utilidade VHP para atender a demanda. Neste cenário, será privilegiado somente o uso de uma fonte de vapor.

Todo o vapor VHP gerado atenderá diretamente as demandas de vapor MP e vapor LP. Para tal, serão utilizadas duas turbinas: uma VHP/MP e a outra VHP/LP.

Com os valores apresentados na Tabela 12 e utilizando a Equação 3, é possível determinar uma necessidade de 21.000 kg/h de VHP. Com o novo resultado e o objetivo desse cenário em mente, uma nova Tabela de oportunidades é desenvolvida, conforme observado na Tabela 14.

Tabela 14 - Tabela de oportunidades modificada para o Caso 1 – Cenário 1

Nível do vapor	Oferta Energética (kJ/h)	Demanda Energética (kJ/h)	Vazão (kg/h)
VHP oferta	63,64.10 ⁶	-	21.000,00
MP	-	51,37.10 ⁶	17.500,00
LP	-	9,634.10 ⁶	3.500,00

Com esses dados, é possível gerar o DFCG seguindo a metodologia descrita no Capítulo 4. O cenário 1 obtido pelo DFCG está representado na Figura 22.

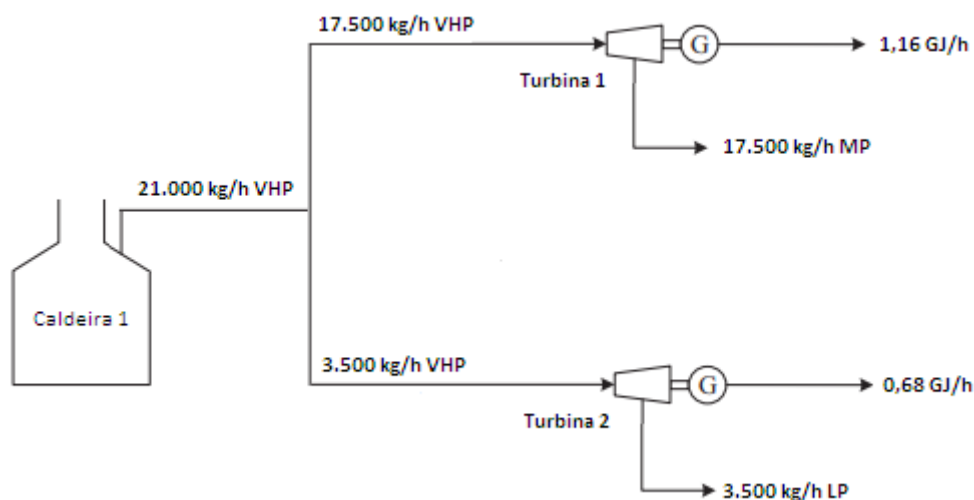


Figura 23 - Rede de distribuição de vapor para o Estudo de Caso 1 – Cenário 1

A fim de avaliar o custo do cenário projetado, a rede de distribuição de vapor é projetada com base nos parâmetros da Tabela 15. Os parâmetros dependentes do tipo de combustível foram buscados com referência no uso do óleo de palma. Esta tabela será utilizada para projeto e análise dos próximos cenários propostos nesta dissertação.

Tabela 15 - Parâmetros utilizados para análise do custo capital.

Parâmetro	Descrição	Unidade	Valor	Referência
α	Tempo de operação anual	h/ano	8000	Ng <i>et al.</i> (2017)
t^*	Vida útil operacional	ano	25	Ng <i>et al.</i> (2017)
r	Taxa de juros	-	10%	Ng <i>et al.</i> (2017)
γ_f	Preço unitário do combustível	\$/kg	0,022	Ng <i>et al.</i> (2013)
PCI_f	Poder calorífico inferior do combustível	kJ/kg	19.068	Ng <i>et al.</i> (2013)
$\eta_{f\text{ CALD}}$	Eficiência da(s) caldeira(s)	-	75%	Al-Azri <i>et al.</i> (2009)
φ	Preço da energia elétrica	\$/kWh	0,05	Al-Azri <i>et al.</i> (2009)
η_{gerador}	Eficiência do(s) gerador(es) síncronos	-	98%	Al-Azri <i>et al.</i> (2009)

A Tabela 16 discrimina os três principais custos para implementar a rede de distribuição de vapor supracitada. O custo total para implementar o projeto proposto no cenário 1 é 1.041.735,52 \$/ano; enquanto o lucro obtido para produção de energia elétrica é 200.705,23 \$/ano.

Tabela 16 - Custo capital para o Caso 1 – Cenário 1

Custos	Unidade	Valor
Custo de Geração	\$/h	75,15
Custo de Caldeira	\$	3.554.559,98
Custo de Turbina	\$	444.130,31
Custo Total	\$/ano	1.041.735,52
Lucro obtido para produção de energia elétrica	\$/ano	200.705,23

6.1.2 Cenário 2: Segmentação de Fonte Única (VHP) com turbinas VHP/MP e MP/LP

Neste cenário, será avaliada a determinação do potencial de cogeração e a vazão mínima da utilidade VHP para atender a demanda. Neste cenário, será privilegiado somente o uso de uma fonte de vapor.

Todo o vapor VHP gerado atenderá diretamente a demanda de vapor MP, porém uma maior quantidade de vapor MP será gerada a fim de que esse acréscimo atenda em seguida a demanda de vapor LP. Para tal, serão utilizadas duas turbinas: uma VHP/MP e a outra MP/LP.

Com os valores apresentados na Tabela 12 e utilizando-se a Equação 3, é possível determinar uma necessidade de 21.000 kg/h de VHP. Com o novo resultado e o objetivo desse cenário em mente, a nova Tabela de Oportunidades desenvolvida é a mesma da Tabela 14.

Com esses dados, é possível gerar o DFCG seguindo a metodologia descrita no Capítulo 4. O cenário 2 obtido pelo DFCG está representado na Figura 24.

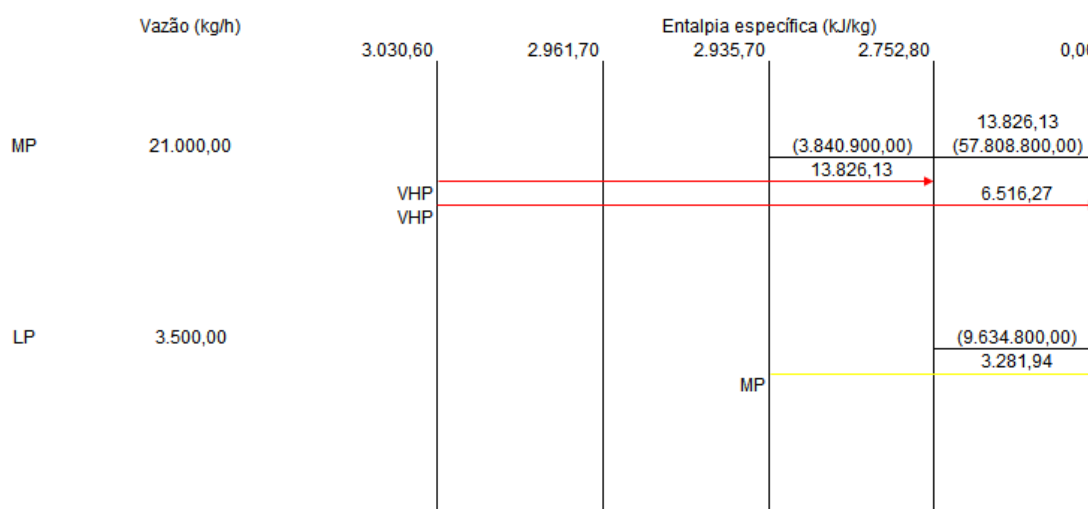


Figura 24 - DFCG para o Estudo de Caso 1 – Cenário 2

Com o DFCG gerado, o engenheiro de processo poderá optar por duas opções:

- (i) Manter a distribuição de MP e LP. Dessa forma, geram-se 21.000 kg/h de VHP em uma caldeira. Este vapor seguirá para uma rede de turbinas para gerar MP e LP.
- (ii) Substituir as demandas de MP e LP por VHP. Dessa maneira, é atendida a demanda da planta utilizando-se 868,82 kg/h de vapor a menos – valor encontrado com uso da Equação 7.

Escolhendo-se a primeira opção, a Equação 8 traz o mesmo potencial de cogeração do sistema obtido no Cenário 1. Dessa maneira, duas turbinas devem ser usadas para atingir o Potencial de cogeração. A rede de distribuição de vapor é apresentada na Figura 25.

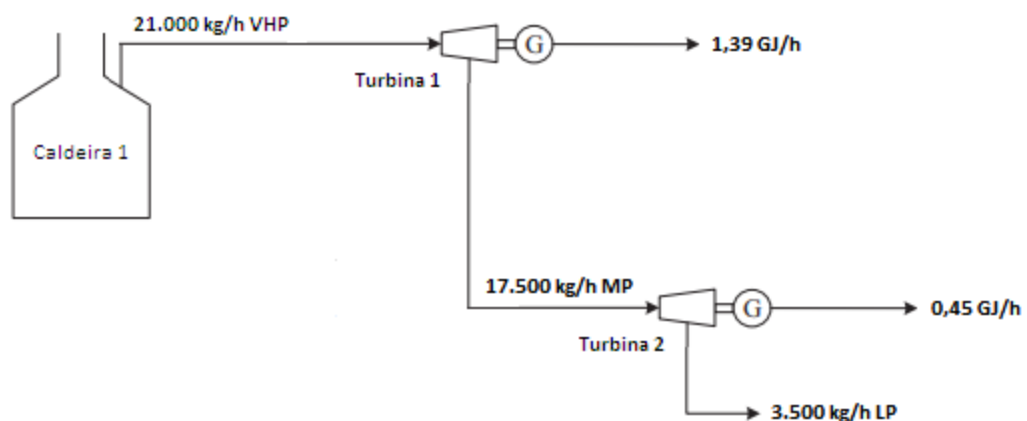


Figura 25 - Rede de distribuição de vapor para o Estudo de Caso 1 – Cenário 2

A Tabela 17 discrimina os três principais custos para implementar a rede de distribuição de vapor supracitada. O custo total para implementar o projeto proposto no cenário 1 é 1.040.386,39 \$/ano; enquanto o lucro obtido para produção de energia elétrica é 200.705,23 \$/ano.

Tabela 17 - Custo capital para o Caso 1 – Cenário 2

Custos	Unidade	Valor
Custo de Geração	\$/h	75,15
Custo de Caldeira	\$	3.554.559,98
Custo de Turbina	\$	431.884,24
Custo Total	\$/ano	1.040.386,39
Lucro obtido para produção de energia elétrica	\$/ano	200.705,23

6.1.3 Cenário 3: Segmentação de Fonte Única (VHP) com turbinas VHP/HP, HP/MP e HP/LP

Neste cenário, será avaliada a determinação do potencial de cogeração e a vazão mínima da utilidade VHP para atender a demanda. Neste cenário, será privilegiado somente o uso de uma fonte de vapor.

Todo o vapor VHP gerado se converterá em vapor HP, quantidade suficiente para atender individualmente e diretamente a demanda de MP e a demanda de LP. Para tal, serão utilizadas três turbinas: uma VHP/HP, uma HP/MP e outra HP/LP.

Com os valores apresentados na Tabela 12 e utilizando-se a Equação 3, é possível determinar uma necessidade de 21.000 kg/h de VHP. Com o novo resultado e o objetivo desse cenário em mente, a nova Tabela de Oportunidades desenvolvida é a mesma da Tabela 14.

Com esses dados, é possível gerar o DFCG seguindo a metodologia descrita no Capítulo 4. O cenário 3 obtido pelo DFCG está representado na Figura 22.

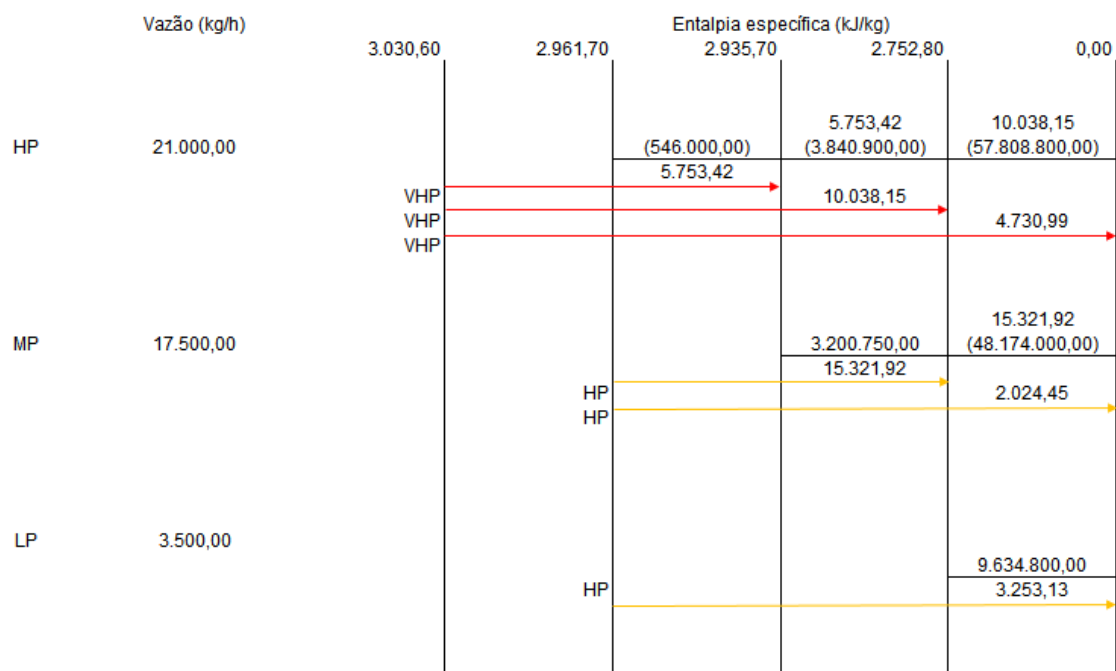


Figura 26 - DFCG para o Estudo de Caso 1 – Cenário 3

Com o DFCG gerado, o engenheiro de processo poderá optar por duas opções:

- (i) Manter a distribuição de MP e LP. Dessa forma, geram-se 21.000 kg/h de VHP em uma caldeira. Este vapor seguirá para uma rede de turbinas para gerar MP e LP.
- (ii) Substituir as demandas de MP e LP por VHP. Dessa maneira, é atendida a demanda da planta utilizando-se 868,82 kg/h de vapor a menos – valor encontrado com uso da Equação 7.

Escolhendo-se a primeira opção, o potencial de cogeração do sistema calculado pela Equação 8 traz o mesmo potencial de cogeração dos Cenários 1 e Cenário 2. Porém, no Cenário 3 são necessárias três turbinas para atingir esse potencial de cogeração. A rede de distribuição de vapor é apresentada na Figura 27.

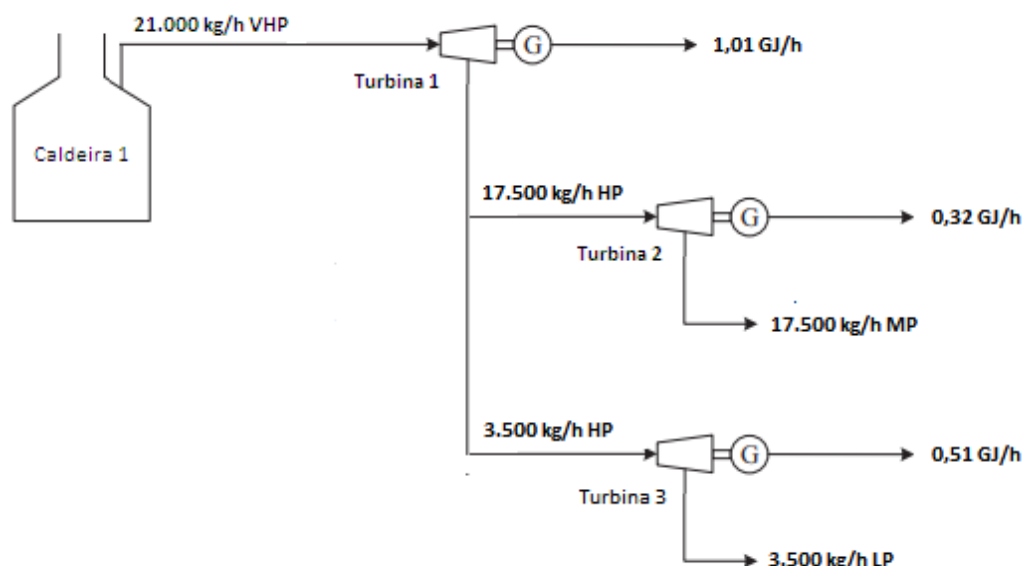


Figura 27 - Rede de distribuição de vapor para o Estudo de Caso 1 – Cenário 3

A Tabela 18 discrimina os três principais custos para implementar a rede de distribuição de vapor supracitada. O custo total para implementar o projeto proposto no cenário 1 é 1.052.795,00 \$/ano; enquanto o lucro obtido para produção de energia elétrica é 200.705,23 \$/ano.

Tabela 18 - Custo capital para o Caso 1 – Cenário 3

Custos	Unidade	Valor
Custo de Geração	\$/h	75,15
Custo de Caldeira	\$	3.554.559,98
Custo de Turbina	\$	544.517,67

Custo Total	\$/ano	1.052.795,00
Lucro obtido para produção de energia elétrica	\$/ano	200.705,23

6.1.4 Cenário 4: Segmentação de Fonte Única (VHP) com turbinas VHP/HP, HP/MP e MP/LP

Neste cenário, será avaliada a determinação do potencial de cogeração e a vazão mínima da utilidade VHP para atender a demanda. Neste cenário, será privilegiado somente o uso de uma fonte de vapor.

Todo o vapor VHP gerado atenderá diretamente a demanda de vapor MP, porém uma maior quantidade de vapor MP será gerada a fim de que esse acréscimo atenda em seguida a demanda de vapor LP. Para tal, serão utilizadas três turbinas: uma VHP/HP, uma HP/MP e outra MP/LP.

Com os valores apresentados na Tabela 12 e utilizando-se a Equação 3, é possível determinar uma necessidade de 21.000 kg/h de VHP. Com o novo resultado e o objetivo desse cenário em mente, a nova Tabela de Oportunidades desenvolvida é a mesma da Tabela 14.

Com esses dados, é possível gerar o DFCG seguindo a metodologia descrita no Capítulo 4. O cenário 4 obtido pelo DFCG está representado na Figura 28.

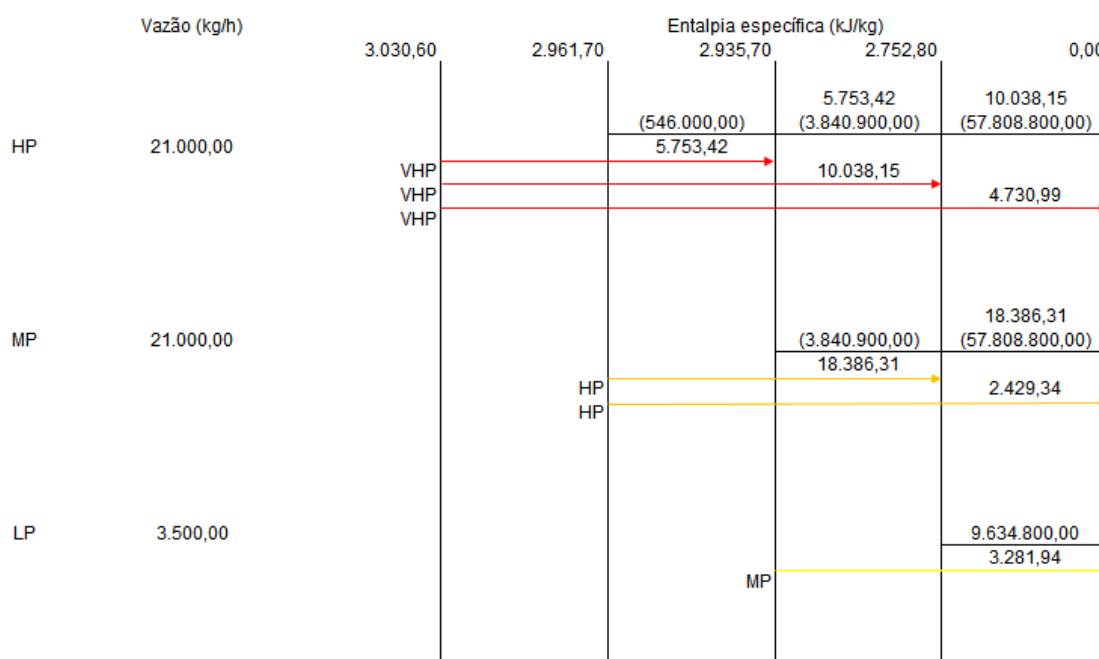


Figura 28 - DFCG para o Estudo de Caso 1 – Cenário 4

Com o DFCC gerado, o engenheiro de processo poderá optar por duas opções:

- (i) Manter a distribuição de MP e LP. Dessa forma, geram-se 21.000 kg/h de VHP em uma caldeira. Este vapor seguirá para uma rede de turbinas para gerar MP e LP.
- (ii) Substituir as demandas de MP e LP por VHP. Dessa maneira, é atendida a demanda da planta utilizando-se 868,82 kg/h de vapor a menos – valor encontrado com uso da Equação 7.

Escolhendo-se a primeira opção, a Equação 8 traz um potencial de cogeração do sistema de 1,84 GJ/h assim como nos Cenário 1, Cenário 2 e Cenário 3. Dessa forma, três turbinas devem ser usadas para atingir o potencial de cogeração. A rede de distribuição de vapor é apresentada na Figura 29.

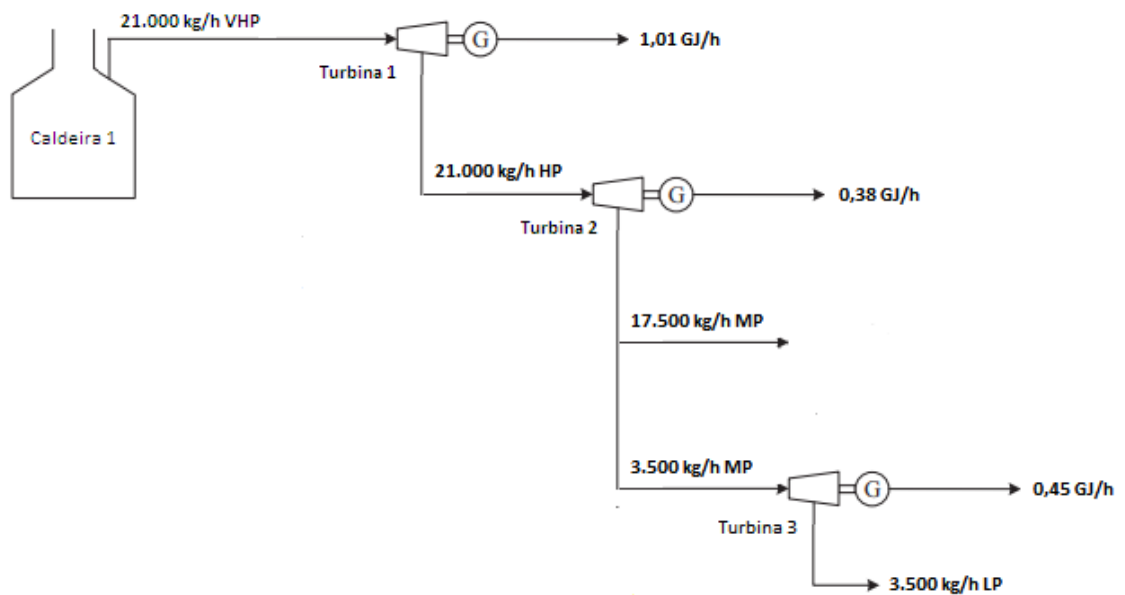


Figura 29 - Rede de distribuição de vapor para o Estudo de Caso 1 – Cenário 4

A Tabela 19 discrimina os três principais custos para implementar a rede de distribuição de vapor supracitada. O custo total para implementar o projeto proposto no cenário 1 é 1.053.003,56 \$/ano; enquanto o lucro obtido para produção de energia elétrica é 200.705,23 \$/ano.

Tabela 19 - Custo capital para o Caso 1 – Cenário 4

Custos	Unidade	Valor
Custo de Geração	\$/h	75,15
Custo de Caldeira	\$	3.554.559,98
Custo de Turbina	\$	546.410,72
Custo Total	\$/ano	1.053.003,56
Lucro obtido para produção de energia elétrica	\$/ano	200.705,23

6.1.5 Cenário 5: Segmentação de Fonte Única (HP)

Neste cenário, será avaliada a determinação do potencial de cogeração e a vazão mínima da utilidade HP. Desse modo, será privilegiado somente o uso de uma fonte de vapor. Com os valores apresentados na Tabela 12 e, utilizando-se a Equação 3, é possível determinar uma necessidade de 21.000 kg/h de vapor HP. Com o novo resultado e o objetivo desse cenário em mente, uma nova Tabela de Oportunidades é desenvolvida, conforme observada na Tabela 20.

Tabela 20 - Tabela de oportunidades modificada para o Caso 1 – Cenário 5

Nível do vapor	Oferta Energética (kJ/h)	Demanda Energética (kJ/h)	Vazão (kg/h)
HP oferta	$62,20 \cdot 10^6$	-	21.000,00
MP	-	$51,37 \cdot 10^6$	17.500,00
LP	-	$9,634 \cdot 10^6$	3.500,00

Com esses dados, é possível gerar o DFCG seguindo a metodologia descrita no Capítulo 4. O cenário 5 obtido pelo DFCG está representado na Figura 30.

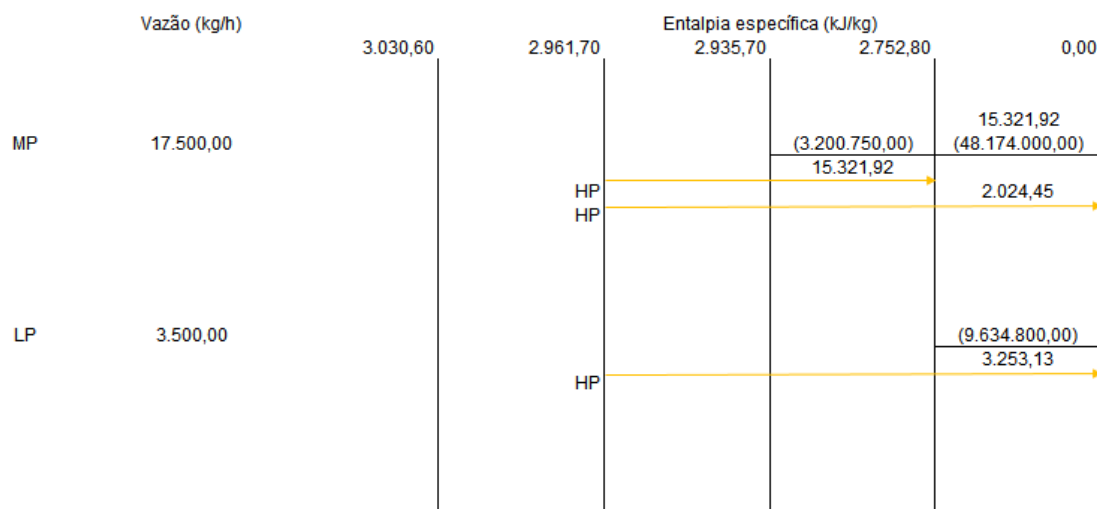


Figura 30 - DFCG para o Estudo de Caso 1 – Cenário 5

Através do DFCG gerado, o engenheiro de processo poderá optar por duas opções:

- (i) Manter a distribuição de MP e LP. Dessa forma, geram-se 21.000 kg/h de HP em uma caldeira. Este vapor seguirá para uma rede de turbinas para gerar MP e LP.
- (ii) Substituir as demandas de MP e LP por HP. Dessa maneira, é atendida a demanda da planta utilizando-se 400,50 kg/h de vapor a menos – valor encontrado com uso da Equação 7.

Escolhendo-se a primeira opção, a Equação 8 traz um potencial de cogeração do sistema de 0,83 GJ/h. Dessa maneira, duas turbinas devem ser usadas para atingir o Potencial de cogeração. A rede de distribuição de vapor é apresentada na Figura 31.

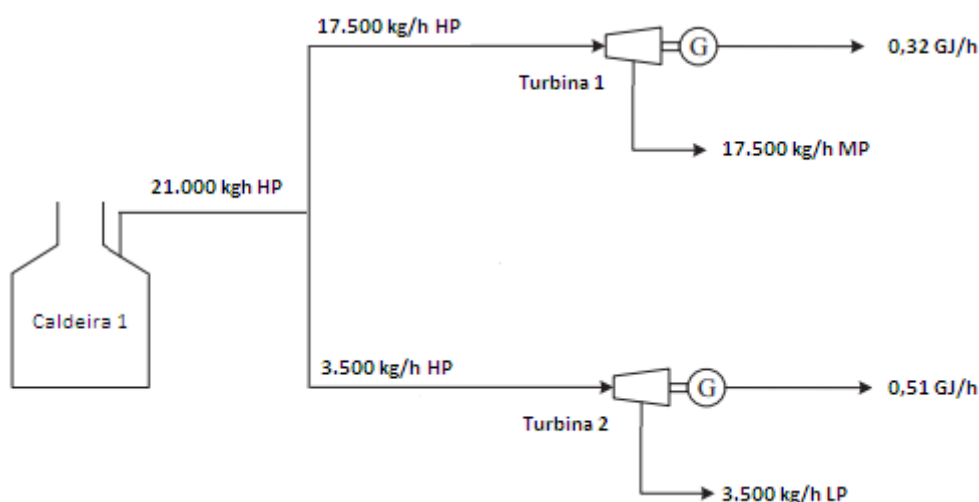


Figura 31 - Rede de distribuição de vapor para o Estudo de Caso 1 – Cenário 5

A Tabela 21 discrimina os três principais custos para implementar a rede de distribuição de vapor supracitada. O custo total para implementar o projeto proposto no cenário 2 é 973.194,16 \$/ano; enquanto o lucro obtido para produção de energia elétrica é 90.414,73 \$/ano.

Tabela 21 - Custo capital para o Caso 1 – Cenário 5

Custos	Unidade	Valor
Custo de Geração	\$/h	78,71
Custo de Caldeira	\$	2.807.013,51
Custo de Turbina	\$	310.789,49

Custo Total	\$/ano	973.194,16
Lucro obtido para produção de energia elétrica	\$/ano	90.414,73

6.1.6 Cenário 6: Segmentação de Fonte Única (MP)

Neste cenário, será avaliada a determinação do potencial de cogeração e a vazão mínima da utilidade MP. Desse modo, será privilegiado somente o uso de uma fonte de vapor. Com os valores apresentados na Tabela 12 e, utilizando-se a Equação 3, é possível determinar uma necessidade de 21.000 kg/h de vapor MP. Com o novo resultado e o objetivo desse cenário em mente, uma nova Tabela de Oportunidades é desenvolvida, conforme observada na Tabela 22.

Tabela 22 - Tabela de oportunidades modificada para o Caso 1 – Cenário 6

Nível do vapor	Demanda Energética (kJ/h)	Demanda Energética (kJ/h)	Vazão (kg/h)
MP oferta	$61,65 \cdot 10^6$	-	21.000,00
MP demanda	-	$51,37 \cdot 10^6$	17.500,00
LP	-	$9,634 \cdot 10^6$	3.500,00

Com esses dados, é possível gerar o DFCG seguindo a metodologia descrita no Capítulo 4. O cenário 6 obtido pelo DFCG está representado na Figura 32.

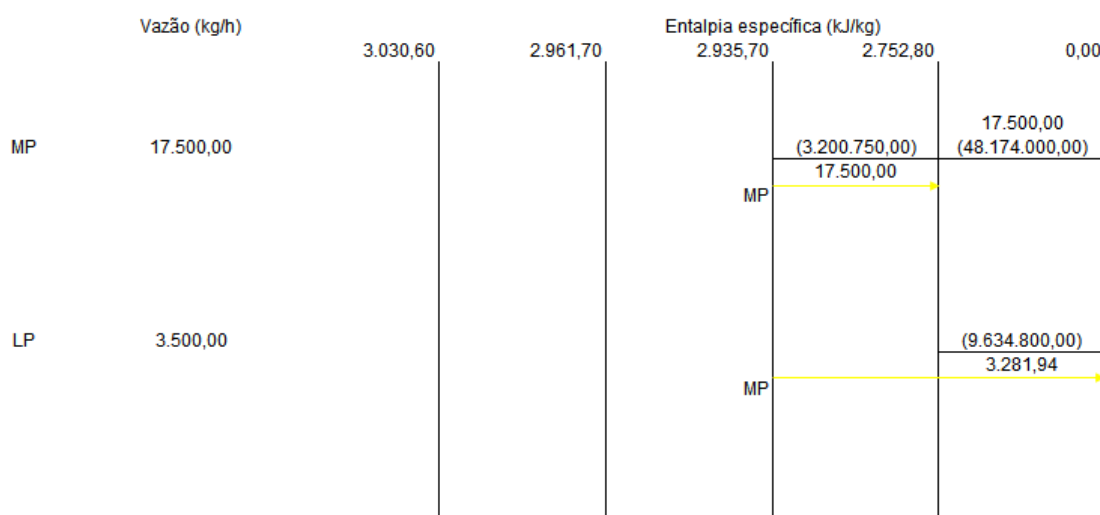


Figura 32 - DFCG para o Estudo de Caso 1 – Cenário 6

Através do DFCG gerado, o engenheiro de processo poderá optar por duas opções:

- (i) Manter a distribuição de MP e LP. Dessa forma, geram-se 21.000 kg/h de MP em uma caldeira. Este vapor seguirá para um divisor de correntes: 17.500 kg/h de MP são prontamente atendidos; e 3.500 kg/h seguem para uma única turbina para gerar LP.
- (ii) Substituir as demandas de MP e LP por MP. Dessa maneira, é atendida a demanda da planta utilizando-se 218,06 kg/h de vapor a menos – valor encontrado com uso da Equação 7.

Escolhendo-se a primeira opção, a Equação 8 traz um potencial de cogeração do sistema de 0,45 GJ/h. Dessa maneira, uma turbina deve ser usada para atingir o potencial de cogeração. A rede de distribuição de vapor é apresentada na Figura 33.

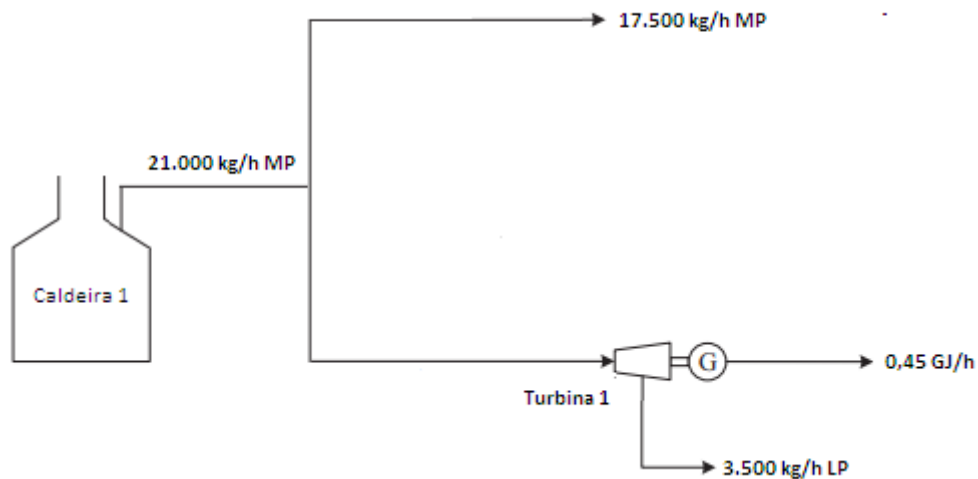


Figura 33 - Rede de distribuição de vapor para o Estudo de Caso 1 – Cenário 6

A Tabela 23 discrimina os três principais custos para implementar a rede de distribuição de vapor supracitada. O custo total para implementar o projeto proposto no cenário 3 é 987.376,84 \$/ano; enquanto o lucro obtido para produção de energia elétrica é 48.795,67 \$/ano.

Tabela 23 - Custo capital para o Caso 1 – Cenário 6

Custos	Unidade	Valor
Custo de Geração	\$/h	89,76
Custo de Caldeira	\$	2.282.753,02
Custo de Turbina	\$	161.934,93
Custo Total	\$/ano	987.376,84
Lucro obtido para produção de energia elétrica	\$/ano	48.795,67

6.1.7 Cenário 7: Segmentação de Múltiplas Fontes (MP e LP)

Neste cenário, será considerado que a planta não possui nenhuma oferta de VHP ou HP disponíveis. Desse modo, será privilegiado o uso de múltiplas fontes de vapor, então os fluxos mínimos de MP e LP devem ser determinados.

Com os valores apresentados na Tabela 12 e utilizando a Equação 3, é possível determinar a necessidade de 17.500 kg/h de MP e 3.500 kg/h de LP. Com o novo resultado e o objetivo do cenário em mente, uma nova Tabela de Oportunidades é desenvolvida, conforme observado na Tabela 24.

Tabela 24 - Tabela de oportunidades modificada para o Caso 1 – Cenário 7

Nível do vapor	Oferta Energética (kJ/h)	Demanda Energética (kJ/h)	Vazão (kg/h)
MP oferta	$5,137.10^7$	-	17.500,00
MP demanda	-	$5,137.10^7$	17.500,00
LP oferta	$9,634.10^6$	-	3.500,00
LP demanda	-	$9,634.10^6$	3.500,00

Com esses dados, é possível gerar o DFCG seguindo a metodologia descrita no Capítulo 4. O cenário 7 obtido pelo DFCG está representado na Figura 34.

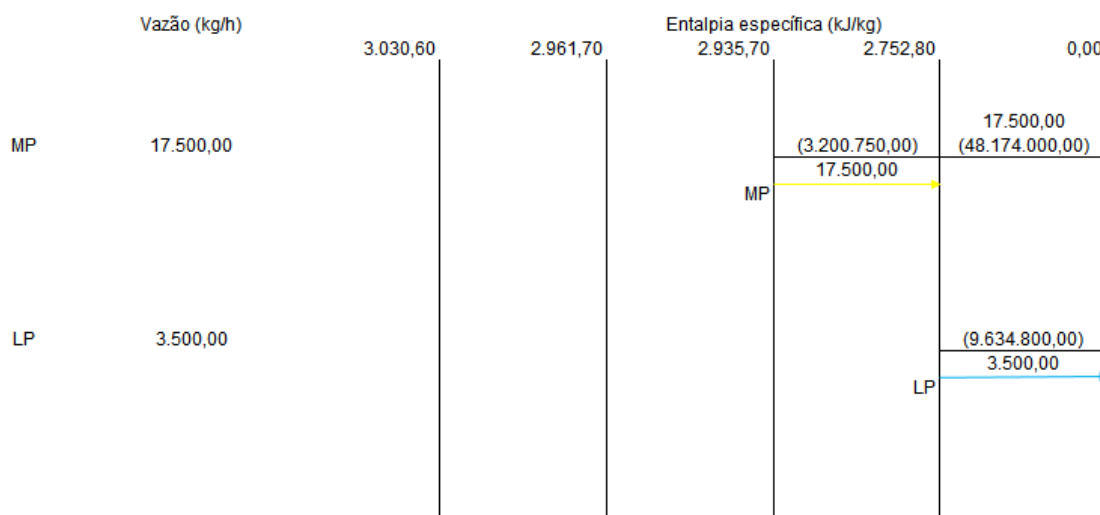


Figura 34 - DFCG para o Estudo de Caso 1 – Cenário 7

Através do DFCG gerado, o engenheiro de processo só terá uma opção:

- (i) Manter a distribuição de MP e LP. Dessa forma, são necessárias duas caldeiras, cada qual gerando 17.500 kg/h de MP e 3.500 kg/h de LP.

Dessa maneira, como não há necessidade de turbinas, conseqüentemente, na rede de distribuição de vapor apresentada na Figura 35 não há geração de trabalho de eixo.

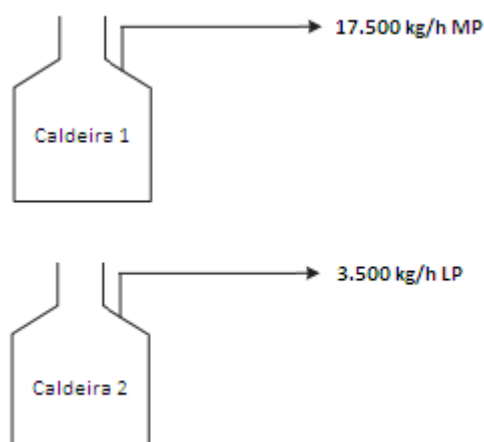


Figura 35 - Rede de distribuição de vapor para o Estudo de Caso 1 – Cenário 7

A Tabela 25 discrimina os dois principais custos para implementar a rede de distribuição de vapor supracitada. O custo total para implementar o projeto proposto no cenário 4 é 987.017,63 \$/ano.

Tabela 25 - Custo capital para o Caso 1 – Cenário 7

Custos	Unidade	Valor
Custo de Geração	\$/h	89,83
Custo de Caldeira	\$	2.435.897,37
Custo de turbina	\$	0
Custo Total	\$/ano	987.017,63
Lucro obtido para produção de energia elétrica	\$/ano	0

Os principais resultados são apresentados na Tabela 26. Nos Cenários 1, 2, 3 e 4 diferentes redes de distribuição de vapor foram projetadas, porém, o potencial de cogeração obtido foi o mesmo. Isso faz sentido, uma vez que não há excesso de vapor no sistema e a mesma fonte de vapor (VHP) foi usada para atender a demanda, independente do caminho escolhido. Todos os quatro cenários iniciais apresentam desvios em torno de faixa de 1,5% e são mais viáveis que os cenários 5, 6 e 7 (e possíveis variações), pois energia elétrica é produzida. Isso constata a vantagem de se trabalhar com sistemas de geração simultânea de calor e potência.

Tabela 26 - Balanço final para o Caso 1

	Cen.1	Cen. 2	Cen. 3	Cen. 4	Cen. 5	Cen. 6	Cen. 7
Potencial de cogeração (GJ/h)	1,84	1,84	1,84	1,84	0,83	0,45	0
Custo Total (M\$/ano)	1.042	1.041	1.053	1.053	973	987	987
Lucro obtido para produção de energia elétrica (M\$/ano)	201	201	201	201	90	49	0

6.2 Estudo de Caso 2

O segundo estudo de caso trata da segunda parte do estudo de caso industrial sobre o complexo integrado de processamento de óleo de palma. No Caso 2, as utilidades geradas são integradas ao moinho de óleo de palma, à biorrefinaria à base de óleo de palma e à refinaria de óleo de palma. O procedimento de segmentação de várias fontes é aplicado para determinar os requisitos mínimos de VHP e HP, bem como o potencial de cogeração nesse complexo de processamento de óleo de palma integrado. Os principais dados estão distribuídos nas Tabela 27.

Tabela 27 - Parâmetros das utilidades para o Caso 2.

Nível do vapor	Temperatura (°C)	Pressão (bar)	Entalpia Específica (kJ/kg)
VHP	350,00	65,00	3.030,60
HP	300,00	40,00	2.961,70
MP	250,00	12,00	2.935,70
LP	150,00	4,00	2.752,80

Fonte: Ng et al. (2017)

Na Tabela 28, completam-se os dados do estudo de caso com a oferta e demanda energética de cada um dos *headers*. A fim de suprir as demandas de VHP, MP e LP, é utilizada a Equação 1 para averiguação dos valores de vazão dessas demandas. Os dados gerados podem ser visualizados na última coluna da Tabela 28.

Tabela 28 - Tabela de oportunidades para o Caso 2.

Nível do vapor	Oferta Energética (kJ/h)	Demanda Energética (kJ/h)	Entalpia Específica (kJ/kg)	Vazão (kg/h)
VHP	-	3,638.10 ⁶	3.030,60	1.200,00
HP	-	-	2.961,70	0
MP	-	180,1.10 ⁶	2.935,70	61.340,00
LP	-	111,0.10 ⁶	2.752,80	40.300,00

Fonte: Ng *et al.* (2017)

6.2.1 Cenário 1: Segmentação de Fonte Única (VHP)

Neste cenário, será avaliada a determinação do potencial de cogeração e a vazão mínima da utilidade VHP. Desse modo, será privilegiado somente o uso de fonte de vapor VHP. Com os valores apresentados na Tabela 28 e utilizando a Equação 3, é possível determinar uma necessidade de 102.840 kg/h de vapor VHP. Com o novo resultado e o objetivo desse cenário em mente, uma nova Tabela de Oportunidades é desenvolvida, conforme observada na Tabela 29.

Tabela 29 - Tabela de oportunidades modificada para o Caso 2 – Cenário 1

Nível do vapor	Oferta Energética (kJ/h)	Demanda Energética (kJ/h)	Vazão (kg/h)
VHP oferta	311,7.10 ⁶	-	102.840,00
VHP demanda	-	3,637.10 ⁶	1.200,00
MP	-	180,1.10 ⁶	61.340,00
LP	-	111,0.10 ⁶	40.300,00

Com esses dados, é possível gerar o DFCG seguindo a metodologia descrita no Capítulo 4. O Cenário 1 obtido pelo DFCG está representado na Figura 36.

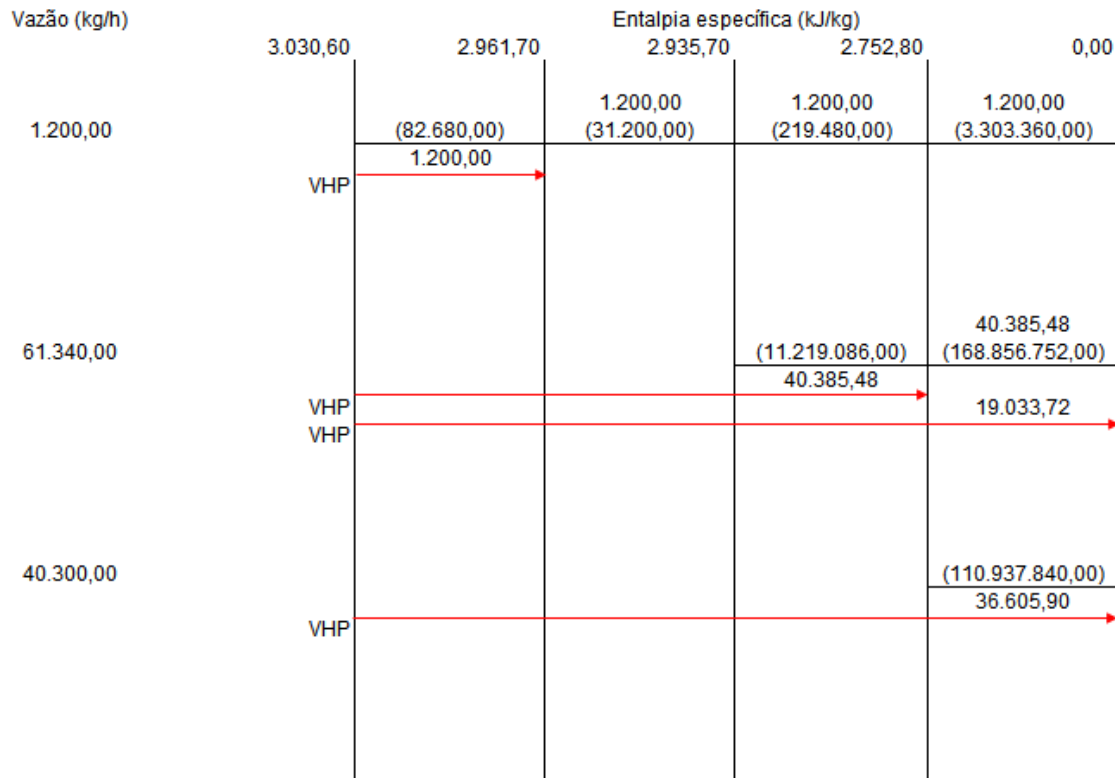


Figura 36 - DFCG para o Estudo de Caso 2 – Cenário 1

Através do DFCG gerado, o engenheiro de processos poderá optar por duas opções:

- (i) Manter a distribuição de VHP, MP e LP. Dessa forma, geram-se 102.840 kg/h de VHP em uma caldeira. Este vapor passará por um divisor de correntes: 1.200 kg/h atenderão prontamente a demanda de VHP. O restante seguirá para uma rede de turbinas para gerar MP e LP.
- (ii) Substituir as demandas de MP e LP por VHP. Dessa maneira, é atendida a demanda da planta utilizando-se 5.614,90 kg/h de vapor a menos – valor encontrado com uso da Equação 7.

Escolhendo-se a primeira opção, a Equação 8 traz um potencial de cogeração do sistema de 11,91 GJ/h. Dessa maneira, duas turbinas devem ser usadas para atingir o Potencial de cogeração. A rede de distribuição de vapor é apresentada na Figura 37.

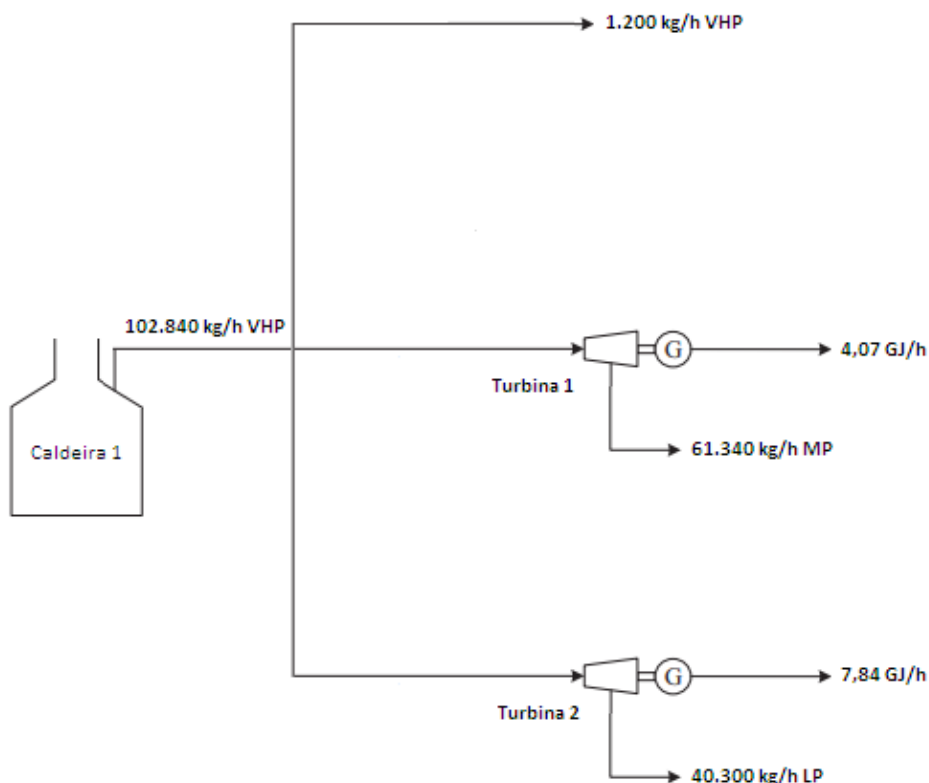


Figura 37 - Rede de distribuição de vapor para o Estudo de Caso 2 – Cenário 1

A Tabela 30 discrimina os três principais custos para implementar a rede de distribuição de vapor supracitada. O custo total para implementar o projeto proposto no cenário 1 é 4.387.787,69 \$/ano; enquanto o lucro obtido para produção de energia elétrica é 1.297.089,56 \$/ano.

Tabela 30 - Custo capital para o Caso 2 – Cenário 1

Custos	Unidade	Valor
Custo de Geração	\$/h	368,02
Custo de Caldeira	\$	12.079.300,42
Custo de Turbina	\$	1.024.210,87
Custo Total	\$/ano	4.387.787,69
Lucro obtido para produção de energia elétrica	\$/ano	1.297.089,56

6.2.2 Cenário 2: Segmentação de Múltiplas Fontes (VHP e HP)

Neste cenário, será avaliada a determinação do potencial de cogeração e a vazão mínima das utilidades VHP e HP. Desse modo, será privilegiado o uso de duas fontes de vapor, VHP e HP. Com os valores apresentados na Tabela 27 e utilizando a Equação 3, é possível determinar uma necessidade de 1.200 kg/h de vapor VHP e 101.640 kg de

vapor HP. Com o novo resultado e o objetivo desse cenário em mente, uma nova Tabela de oportunidades é desenvolvida, conforme observada na Tabela 31.

Tabela 31 - Tabela de oportunidades modificada para o Caso 2 – Cenário 2

Nível do vapor	Oferta Energética (kJ/h)	Demanda Energética (kJ/h)	Vazão (kg/h)
VHP oferta	$3,637.10^6$	-	1.200,00
VHP demanda	-	$3,637.10^6$	1.200,00
HP oferta	$301,0.10^6$	-	101.640,00
MP	-	$180,1.10^6$	61.340,00
LP	-	$111,0.10^6$	40.300,00

Com esses dados, é possível gerar o DFCG seguindo a metodologia descrita no Capítulo 4. O cenário 2 obtido pelo DFCG está representado na Figura 38.

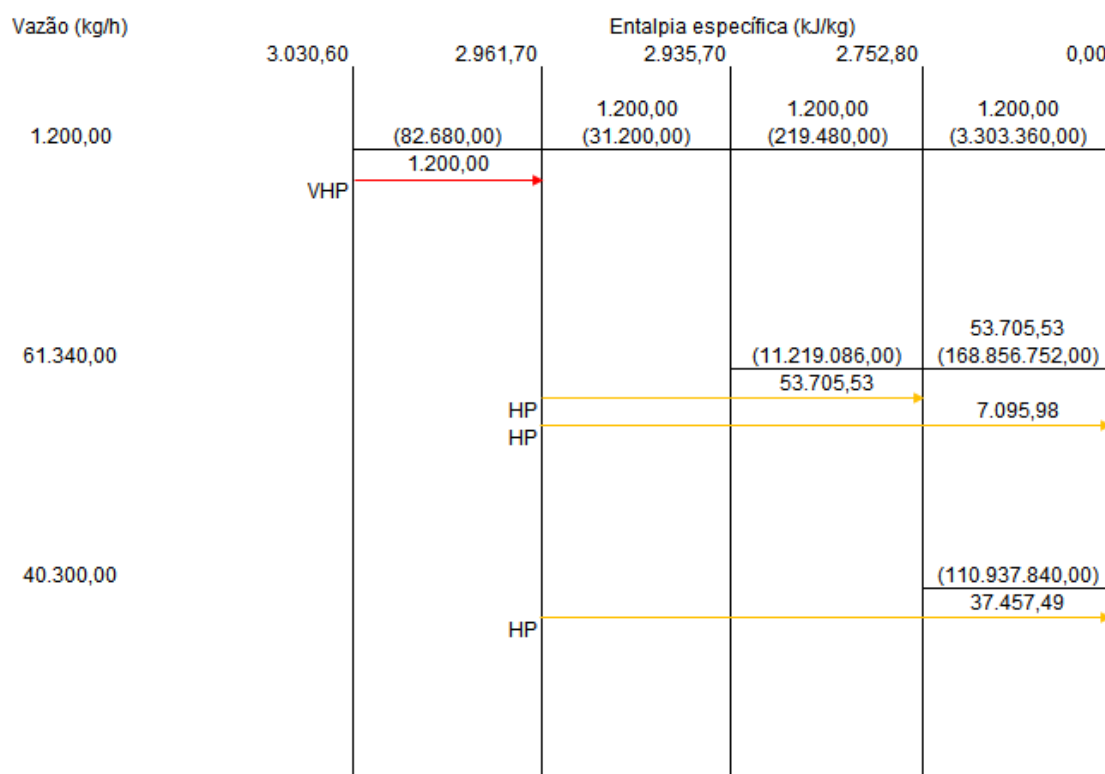


Figura 38 - DFCG para o Estudo de Caso 2 – Cenário 2

Através do DFCG gerado, o engenheiro de processo poderá optar por duas opções:

- (i) Manter a distribuição de VHP, MP e LP. Dessa forma, são necessárias duas caldeiras: uma que produz 1.200 kg/h de VHP e outra que produz 101.640 kg/h de HP. Este vapor HP seguirá para uma rede de turbinas a fim de gerar MP e LP.

- (ii) Substituir as demandas de MP e LP por HP. Dessa maneira, é atendida a demanda da planta utilizando-se 3.381,00 kg/h de vapor a menos – valor encontrado com uso da Equação 7.

Escolhendo-se a primeira opção, a Equação 8 traz um potencial de cogeração do sistema de 7,01 GJ/h. Dessa maneira, duas turbinas devem ser usadas para atingir o Potencial de cogeração. A rede de distribuição de vapor é apresentada na Figura 39.

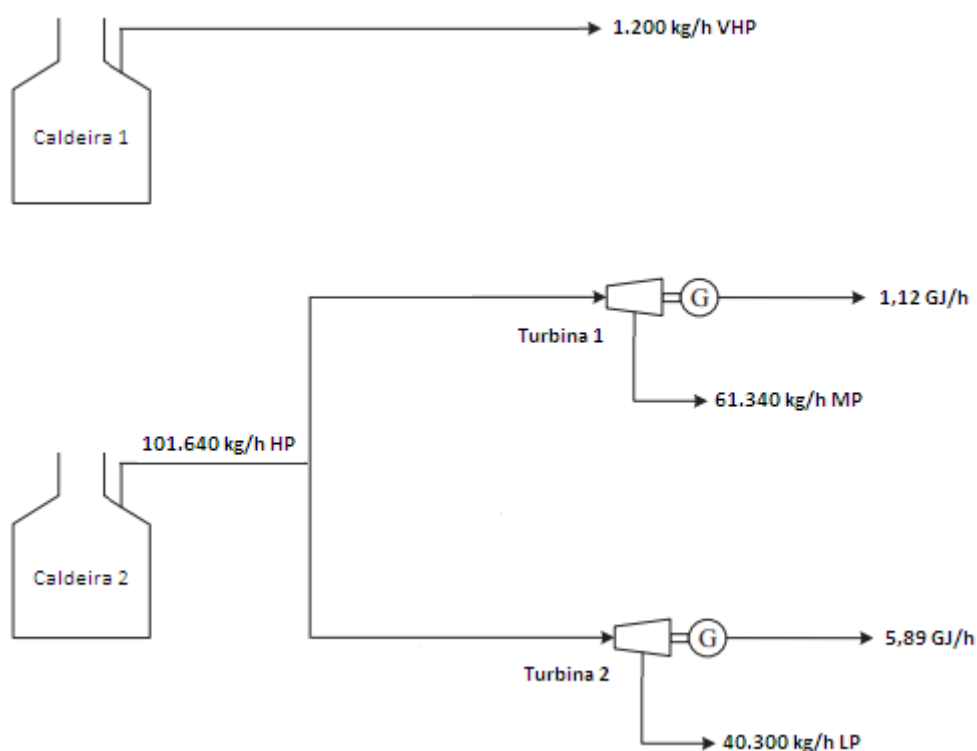


Figura 39 - Rede de distribuição de vapor para o Estudo de Caso 2 – Cenário 2

A Tabela 32 discrimina os três principais custos para implementar a rede de distribuição de vapor supracitada. O custo total para implementar o projeto proposto no cenário 2 é 4.250.592,76 \$/ano; enquanto o lucro obtido para produção de energia elétrica é 763.283,57 \$/ano.

Tabela 32 - Custo capital para o Caso 2 – Cenário 2

Custos	Unidade	Valor
Custo de Geração	\$/h	385,27
Custo de Caldeira	\$	9.845.451,19
Custo de Turbina	\$	760.460,58
Custo Total	\$/ano	4.250.592,76
Lucro obtido para produção de energia elétrica	\$/ano	763.283,57

Este foi o único cenário prospectado por Ng *et al.* (2017). Apesar do potencial de cogeração encontrado ter sido o mesmo, o custo total destoou. Enquanto nesta dissertação o custo total foi de 4,25 M\$/ano, Ng *et al.* (2017) encontraram um custo de 5,11 M\$/ano. Além disso, não há como afirmar se o cálculo reportado pelos autores se baseou nas equações transcritas com os erros reportados (erro quanto à análise dimensional e erro quanto à conversão de unidades).

6.2.3 Cenário 3: Segmentação de Múltiplas Fontes (VHP e MP)

Neste cenário, será avaliada a determinação do potencial de cogeração e a vazão mínima das utilidades VHP e MP. Desse modo, será privilegiado o uso de duas fontes de vapor, VHP e MP. Com os valores apresentados na Tabela 27 e utilizando-se a Equação 3, é possível determinar uma necessidade de 1.200 kg/h de vapor VHP e 101.640 kg de vapor MP. Com o novo resultado e o objetivo desse cenário em mente, uma nova Tabela de oportunidades é desenvolvida, conforme observada na Tabela 33.

Tabela 33 - Tabela de oportunidades modificada para o Caso 2 – Cenário 3

Nível do vapor	Oferta Energética (kJ/h)	Demanda Energética (kJ/h)	Vazão (kg/h)
VHP oferta	$3,637.10^6$	-	1.200,00
VHP demanda	-	$3,637.10^6$	1.200,00
MP oferta	$298,3.10^6$	-	101.640,00
MP demanda	-	$180,1.10^6$	61.340,00
LP	-	$111,0.10^6$	40.300,00

Com esses dados, é possível gerar o DFCG seguindo a metodologia descrita no Capítulo 4. O cenário 3 obtido pelo DFCG está representado na Figura 40.

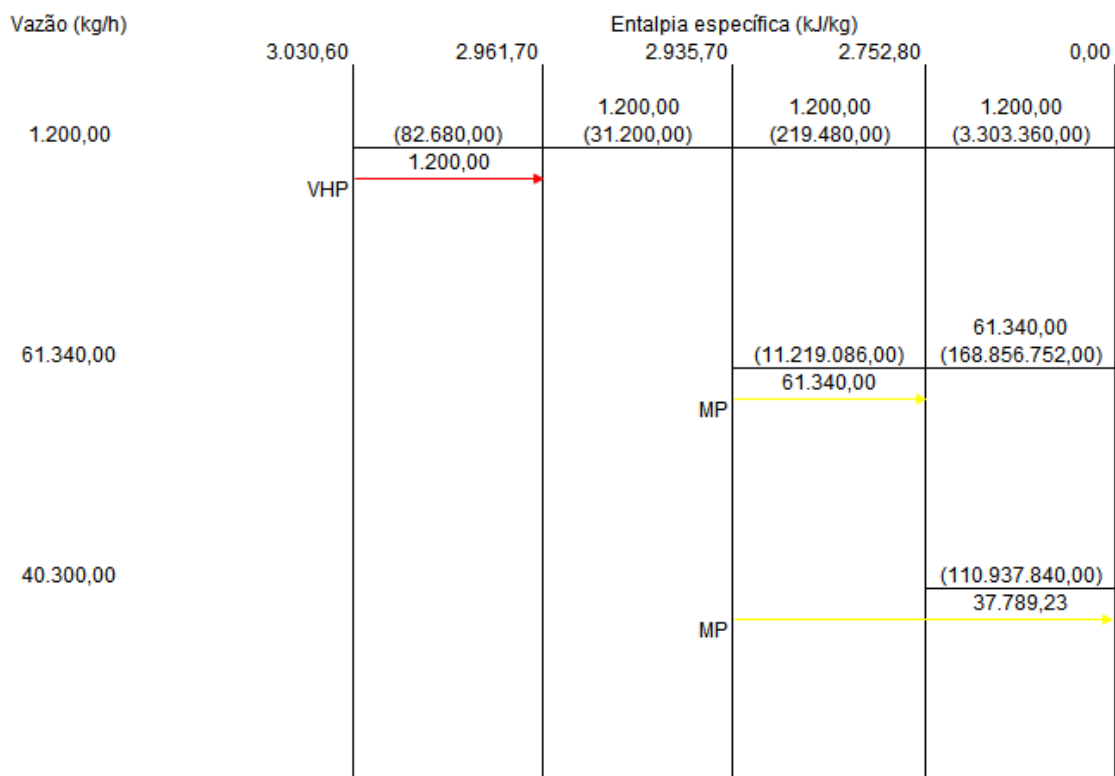


Figura 40 - DFCG para o Estudo de Caso 2 – Cenário 3

Através do DFCG gerado, o engenheiro de processo poderá optar por duas opções:

- (i) Manter a distribuição de VHP, MP e LP. Dessa forma, são necessárias duas caldeiras: uma que produz 1.200 kg/h de VHP e outra que produz 101.640 kg/h de MP. Este vapor MP passará por um divisor de correntes: 61.340 kg/h atenderão prontamente a demanda de MP; enquanto 40.300 kg/h seguirão para uma única turbina a fim de gerar LP.
- (ii) Substituir a demanda de LP por MP. Dessa maneira, é atendida a demanda da planta utilizando-se 2.510,77 kg/h de vapor a menos – valor encontrado com uso da Equação 7.

Escolhendo-se a primeira opção, a Equação 8 traz um potencial de cogeração do sistema de 5,16 GJ/h. Dessa maneira, duas turbinas devem ser usadas para atingir o Potencial de cogeração. A rede de distribuição de vapor é apresentada na Figura 41.

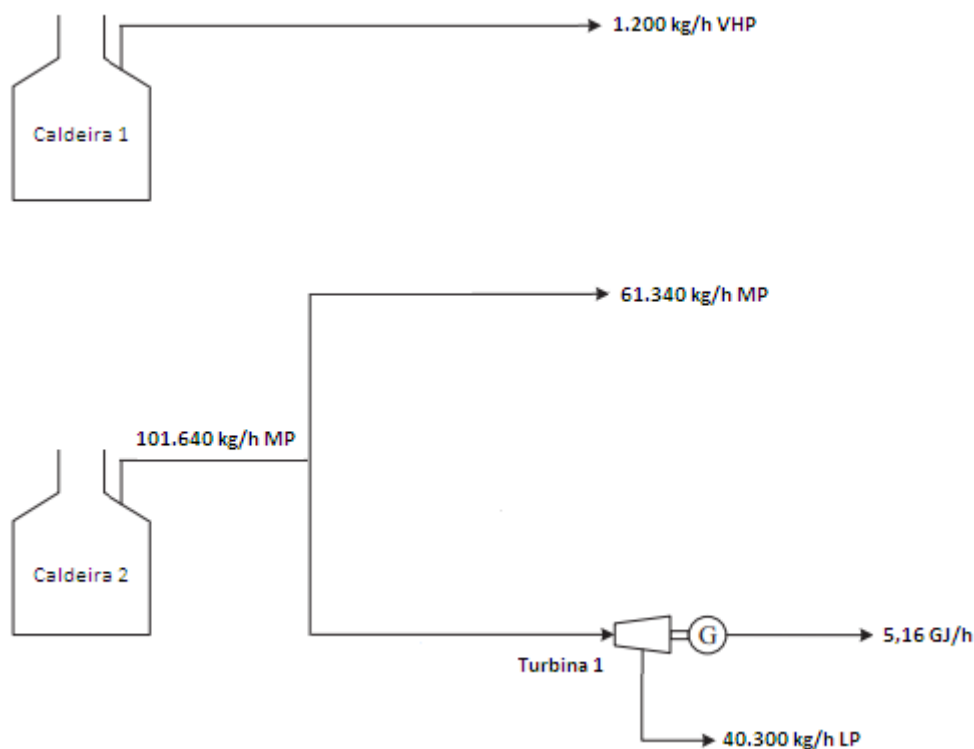


Figura 41 - Rede de distribuição de vapor para o Estudo de Caso 2 – Cenário 3

A Tabela 34 discrimina os três principais custos para implementar a rede de distribuição de vapor supracitada. O custo total para implementar o projeto proposto no cenário 3 é 4.453.439,94 \$/ano; enquanto o lucro obtido para produção de energia elétrica é 561.847,34 \$/ano.

Tabela 34 - Custo capital para o Caso 2 – Cenário 3

Custos	Unidade	Valor
Custo de Geração	\$/h	438,71
Custo de Caldeira	\$	8.079.909,18
Custo de Turbina	\$	486.292,07
Custo Total	\$/ano	4.453.439,94
Lucro obtido para produção de energia elétrica	\$/ano	561.847,34

6.2.4 Cenário 4: Segmentação de Múltiplas Fontes (VHP, MP e LP)

Neste cenário, será avaliada a determinação do potencial de cogeração e a vazão mínima das utilidades VHP, MP e LP. Desse modo, será privilegiado o uso de três fontes de vapor, VHP, MP e LP. Com os valores apresentados na Tabela 27 e utilizando-se a Equação 3, é possível determinar uma necessidade de 1.200 kg/h de vapor VHP, 61.340 kg/h de vapor MP e 40.300 kg de vapor LP. Com o novo resultado e

o objetivo desse cenário em mente, uma nova Tabela de Oportunidades é desenvolvida, conforme observada na Tabela 35.

Tabela 35 - Tabela de oportunidades modificada para o Caso 2 – Cenário 4

Nível do vapor	Oferta Energética (kJ/h)	Demanda Energética (kJ/h)	Vazão (kg/h)
VHP oferta	$3,637.10^6$	-	1.200,00
VHP demanda	-	$3,637.10^6$	1.200,00
MP oferta	$180,1.10^6$	-	61.340,00
MP demanda	-	$180,1.10^6$	61.340,00
LP oferta	$111,0.10^6$	-	40.300,00
LP demanda	-	$111,0.10^6$	40.300,00

Com esses dados, é possível gerar o DFCG seguindo a metodologia descrita no Capítulo 4. O cenário 4 obtido pelo DFCG está representado na Figura 42.

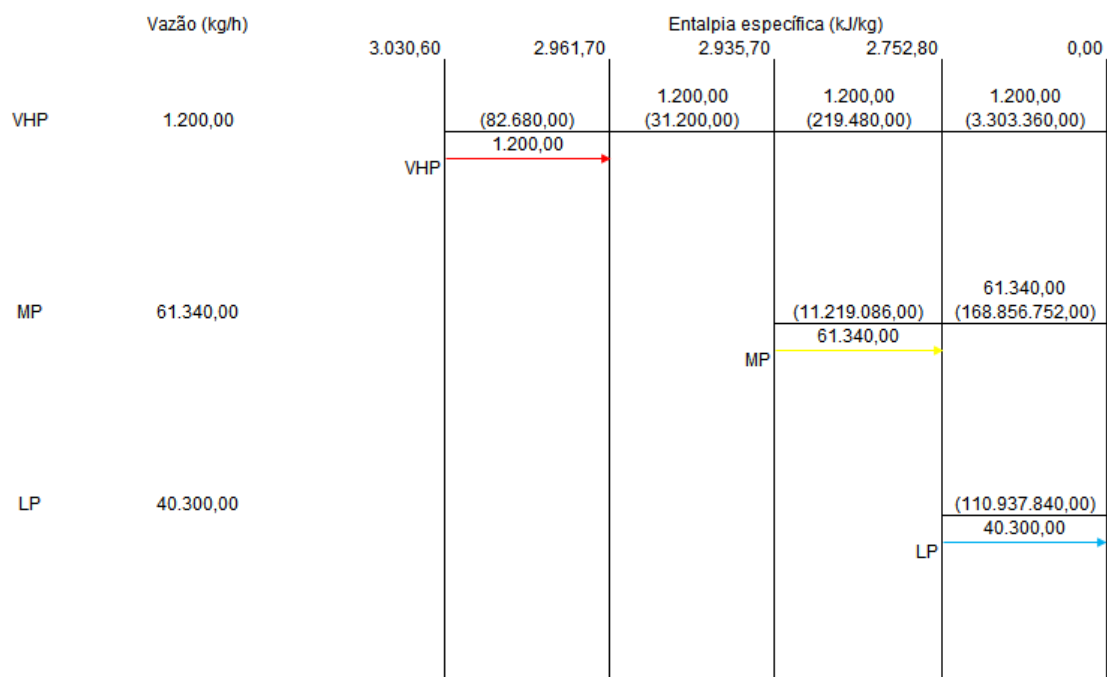


Figura 42 - DFCG para o Estudo de Caso 2 – Cenário 4

Através do DFCG gerado, o engenheiro de processo só terá uma opção:

- (i) Manter a distribuição de VHP, MP e LP. Dessa forma, são necessárias três caldeiras, cada qual gerando 1.200 kg/h de VHP, 61.340 kg/h de MP e 40.300 kg/h de LP.

Dessa maneira, como não há necessidade de turbinas, conseqüentemente, na rede de distribuição de vapor apresentada na Figura 43 não há geração de potência de eixo.

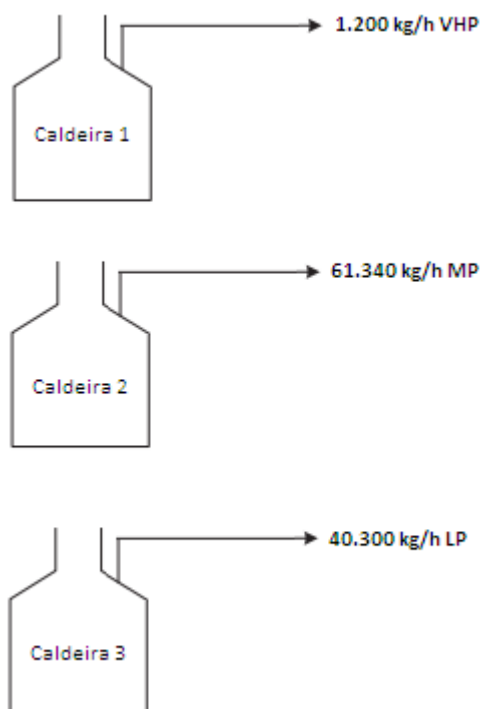


Figura 43 - Rede de distribuição de vapor para o Estudo de Caso 2 – Cenário 4

A Tabela 36 discrimina os dois principais custos para implementar a rede de distribuição de vapor supracitada. O custo total para implementar o projeto proposto no cenário 4 é 4.460.976,79 \$/ano.

Tabela 36 - Custo capital para o Caso 2 – Cenário 4

Custos	Unidade	Valor
Custo de Geração	\$/h	439,59
Custo de Caldeira	\$	8.570.938,60
Custo de Turbina	\$	0
Custo Total	\$/ano	4.460.976,79
Lucro obtido para produção de energia elétrica	\$/ano	0

Os principais resultados são apresentados na Tabela 37. No Estudo de Caso 2, não foram feitas análises de mais cenários para cada fonte distribuída pois como foi visto no Estudo de Caso 1 o custo total depende mais da fonte utilizada do que da subsequente rede.

Tabela 37 - Balanço final para o Caso 2

	Cenário 1	Cenário 2	Cenário 3	Cenário 4
Potencial de cogeração (GJ/h)	11,91	7,01	5,16	0
Custo Total (M\$/ano)	4.388	4.251	4.453	4.461
Lucro obtido para produção de energia elétrica (M\$/ano)	1.297	763	562	0

Novamente o cenário no qual foi priorizada a distribuição de VHP para atender as demandas foi o cenário que apresentou maior potencial de cogeração e um maior lucro para produção de energia elétrica: Cenário 1.

Outro ponto interessante é notar que o custo que mais influência em todos os quatro cenários para o custo total é o custo de geração de vapor a partir do vapor saturado, uma vez que este custo é contínuo durante a operação da unidade conforme os parâmetros de vida útil da planta e tempo de operação anual apresentados na Tabela 15.

Capítulo 7

Conclusões e Sugestões de Trabalhos Futuros

Ao longo dessa pesquisa, o Diagrama de Fontes (DF) foi aplicado em sistemas de geração simultânea de calor e potência (CHP), aumentando sua gama de aplicações.

O DFCG foi ilustrado ao compará-lo com dois exemplos hipotéticos presentes na literatura. O primeiro exemplo foi resolvido por El-Halwagi *et al.* (2009) utilizando o Diagrama de *Pinch* para Meta de Cogeração por Energia Extraível (EPCTPD). Nesse exemplo, as demandas de MP e LP foram atendidas pelas fontes de VHP e HP, com remoção de vapor em excesso. No trabalho de El-Halwagi *et al.* (2009), a remoção em excesso foi realizada apenas para o vapor de menor energia, vapor HP, a fim de se atingir o maior potencial de cogeração. Seguiu-se o procedimento utilizando a metodologia DFCG e o potencial de cogeração foi 22,38 GJ/h.

O segundo exemplo foi resolvido por Ng *et al.* (2017) através da Análise de Cascata de Vapor (SCA). O exemplo também traz demandas de MP e LP que devem ser atendidas pelas fontes de VHP e HP; porém, Ng *et al.* (2017) o resolvem removendo tanto o vapor disponível de menor energia (vapor HP), quanto o vapor disponível de maior energia (vapor VHP). Quando se removeu do sistema vapor HP, o potencial de cogeração foi 18,22 GJ/h; quando se removeu vapor VHP, o potencial de cogeração foi menor e igual a 14,93 GJ/h. Tanto o método SCA quanto o método DFCG apresentaram potenciais de cogeração idênticos.

Uma diferença entre o Diagrama de Fontes de Cogeração e os diferentes métodos comparados é que no DFCG é possível visualizar o quanto de energia de determinada fonte está sendo direcionada para atender uma dada demanda, ao invés de visualizar somente a vazão da fonte ofertada. A diferença entre a taxa de energia inicial, a qual é relativa às vazões de vapor ofertado (assim como suas respectivas entalpias específicas), e as taxas de energia observadas no diagrama pode ser entendida como a energia existente no sistema para gerar potência.

A aplicação do DFCG foi avaliada através de dois estudos de casos a fim de ilustrar a técnica desenvolvida; os dados são industriais e estão disponíveis no trabalho

de Ng *et al.* (2017). As redes de distribuição de vapor propostas foram geradas graças aos quatro diferentes cenários para cada caso. Esses cenários se diferenciam pelo uso de diferentes níveis de vapor para satisfazer a mesma demanda de utilidade quente dos processos no complexo industrial. Ademais, aqui foram calculados os custos totais e lucros associados graças aos sistemas de cogeração propostos.

No primeiro estudo de caso, as demandas de MP e LP devem ser atendidas e Ng *et al.* (2017) utiliza vapor HP para tal. Pelo DFCG, esse cenário foi replicado e o potencial de cogeração é 0,83 GJ/h, o custo total é 973 M\$/ano e o lucro pela geração de energia elétrica é 90 M\$/ano, sendo obtido os mesmos valores para o potencial de cogeração. Nessa dissertação, quatro cenários foram avaliados utilizando como fonte vapor VHP com diferentes redes de turbinas. Esses cenários apresentaram maior potencial de cogeração (1,84 GJ/h), custo total para implementação da rede levemente superior entre 1.042 e 1.053 M\$/ano e lucro de 201 M\$/ano. Ainda foram estudados um cenário com oferta de vapor MP; e outro cenário com oferta tanto de MP e LP sem cogeração no sistema.

A principal conclusão é que escolhida a fonte para atender a demanda, independente do caminho – rede de turbina proposta – o potencial de cogeração e o lucro serão os mesmos. O termo que será diferente, porém próximo, é o custo de implementação. Como sugestão para aperfeiçoamento, seria interessante alguma equação de análise combinatória que dê, com facilidade, todos as possíveis redes de turbinas dados os níveis energéticos das demandas de vapor e possíveis fontes de vapor disponíveis.

No segundo estudo de caso, além das demandas de MP e LP, há uma demanda de vapor VHP, a qual só pode ser atendida por fonte de vapor VHP. Foi avaliado somente um cenário para cada conjunto de fontes de vapor. Como esperado, o cenário que privilegiou a fonte de vapor VHP foi o que obteve maior potencial de cogeração (11, 91 GJ/h) e maior lucro para geração de energia elétrica (1.297 M\$/ano). O custo total para implementação da rede nesse cenário foi 4.388 M\$/ano, o segundo menor custo. A principal conclusão é que o custo de geração é o custo predominante para o cálculo do custo total e os cenários nos quais se privilegia apenas a produção de uma única fonte de vapor geralmente tendem a ser mais vantajosos economicamente. Cabe ressaltar que esta não é uma regra geral. No trabalho de Ng *et al.* (2017) ainda foram avaliados cenários com dadas restrições ou incertezas operacionais; logo, como sugestão, seria interessante agrupar o DFCG com alguma abordagem de otimização.

A principal vantagem do DFCEG é sua estrutura que conta com um apelo visual e lúdico para observar as turbinas que irão compor a rede de distribuição de vapor; ademais do algoritmo composto por cálculos algébricos e simples, em comparação com os métodos mais recentes propostos na literatura. Esse fato configura o DFCEG como um excelente ponto de partida para dar suporte ao engenheiro de processos quanto ao potencial de cogeração e à rede de distribuição de vapor.

Como conclusão geral, os sistemas combinados de energia e potência se apresentaram como uma solução que contempla tantos os interesses ambientais quanto os interesses econômicos; uma vez que há maior eficiência térmica com baixas emissões por unidade de potência, além do fornecimento da energia térmica em diferentes níveis de qualidade e da geração de energia elétrica, a qual pode ser utilizada na mesma unidade ou unidades localmente próximas para iluminação, displays ou acionar bombas e compressores.

Portanto, o objetivo dessa dissertação foi atingido pois foi possível agregar à ferramenta nacional já estruturada, Diagrama de Fontes, uma nova aplicação; desta vez uma determinação fácil e efetiva do potencial de cogeração dos sistemas combinados de energia e potência.

As principais sugestões para trabalhos futuros foram observadas durante a pesquisa bibliográfica. Notou-se a falta de métricas quantitativas com respeito aos critérios ambiental e social ou aspectos multiperíodo, ambos poderiam ser explorados com uma abordagem de otimização, e os resultados comparados com a curta literatura existente a fim de expandi-la.

Outro aspecto que necessita atenção é a abordagem do potencial de cogeração em situações de modernização (*retrofit*) das redes de Integração Energética do Complexo Industrial (*Total Site Heat Integration – TSHI*), incluindo o sistema de fornecimento de energia e sua estrutura.

Capítulo 8

Referências Bibliográficas

ALEXANDRATOS, N.; BRUINSMA, J. 2012. **World agriculture towards 2030/2050: the 2012 revision**. ESA Working paper, 12-03, FAO. Roma, Italia, 2012.

AL-AZRI, N.; AL-THUBAITI, M.; EL-HALWAGI, M.M. **An algorithmic approach to the optimization of process cogeneration**. Clean Technologies and Environmental Policy, v. 11, n. 3, p. 329–338, 2008.

AZAPAGIC, A.; PERDAN, S.; CLIFT, R. **Sustainable Development in Practice - Case Studies for Engineers and Scientists**, 1st ed. Chichester: John Wiley & Sons Inc., 2004.

BADE, M.H.; BANDYOPADHYAY, S. **Analysis of gas turbine integrated cogeneration plant: process integration approach**, Applied Thermal Engineering, v. 78, n. 1, p. 118–128, 2015.

BAMUFLEH, H. S.; PONCE-ORTEGA, J. M.; EL-HALWAGI, M. M. **Multi-objective optimization of process cogeneration systems with economic, environmental, and social tradeoffs**. Clean Technologies and Environmental Policy, v. 15, n. 1, p. 185–197, 2012.

BANDYOPADHYAY, S.; VARGHESE, J.; BANSAL, V. **Targeting for cogeneration potential through total site integration**. Applied Thermal Engineering, v. 30, n. 1, p. 6–14, 2010.

BANIASSADI, A.; MOMEN, M.; SHIRINBAKSH, M.; AMIDPOUR, M. **Application of Rcurve analysis in evaluating the effect of integrating renewable energies in cogeneration systems**. Applied Thermal Engineering, v. 93, n. 1, p. 297–307, 2016

BORGES, J. L.; PESSOA, F. L. P.; QUEIROZ, E. M. **Hydrogen Source Diagram: A Procedure for Minimization of Hydrogen Demand in Petroleum Refineries**. Industrial & Engineering Chemistry Research, v. 51, n. 39, p. 12877–12885, 2012.

CALIXTO, E.E.S., **Procedimento total site na síntese de redes de água com múltiplos contaminantes**. Dissertação de M.Sc., EPQB, EQ/UFRJ, Rio de Janeiro, RJ, 2011.

CALLEN, H.B. **Thermodynamics and an introduction to thermostatics**. 2nd ed. New York: John Wiley & Sons Inc., 1960.

CASTRO, P.; MATOS, H.; FERNANDES, M.C.; PEDRO NUNES, C. **Improvements for mass-exchange networks design**. Chemical Engineering Science, v. 54, n. 11, p. 1649-1665, (1999).

CHEN, C.-L.; LIN, C.-Y. **Design and optimization of steam distribution systems for steam power plants**, Industrial & Engineering Chemistry Research, v. 50, n. 1, p. 8097–8109, 2011.

DELGADO, B.E.P.C. **Minimização de efluentes aquosos em plantas industriais – Extensão do algoritmo diagrama de fontes de água para regeneração diferenciada**. Dissertação de M.Sc., EPQB, EQ/UFRJ, Rio de Janeiro, RJ, 2003.

DELGADO, B. E. P. C. **Síntese de sistemas de regeneração e tratamento final de efluentes**. Tese de D.Sc., EPQB, EQ/UFRJ, Rio de Janeiro, RJ, 2008.

DEPARTAMENTO DE ENERGIA DOS ESTADOS UNIDOS, **How To Calculate The True Cost of Steam**, 2003.

DE LIRA QUARESMA, A. C.; FRANCISCO, F. S.; PESSOA, F. L. P.; QUEIROZ, E. M. **Carbon emission reduction in the Brazilian electricity sector using Carbon Sources Diagram**. Energy. Energy, v. 159, n. 1, p. 134–150, 2018.

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

DIBAN P; FOO D.C.Y. **A Pinch-based automated targeting technique for heating medium system**. Energy v. 166, n. 1, p. 193–212, 2018.

EL-HALWAGI, M.M; HARELL, D.; SPRIGGS, H.D. **Targeting cogeneration and waste utilization through process integration**. Applied Energy, v. 86, n.1, p. 880–887, 2009.

FRANCISCO, F.S. **Aperfeiçoamento e extensão do diagrama de fontes visando a sustentabilidade**. Tese de D.Sc., EPQB, EQ/UFRJ, Rio de Janeiro, RJ, 2017.

FRANCISCO, F.S; BAGAJEWICZ, M. J.; PESSOA, F.L.P.; QUEIROZ, E.M. **Extension of the Water Sources Diagram Method to Systems with Simultaneous Fixed Flowrate and Fixed Load Processes**. Chemical Engineering Research & Design, v. 104, n. 1, p. 752–772, 2015.

FRANCISCO, F. S.; CALIXTO, E. E. S.; PESSOA, F. L. P.; QUEIROZ, E. M. **Systematic Procedure for the Removal of Violations in Water Sources Diagrams**. Computer Aided Chemical Engineering, v. 44, n. 1, p. 1189–1194, 2018.

FRANCISCO, F.S.; FERNANDES, G.L., QUEIROZ, E.M., PESSOA, F.L.P. **Diagrama de Fontes de Carbono – Uma nova ferramenta para o planejamento estratégico**, p.

6557-6564. In: **Anais do XX Congresso Brasileiro de Engenharia Química – COBEQ 2014** [= **Bucher Chemical Engineering Proceedings, v.1, n.2**] São Paulo: Blucher, 2015.

FRANCISCO, F. S.; MIRRE, R. C.; CALIXTO, E. E. S.; PESSOA, F. L. P.; QUEIROZ, E. M. **Water sources diagram method in systems with multiple contaminants in fixed flowrate and fixed load processes**. *Journal of Cleaner Production*, v. 172, n. 1, p. 3186–3200, 2018.

FRANCISCO F.S.; PESSOA F.L.P.; QUEIROZ E.M. **Carbon Sources Diagram - A Tool for Carbon-Constrained Energy Sector Planning**. *Chemical Engineering Transactions*, v. 39, n.1, p. 1495–1500, 2014.

GHANNADZADEH, A.; PERRY, S.; SMITH, R. **Cogeneration targeting for site utility systems**. *Applied Thermal Engineering*, v. 43, n. 1, p. 60–66, 2012.

GOMES, J.F.S. **Procedimento para minimização de efluentes aquosos**. Dissertação de M.Sc., EPQB, EQ/UFRJ, Rio de Janeiro, RJ, 2002.

GOMES, J. F. S.; MIRRE, R. C.; DELGADO, B. E. P. C.; QUEIROZ, E. M.; PESSOA, F. L. P. **Water Sources Diagram in Multiple Contaminant Processes: Maximum Reuse**. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, v. 52, n. 4, p. 1667–1677, 2013.

GROSSMANN, I. E.; WESTERBERG, A. W. Research challenges in process systems engineering. *American Institute of Chemical Engineering Journal*, 46 (9), 1700–1702, 2000.

HARMSSEN, J. **Industrial Best Practices of Conceptual Process Design**. *Chemical Engineering and Processing*, v. 43, n. 5, p. 671–675, 2004.

HUNGARO, L.M. **Desenvolvimento de algoritmo para síntese de tratamento distribuído para efluentes líquidos**. Dissertação de M.Sc., EPQB, EQ/UFRJ, Rio de Janeiro, RJ, 2005.

IMMICH, A. P. S.; GUSATTI, M.; MELLO, J. M. M.; GUELLI U.; SOUZA, S. M. A.; PESSOA, F. L. P. Application of the water source diagram (WSD) procedure to water use minimization in a batch process. In: EUROPEAN CONGRESS OF CHEMICAL ENGINEERING (ECCE), 6., 16-20 Sept. 2007, Copenhagen. Proceedings... Copenhagen: EFCE, 2007. 1 CD-ROM

KAPIL, A.; BULATOV, I.; SMITH, R.; KIM, J.-K. **Site-wide low-grade heat recovery with a new cogeneration targeting method**, *Chemical Engineering Research & Design*, v. 90, n. 1, 677–689, 2012.

KEMP, I.C. **Pinch analysis and process integration: a user guide on process integration for the efficient use of energy**, 2nd ed. Oxford: Butterworth-Heinemann, 2007.

KLEMES, J.J. **Handbook of process integration (PI): minimization of energy and water use, waste and emissions.** 1st ed. Cambridge: Woodhead Publishing Limited, 2013.

KLEMES, J.J., VARBANOV, P. S., WALMSLEY, T. G. e JIA. X. (2018). **New directions in the implementation of Pinch Methodology (PM).** Renewable and Sustainable Energy Reviews, v. 98, n. 1, 439–468, 2018.

KUMARAPRASAD, G., & MUTHUKUMAR, K. **Design of Mass Exchange Network and Effluent Distribution System for effective water management.** Journal of Cleaner Production, v. 17, n. 17, p. 1580–1593, 2009.

LEFLAIVE, X. **Water Outlook to 2050: The OECD calls for early and strategic action.** GWF Discussion Paper 1219, Global Water Forum. Canberra, Australia, 2012.

KHOSHGOFTAR MANESH, M.H., AMIDPOUR, M., ABADI, S.K., HAMED, M.H. **A new cogeneration targeting procedure for total site utility system.** Applied Thermal Engineering, v. 54, n. 1, p. 272–280, 2013.

MARECHAL, F.; KALITVENTZEFF, B. **Identification of the optimal pressure levels in steam networks using integrated combined heat and power method.** Chemical Engineering Science, v. 52, n. 1, 2977–2989, 1997.

MIRRE, R.C. YOKOYAMA, L., PESSOA, F.L.P. Diagrama de Fontes de Água: uma ferramenta sustentável para a P+L na minimização de águas e efluentes industriais. In: 2nd International Workshop Advances in Cleaner Production, São Paulo, SP, 2009.

MIRRE, R. C.; YOKOYAMA, L.; PESSOA, F. L. P. WSD as a sustainable tool for the CP practices: water/wastewater minimization in industrial processes. In: INTERNATIONAL WORKSHOP ADVANCES IN CLEANER PRODUCTION, 2., 20-22 May 2009, São Paulo. Proceedings... São Paulo: UNIP, 2009. 1 CD-ROM.

MIRRE, R.C. **Metodologia para o gerenciamento sustentável do reúso de águas e efluentes industriais por meio da Integração de Processos.** Tese de D.Sc., EPQB, EQ/UFRJ, Rio de Janeiro, RJ, 2012.

MOREIRA, R.C., **Minimização de efluentes em uma unidade de tratamento de água industrial.** Dissertação de M.Sc., Gerenciamento e Tecnologia Ambiental no Processo Produtivo. EP/UFBA, Salvador, BA, 2009.

NG, R.T.L.; LOO, J.S.W.; NG, D.K.S.; FOO, D.C.Y.; KIM, J.K.; TAN, R.R. **Targeting for cogeneration potential and steam allocation for steam distribution network.** Applied Thermal Engineering, v. 113, n. 1, p. 1610–1621, 2017.

NG, R.T.L.; D.K.S. NG; R.R. TAN. **Systematic approach for synthesis of integrated palm oil processing complex. Part 2: Multiple owners.** Industrial & Engineering Chemistry Research, v. 52, n.1, p. 10221–10235, 2013.

- OHJI, A.; HARAGUCHI, M. **Steam turbine cycles and cycle design optimization**. Advances in Steam Turbines for Modern Power Plants, v.1, n.1, p. 11–40, 2017.
- OLULEYE, G., JOBSON, M., SMITH, R., PERRY, S.J. **Evaluating the potential of process sites for waste heat recovery**. Applied. Energy, v. 161, n. 1, p. 627–646, 2016a.
- REN, X.-Y., JIA, X.-X., VARBANOV, P. S., KLEMEŠ, J. J., LIU, Z.-Y. **Targeting the cogeneration potential for Total Site utility systems**. Journal of Cleaner Production, v. 170, n. 1, p. 625–635, 2018.
- RODRIGUES, P.S.B. **Compressores industriais**. 1ª ed. Rio de Janeiro: EDC Editora Didática e Científica, 1991.
- SANTOS, R.P., **Extensão e automatização do diagrama de fontes de água usado no gerenciamento e redução do consumo de água em plantas industriais**. Dissertação de M.Sc., EPQB, EQ/UFRJ, Rio de Janeiro, RJ, 2007.
- SMITH, J. M.; VAN NESS, H. C.; ABBOTT, M. M. **Introdução à Termodinâmica da Engenharia Química**. 7ª Ed. Rio de Janeiro: LTC – Livros Técnicos e Científicos Editora, 2007.
- SORIN, M.; HAMMACHE, A. **A new thermodynamic model for shaft work targeting on total sites**. Applied Thermal Engineering, v. 25, n. 1, p. 961–972, 2005.
- STELLING, R.J., **Síntese combinada de redes de equipamentos de transferência de massa e de trocadores de calor**. Dissertação de M.Sc., EPQB, EQ/UFRJ, Rio de Janeiro, RJ, 2004.
- SUN, L., DOYLE, S., SMITH, R. **Heat recovery and power targeting in utility systems**. Energy, v. 84, n. 1, p. 196–206, 2015.
- SUN, L.; DOYLE, S.; SMITH, R. **Graphical cogeneration analysis for site utility systems**, Clean Technologies and Environmental Policy, v. 16, n. 1, p. 1235–1243, 2014.
- ULSON DE SOUZA, A. A; FORGIARINI, E.; BRANDÃO, H. L.; XAVIER, M. F.; PESSOA, F. L. P.; GUELLI U. SOUZA, S. M. A. **Application of Water Source Diagram (WSD) method for the reduction of water consumption in petroleum refineries**. Resources, Conservation and Recycling, v. 53, n. 3, p. 149–154, 2009.
- ULSON DE SOUZA, A. A.; MELO, A. R.; PESSOA, F. L. P.; GUELLI U. SOUZA, S. M. A. **The modified water source diagram method applied to reuse of textile industry continuous washing water**. Resources Conservation and Recycling, v. 54, n. 12, p. 1405–1411, 2010.
- UN, Conferences: United Nations Conference on the Human Environment (Stockholm Conference), (2019).
<https://sustainabledevelopment.un.org/milestones/humanenvironment> (Acesso em: 26 de abril de 2019).

UN DESA, News: World population projected to reach 9.8 billion in 2050, and 11.2 billion in 2100, (2017). <https://www.un.org/development/desa/en/news/population/world-population-prospects-2017.html> (Acesso em: 26 de abril de 2019).

VARBANOV, P.S.; Doyle, S.; Smith, R. **Modelling and optimization of utility systems**. Chemical Engineering Research and Design, v. 82, n. 5, p. 561–78, 2004.

WANG, Y.P., SMITH, R. **Wastewater minimization**. Chemical Engineering Science, v. 49, n. 7, p. 981–1006, 1994.

WANG, Y.P., SMITH, R. **Wastewater minimization with flowrate constraints**. Transactions of the Institution of Chemical Engineers, v. 73, n. 1, p. 889-904, 1995.

WCED. World Commission on Environment and Development. Our Common Future. Oxford and New York: Oxford University Press, 1987.

World Energy Council, World Energy Scenarios: Composing energy futures to 2050, (2013). Used by permission of the World Energy Council, London. <https://www.worldenergy.org/wp-content/uploads/2013/09/World-Energy-Scenarios-Composing-energy-futures-to-2050-Full-report.pdf> (Acesso em: 26 de abril de 2019).

ZAKON, A.; PESSOA, F. L. P. As engenharias de processo, projeto e processos químicos industriais. In: COBENGE – Congresso Brasileiro de Educação em Engenharia. Anais eletrônicos. v. 28, Ouro Preto, 2000. <http://www.abenge.org.br/cobenge/arquivos/19/artigos/068.PDF> (Acesso em: 26 de abril de 2019).

Anexo A

Diagrama de Fontes: Estado da Arte

O Grupo de Integração de Processos (GIPQ) é um grupo formado por docentes, pesquisadores, técnicos e alunos ligados prioritariamente ao Departamento de Engenharia Química da Universidade Federal do Rio de Janeiro (UFRJ). Suas primeiras atividades enfocaram principalmente em técnicas para síntese e análise de redes para integração energética em processos químicos. O segundo marco na linha temporal do GIPQ surgiu da necessidade de estabelecer uma linha de pesquisa voltada para minimizar o consumo de água em processos químicos, daí houve a criação do Diagrama de Fontes de Água (DFA) (SILVA *et al.*, 2001; GOMES, 2002): procedimento algorítmico-heurístico para a síntese de rede de equipamentos que utilizam água (MIRRE; YOKOYAMA; PESSOA, 2015).

A.1 Diagrama de Fontes de Água

A principal inspiração para o DFA foram os trabalhos de Castro *et al.* (1999), Wang e Smith (1994a,b; 1995) e conceitos da metodologia *Pinch*. As principais vantagens do DFA são:

- i) mecanismo de solução do tipo fonte-demanda;
- ii) fácil abordagem em comparação aos métodos gráficos para sistemas com múltiplos componentes;
- iii) possibilidade de abordar máximo reúso e outras restrições.

Foram testadas situações não somente para máximo reúso, como restrição de vazão (vazão fixa); múltiplas fontes de água (fontes externas), perdas de vazão, regeneração com reúso e regeneração com reciclo de correntes. Também é possível aplicar o DFA em problemas com múltiplos contaminantes, construindo-o com base em um contaminante de referência. O algoritmo utiliza as concentrações máximas de entrada e saída na operação, assim é possível localizar o ponto *Pinch* global. Após atender as metas do problema, intrinsecamente as redes de água são localizadas ao visualizar o diagrama resultante.

Portanto, o método DFA possui grande sucesso ao orientar a busca de soluções que minimizem o consumo de água em processos reais, favorecendo a prática do reúso industrial, com ou sem processos regenerativos. Todavia, o DFA não garante o alcance do ótimo global, sendo necessário utilizar sua resposta como ponto de partida para otimizar a solução encontrada.

As considerações iniciais do DFA foram estendidas ao longo dos últimos anos. Delgado (2003) testou diversas vias de redução de vazão, incluindo sistemas com múltiplos contaminantes, em quatro casos industriais; além de estudar uma situação na qual se deseja remover apenas um dado contaminante na corrente, caso chamado de regeneração diferenciada.

Stelling (2004) utilizou o DFA para a síntese de redes combinadas de transferência de massa e transferência de calor. O procedimento consistia em primeiramente reutilizar a água nas operações sintetizando a rede de águas com o DFA; identificar as correntes quentes e frias; e, finalmente, proceder à etapa de integração energética. Seu trabalho apresentou grande vantagem quando comparado aos trabalhos da literatura: ao contrário desses resultados, não houve violação do diferencial mínimo de temperatura entre as correntes quente e fria; embora o custo tenha sido maior.

Húngaro (2005) conseguiu reduzir as vazões de efluentes enviadas para tratamento. Um procedimento foi desenvolvido para os casos de um e múltiplos contaminantes, considerando tratamentos cujas concentrações máximas de entrada podem ser conhecidas ou desconhecidas. Mesmo que a seleção das alternativas de tratamento não tenha levado em consideração o custo, a seleção e a escolha da sequência de tratamento para um conjunto de corrente de efluentes foi satisfatória.

Santos (2007) elaborou um software chamado Minimização de Efluentes Aquosos (MINEA) para facilitar a aplicação e agilizar os cálculos no DFA. O programa resolve a estrutura do DFA pelos intervalos de concentração e atinge a meta de consumo mínimo de água no processo. Após, deve-se proceder manualmente para geração do desenho e balanço hídrico da rede. Ademais, o trabalho foi uma base importante em sistemas de múltiplos contaminantes, ao trazer procedimentos para a escolha do contaminante e da operação de referência.

Immich *et al.* (2007) apresentaram uma adaptação da metodologia DFA – originalmente concebido para processos contínuos – para processos em batelada. O procedimento foi então comparado às técnicas gráficas da literatura, trazendo à tona a praticidade do DFA em problemas do gênero.

Delgado (2008) abordou a síntese de sistemas de regeneração diferenciada, seleção e determinação da sequência das técnicas de tratamento e síntese do tratamento final distribuído de efluentes com o objetivo de minimizar o consumo de água e o efluente gerado.

Ulson de Souza *et al.* (2009) aplicaram o DFA a processos de refino de petróleo em um exemplo da literatura que contém seis operações consumidoras de água, incluindo quatro contaminantes. Foram estudados casos de máximo reúso, tratamento de fim de tubo (*end-of-pipe*) e regeneração diferenciada.

Moreira (2009) aplicou o DFA em uma unidade de tratamento de água industrial. O autor priorizou alcançar redes com máximo reúso dos efluentes do processo de desmineralização da água, considerando três contaminantes-chave.

Mirre *et al.* (2009) também mostraram que o DFA, no contexto das práticas de produção mais limpa (P+L) no ambiente industrial, pode ser uma importante ferramenta de suporte às ações de gestão ambiental.

Kumaraprasad e Muthukumar (2009) desenvolveram um procedimento para interligar processos de tratamento de efluentes e redes de tratamento utilizando o método DFA e outros conceitos de fontes de água. Dessa forma, buscaram simplificar redes de tubulações e reduzir custos. A proposta resultante recebeu o nome de Rede de alocação de Água e Troca Mássica (*Water Allocation and Mass Exchange Network – WAMEN*).

Ulson de Souza *et al.* (2010) utilizaram o DFA a fim de reaproveitar correntes de água em lavanderias têxteis. O estudo de caso avaliado considera apenas reúso direto, sem o emprego de processos regenerativos.

Calixto (2011) aplicou o DFA ao conceito macroestrutural de *Total Sites*. Nesse trabalho, é possível identificar o contaminante e operação de referência por meio de uma superestrutura. Além disso, o autor divide o *Total Site* em subestruturas ou blocos, os quais contêm um determinado conjunto de operações. Dessa forma, o DFA é aplicado a cada um dos blocos.

Mirre *et al.* (2011) verificaram a importância de estações de tratamento de efluentes na recuperação da qualidade de correntes intermediárias de processos, através de configurações de tratamento centralizado e distribuído.

Gomes *et al.* (2013) novamente abordou o DFA com múltiplos contaminantes ao apresentar um algoritmo para avaliar a possibilidade de ajuste de concentrações do componente de referência, de modo a gerar redes sem violações de concentrações.

Francisco *et al.* (2015) trataram problemas de perda e/ou ganho de água: limitação superada com o emprego do conceito de operações fictícias (ou operações equivalentes), a qual permite que operações de vazão fixa sejam tratadas como operações de carga fixa.

Francisco *et al.* (2017) apresentaram uma extensão do DFA para superar as limitações envolvendo problemas de vazão fixa, uma vez que o DFA foi previamente desenvolvido para problemas com operações de carga fixa. Para tal, é implementada uma modificação utilizando o conceito de *Source/Sink* (Fonte/Demanda).

Francisco *et al.* (2018) empregaram esforços para determinar automaticamente o contaminante de referência e a operação de referência. Além de prever em quais operações possíveis violações podem ocorrer antes da fase de início dos cálculos; essas violações são removidas na última etapa do método e, então, executadas manualmente.

São apresentadas melhorarias nesses passos e criado um procedimento automatizado a fim de ser vinculado ao software MINEA.

A.2 Diagrama de Fontes de Hidrogênio

A metodologia DF foi estendida para outra abordagem: o Diagrama de Fontes de Hidrogênio (DFH). Seu principal objetivo é avaliar a economia de hidrogênio que pode ser atingida ao implementar uma rede de distribuição somente através do reúso de correntes.

O suprimento de hidrogênio se torna cada vez mais importante uma vez que o hidrogênio está em constante uso em vários segmentos, como:

- i) processos de refino, nos quais o hidrogênio é proveniente: de correntes de subprodutos, de processos consumidores de hidrogênio em menor pureza, de sua produção a partir de gás natural ou nafta e de sua importação de plantas de produção;
- ii) processos de tratamento e novas tecnologias;
- iii) processamento de gasolina com baixo teor de aromáticos (redução da produção).

Dessa forma, identificar as metas de mínimo consumo de hidrogênio em determinada rede de distribuição é fundamental para estabelecer a mínima vazão requerida por qualquer unidade industrial. Feito isso, é possível obter informações quantitativas sobre a rede de distribuição (com geração simultânea da rede) e localização de possíveis “gargalos” no processo.

Borges *et al.* (2012) empregaram um estudo de caso da literatura e encontraram resultados satisfatórios, com margem para evoluir a rede gerada conforme atualizações em restrições da planta. Outros estudos de caso foram realizados obtendo-se redução do consumo de hidrogênio em relação ao fluxograma base, dos custos (inclusive considerando a aquisição de purificadores) e da emissão de poluentes. Além disso, foi possível alcançar novas especificações de combustíveis atendendo à exigência ambiental utilizando um nível mínimo de investimento de capital.

Entretanto, os autores destacaram a possibilidade de melhoria no método, uma vez que a consideração de transferência de massa linear pode não ser a mais adequada

em redes de hidrogênio, visto que o consumo de hidrogênio depende das condições operacionais e da carga a ser processada, alterando, assim, a forma com que o hidrogênio reage.

A.3 Diagrama de Fontes de Água de Resfriamento

Francisco (2017) em sua Tese de Doutorado apresenta o Diagrama de Fontes de Água de Resfriamento (DFAR). O objeto dessa nova abordagem do DF é determinar a vazão mínima de água no sistema de resfriamento, sem prejudicar a remoção da carga térmica dos trocadores de calor; feito inédito, dado que durante a apresentação da metodologia ainda não havia nenhuma ferramenta similar divulgada no Brasil.

A principal motivação da pesquisa foi buscar uma melhoria na eficiência das torres de resfriamento e posterior diminuição do custo operacional. Aliada à integração de processos no contexto do controle e prevenção da poluição, uma vez que o efluente industrial, se descartado no ecossistema, pode gerar diferentes impactos negativos de acordo com sua temperatura. Dessa forma, deve existir uma preocupação por parte das indústrias em prevenir ambos os tipos de poluição, térmica e química.

Um ponto interessante é a abordagem extra que utiliza água gelada (*chilled water*) nas redes de trocadores de calor, com a diferença na faixa de temperatura quando comparada com a água de resfriamento usual.

Através do uso do DFAR, os resultados obtidos pelo autor são compatíveis com aqueles expostos na literatura mundial, sendo em alguns casos superiores: tanto em termos de valores quanto na geração de diferentes redes.

Isso se dá pela redução da vazão de água de resfriamento, feito possível graças à manutenção da carga térmica constante e alteração da configuração da rede de trocadores de calor do sistema de resfriamento. Conseqüentemente, a temperatura de retorno para a torre é aumentada, fato que, juntamente com a diminuição da vazão, contribui para a redução dos custos operacionais do sistema, ganho de eficiência nas torres de resfriamento, diminuição de custos de bombeamento e menor captação de água. Logo, um menor impacto ambiental do sistema também.

A.4 Diagrama de Fontes de Carbono

Francisco *et al.* (2014) apresentam a metodologia algorítmica Diagrama de Fontes de Carbono (DFC). O DFC permite o gerenciamento de emissões de Gases do Efeito Estufa (GEE) através da criação de um planejamento energético que propõe uma mistura ótima de fontes energéticas, ao identificar a quantidade mínima de fontes de zero ou baixo teor de emissão de carbono necessária para atender a demanda de energia de várias regiões que satisfazem as restrições de emissões de GEE, assim atingindo um cenário de desenvolvimento sustentável.

Francisco *et al.* (2015) estenderam o DFC para o consumo de fonte de zero carbono para planejamento segregado dos setores de transporte e industrial em regiões distintas. Quando comparado aos outros métodos propostos na literatura, o DFC mostrou valor similar quanto ao consumo energético da fonte de baixo carbono, porém obteve melhores resultados para consumo de fonte de zero carbono e excedente de energia.

De Lira Quaresma *et al.* (2018) reapresentam o algoritmo da metodologia de forma mais lúdica e traz como complemento do trabalho o planejamento para o setor elétrico brasileiro em 2020, no qual se pretende manter as emissões nos níveis de 2013 e atender a demanda projetada.

Nesse sentido, o Diagrama de Fontes de Carbono (DFC) surge como uma ferramenta capaz de gerar diferentes cenários considerando as metas de emissão de CO₂, identificando a utilização de cada uma das fontes de energia de maneira rápida e fácil. Simultaneamente, também são consideradas restrições ao longo de seu desenvolvimento. Logo, o DFC atua como uma ferramenta de tomada de decisão na área de planejamento energético, ao avaliar o sistema energético como um problema de rede de alocação de energia com restrição de emissão de CO₂, agregando valores dos métodos gráficos e algébricos, e ao identificar qual deve ser o nível mínimo de implantação de tecnologias de baixa emissão de carbono necessário para atingir os níveis desejados de emissão de GEE, considerando fatores econômicos e/ou ambientais. O DFC é particularmente útil nas fases iniciais do planejamento energético, quando uma visão geral do potencial de alocação de energia é mais vantajosa e desejável do que resultados quantitativos propriamente ditos, obtidos de modelagem mais detalhada para atender uma dada restrição de emissão.

O DFC também é aplicável quando se trata do problema de planejamento energético com restrição da emissão de CO₂. A solução, de maneira geral, é obtida com a combinação de diversas fontes com diferentes disponibilidade e fatores de emissão de CO₂ conhecidos, com as demandas representadas por regiões e/ou setores com limites máximos de carga de emissão de CO₂ permitidos com uma dada exigência de energia, de forma máxima, para minimizar a utilização de fontes mais caras (fontes de zero ou baixa emissão de CO₂ geralmente). O DFC pode ser usado para identificar o limite de emissões de CO₂ para uma determinada quantidade de fontes de energia disponíveis. De acordo com a lógica do DFC, a maximização das fontes mais caras seria desejável do ponto de vista ambiental. No entanto, isso não pode ser alcançado no momento a partir do ponto de vista econômico ou prático, devido a algumas limitações impostas para ampliação do uso de fontes renováveis.

Portanto, o DFC possui o objetivo de auxiliar o tomador de decisão ao criar diferentes cenários de planejamento energético. A metodologia identifica tanto a mínima quantidade de energia da fonte com zero fator emissão de CO₂ necessária para satisfazer as necessidades energéticas específicas, quanto os limites de emissões de diferentes setores ou regiões; além de prover o esquema de alocação de energia que atende os limites de emissão especificados usando a quantidade mínima de recursos energéticos.

Anexo B

Base termodinâmica para turbinas

O pontapé inicial para a análise do que ocorre durante a expansão de um gás será pautada na termodinâmica clássica. Dito isso, o importante será a análise dos estados inicial e final, como se o processo ocorresse em um sistema fechado.

Admitindo que o gás expandido seja um gás perfeito, o conceito de processo ideal de expansão é aplicado. Esse procedimento não possui relação com os processos reais, devido ao não-equilíbrio dos estados intermediários. No âmbito da termodinâmica, em que as equações fundamentais representam estados de equilíbrio, cada ponto do espaço de configuração representa um estado de equilíbrio. Uma curva, neste espaço, define um processo quase-estático e pode ser encarada como a sucessão densa de estados de equilíbrio do sistema.

Isso é uma abstração matemática, visto que em situações usuais, um sistema termodinâmico irá passar por diversos estados de não equilíbrio na passagem entre dois estados de equilíbrio. Mais ainda, como não consideramos estes estados de não-equilíbrio, a análise feita por este espaço de configuração termodinâmico deixa de fora conceitos importantes, como taxas de mudança das variáveis termodinâmicas, tempos de relaxação, etc.

De fato, um processo quase-estático nada mais é que uma sucessão ordenada de estados de equilíbrio, enquanto um processo termodinâmico real é uma sucessão temporal de estados de equilíbrio e não-equilíbrio. De qualquer forma, é possível fazer com que um sistema, no seu processo de ir de um estado de equilíbrio A, para um estado de equilíbrio B, passe por tantos pontos quanto queiramos de um certo caminho quase-estático (Callen, 1960).

No escoamento de fluidos, a energia interna não varia apenas a partir das trocas de calor e trabalho, como ocorreria idealmente. Dessa maneira, há uma degradação de energia no volume de controle analisado.

Os processos reais de expansão costumam ser representados em diagramas de propriedades termodinâmicas através de uma linha tracejada ligando os seus estados inicial e final. Isso evidencia que os estados intermediários são condições de não-equilíbrio, sem qualquer sentido para a Termodinâmica Clássica.

A 2ª Lei da Termodinâmica traz a propriedade entropia, cuja variação entre dois estados termodinâmicos é dada pela Equação 22:

$$\left[\Delta s = \int_1^2 \frac{\delta q}{T} \right]_{\text{processo ideal}} \quad (22)$$

em que:

$\Delta s \rightarrow$ variação de entropia (kJ/K)

$\delta q \rightarrow$ pequena variação de quantidade de calor trocada com o ambiente (kJ)

$T \rightarrow$ temperatura (K)

A entropia funciona como uma medida do grau de não-idealidade de um processo. Isso se torna especialmente evidente quando para um processo adiabático, a variação de entropia é nula. Esses processos cumprem o mesmo objetivo primordial: levar o gás desde uma condição inicial até uma determinada pressão final.

Isso leva a conclusão de que a geração de trabalho na expansão real é menor do que na expansão ideal realizada entre os mesmos níveis de pressão, fato justificado pela degradação da energia de transporte em energia interna.

O ponto de partida da análise do processo de expansão real é o conhecimento do processo de expansão ideal adiabática de um gás perfeito. Neste processo, a razão entre os calores específicos é admitida constante como demonstrado na Equação 23. Após breve demonstração, chega-se à seguinte forma da Equação 24:

$$k = \frac{c_p}{c_v} = \text{constante} \quad (23)$$

$$Pv^k = \text{constante} \quad (24)$$

As Equações 23 e 24 são aproximações bastante aceitáveis, dada à invariabilidade do expoente adiabático k , assim o objetivo de representar o processo analiticamente é alcançado. Com base nessas equações, é possível estabelecer relações entre as propriedades P , v e T do gás em dois pontos quaisquer 1 e 2 ao longo de um processo ideal adiabático:

$$\frac{P_2}{P_1} = \left(\frac{v_1}{v_2}\right)^k \quad (25)$$

$$\frac{T_2}{T_1} = \left(\frac{P_1}{P_2}\right)^{\frac{k-1}{k}} \quad (26)$$

$$\frac{T_2}{T_1} = \left(\frac{v_1}{v_2}\right)^{k-1} \quad (27)$$

$$\int_1^2 v dp = \frac{k}{k-1} R T_1 \left[\left(\frac{P_2}{P_1}\right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right] \quad (28)$$

Finalmente para a análise termodinâmica dos processos reais de expansão de um gás perfeito, esta depende da avaliação experimental de um fator chamado eficiência termodinâmica – η_{th} – que traduz os efeitos relativos à não-idealidade dos processos. A eficiência termodinâmica é definida como:

$$\eta_{th} = \frac{W}{W_{th}} \quad (29)$$

em que:

η_{th} → eficiência termodinâmica

w → trabalho real (kJ/h)

w_{th} → trabalho termodinâmico ou ideal (kJ/h)

O trabalho ideal é calculado através de $\int v dp$ ao longo de um processo ideal, enquanto o trabalho real é aquele efetivamente observado na expansão.

O processo ideal a ser considerado deve ser iniciado no mesmo estado termodinâmico e terminar no mesmo nível de pressão que o processo real. O processo isentrópico (adiabático e reversível) é um tipo de processo ideal que dá origem a uma versão própria de eficiência termodinâmica: a eficiência isentrópica:

$$\eta_{is} = \frac{W}{W_{is}} \quad (30)$$

em que:

η_{is} → eficiência isentrópica

w_{is} → trabalho isentrópico (kJ/h)

Na prática, durante o teste de máquinas térmicas, a avaliação da eficiência termodinâmica é feita com base em medidas efetuadas durante o funcionamento da máquina. Por outro lado, durante o projeto de operação, o valor conhecido da eficiência termodinâmica é utilizado a fim de efetuar uma previsão razoável das condições de operação da máquina.

Outro parâmetro importante é a eficiência mecânica. Durante a transmissão de energia do gás para a turbina, ocorrem inevitáveis dissipações provocadas pelo atrito mecânico. Logo, apenas uma parte do trabalho fornecido à turbina está disponível. Para que esse efeito seja considerado nos cálculos da expansão, o rendimento mecânico – η_{mec} – é definido como:

$$\eta_{mec} = \frac{W_{efetivo}}{W} \quad (31)$$

em que:

η_{mec} → eficiência mecânica

$W_{efetivo}$ → trabalho efetivo (kJ/h)

sendo $W_{efetivo}$ o trabalho efetivamente retirado da máquina para um suprimento w de gás à turbina.

Toda esta análise do Anexo B até o momento é aplicada para a expansão de um gás em um sistema fechado, o qual tem natureza puramente termodinâmica e envolve apenas transporte de energia a partir da estrutura molecular do gás.

Porém, quando se faz a mudança de escala para a ideia de volume de controle, se pressupõe a movimentação de um fluxo de massa simultaneamente à expansão (Rodrigues, 1991). Em razão disso, é mais conveniente e frequente substituir o trabalho de expansão por taxa de trabalho de expansão ou potência de expansão. A Equação 32 expressa a aplicação da 1ª Lei da Termodinâmica para a conservação da energia durante a expansão nesse tipo de equipamento:

$$\dot{m}\Delta h = \dot{Q} + \dot{W} \quad (32)$$

em que:

\dot{m} → vazão (kg/h)

Δh → variação de entalpia específica (kJ/kg)

\dot{Q} → taxa de calor (kJ/h)

\dot{W} → taxa de trabalho ou potência (kJ/h)

Dessa forma, para a expansão adiabática ideal, a taxa de trabalho corresponde à variação da entalpia como mostrado na Equação 33:

$$\dot{W}_{is} = \dot{m}\Delta h \quad (33)$$

em que:

\dot{W}_{is} → taxa de trabalho ou potência extraída isentrópica da turbina (kJ/h)

Para determinar a taxa de trabalho ideal, há distintos procedimentos que se diferenciam pela forma como o gás se comporta. Nesta dissertação, o cálculo utilizado se baseou em diagramas de propriedades do vapor. Ao trabalhar com substâncias puras, para as quais são disponíveis diagramas de propriedades, a taxa de trabalho foi calculada a partir da Equação 34:

$$\dot{W}_{is} = \dot{m}(h_{\text{entrada}} - h_{\text{saída}})_{s=\text{constante}} \quad (34)$$

em que:

h_{entrada} → entalpia específica do vapor na entrada da turbina (kJ/kg)

$h_{\text{saída}}$ → entalpia específica do vapor na saída da turbina (kJ/kg)

Quando a taxa de trabalho é analisada analiticamente em função das condições de operação do sistema, os termos das eficiências isentrópica e mecânica, que são obtidos junto ao fabricante da turbina, são inseridos para gerar a potência efetivamente extraída da turbina:

$$\dot{W}_{\text{efetivo}} = \dot{m} \eta_{\text{mec}} \eta_{is} \dot{W}_{is} \quad (35)$$

em que:

\dot{W}_{efetivo} → taxa de trabalho ou potência extraída efetiva da turbina (kJ/h)

Anexo C

Avaliação das equações de análise econômica

Este anexo é um complemento do capítulo 5, no qual há uma discussão aprofundada e objetiva sobre os principais custos envolvidos numa rede de geração e distribuição de vapor. Entretanto, no Anexo C, há uma discussão apenas dos equívocos encontrados nas equações disponíveis na literatura.

C.1 Avaliação das equações do artigo de Ng et al. (2017)

Analisando a equação de Ng et al. (2017) para o custo de combustível, esta foi descrita conforme a Equação C1:

$$C_{f,k} = 0,429923 \gamma_f PCI_f Q_{f,kCALD} \quad (C1)$$

Porém, a análise dimensional da equação não é satisfeita na Equação C1. Isso pode ser facilmente demonstrado quando a constante 0,429923 não corresponde à verdadeira conversão entre kJ/BTU; dessa forma, o valor correto é 1,05506 kJ/BTU. Além disso, o parâmetro poder calorífico inferior do combustível deve estar no denominador da equação. A equação descrita da maneira correta é disponível na Equação 12 desta dissertação.

C.2 Avaliação das equações do artigo de Bamufleh et al. (2012)

No artigo de Bamufleh *et al.* (2012), há um equívoco na apresentação da definição de temperatura de superaquecimento, como visto na equação C2. A correção é apresentada na Equação 19.

$$T_k = T + T_{sat} \quad (C2)$$