

OTIMIZAÇÃO DE SISTEMAS DE DUPLO PROPÓSITO (COGERAÇÃO E DESSALINIZAÇÃO) EM UMA ANÁLISE DE PARÂMETROS CONCENTRADOS

Eduardo Manfredini Ferreira

Universidade Estadual Paulista

Av. Dr. Ariberto Pereira da Cunha, 333 CEP: 12516-410 Guaratinguetá, S.P., Brasil.

mfeduardo@uol.com.br

José Antônio Perrella Balestieri

Universidade Estadual Paulista

Av. Dr. Ariberto Pereira da Cunha, 333 CEP: 12516-410 Guaratinguetá, S.P., Brasil.

perrella@feg.unesp.br

Maurício Araujo Zanardi

Universidade Estadual Paulista

Av. Dr. Ariberto Pereira da Cunha, 333 CEP: 12516-410 Guaratinguetá, S.P., Brasil.

mzanardi@feg.unesp.br

Resumo. A escassez de água doce no mundo vem se tornando cada vez mais preocupante. Processos para a produção de água doce a partir da água do mar, conhecidos como processos de dessalinização, aumentam gradativamente sua fatia no mercado internacional. Para suprir seu conteúdo energético, ambas tecnologias de cogeração e dessalinização vêm se incorporando, nos chamados sistemas de duplo propósito, pois podem suprir a carência energética do processo (eletricidade e calor de processo) e, ainda, vender à concessionária local seu excedente (no caso do Brasil, venda de eletricidade). O objetivo deste artigo é o de realizar uma análise de sistemas associados cogeração–dessalinização, a partir de fontes combustíveis competitivas, do ponto de vista da otimização. Para tanto, é sugerida uma superestrutura de projeto que contemple diferentes tipos de combustíveis, unidades de geração elétrica e térmica baseadas em turbinas a gás e caldeiras de recuperação, unidades de geração de vapor convencionais e turbinas a vapor pelo ponto de vista da unidade de geração de energia. Com relação à produção de água potável, a superestrutura comporta as quatro principais tecnologias – osmose reversa acionada eletricamente, osmose reversa mecanicamente acionada (conectada a uma turbina a vapor), sistema de multi-flasheamento e sistema de múltiplo efeito. Os resultados apresentados podem sinalizar vertentes interessantes no uso da cogeração, principalmente quanto aos custos de combustíveis como biomassa, biomassa gaseificada, óleos combustíveis e gás natural. Além disso, os custos das tecnologias de dessalinização estão cada vez mais baixos devidos, principalmente, às evoluções das tecnologias associadas aos seus desempenhos, cada vez melhores.

Palavras chave: Dessalinização 1, cogeração 2, otimização 3, duplo propósito 4.

SIMBOLOGIA

AP	– água produzida pela unidade de dessalinização
AT	– água total necessária para produção
C	– custo
CI	– custo de investimento
E	– energia elétrica
Epro	– energia elétrica necessária ao processo
H	– horas de trabalho por ano
m	– vazão mássica
mv	– vazão mássica de vapor
Pe	– preço de energia elétrica
SPro	– vapor de processo produzido
We	– potência gerada
Wger	– potência total gerada pela instalação
Y	– variável Booleana (0 ou 1)

Subscrito

B	– caldeira convencional
comb	– combustível
Des	– dessalinização
FRC	– fator de recuperação de capital

HRSG	– caldeira de recuperação de calor
k	– período de retorno de investimento, em anos
MED	– destilação por múltiplo efeito
MSF	– destilação flash multi estagiada
purch	– compra
ROE	– osmose reversa acionada eletricamente
ROS	– osmose reversa acionada termicamente
sell	– venda
surplus	– excedente
TC	– turbina a vapor de condensação
TEC	– turbina a vapor de condensação e extração
TG	– turbina a gás
TVCP	– turbina a vapor de contrapressão

Sobrescrito

BIG	– biomassa gaseificada
BIO	– biomassa
FO	– óleo combustível
NG	– gás natural

1. Introdução

A disponibilidade de água, em nível mundial, vem se retraindo a cada ano que passa, mas as necessidades mundiais crescem na mesma proporção devido, principalmente, ao aumento da população. Como os recursos naturais são limitados, ainda que renováveis, percebe-se claramente que há limites de disponibilidade para a demanda de água potável. Embora a oferta do produto possa ser planejada a partir do uso associado da conservação desse recurso e de tecnologias para o aumento de sua produção, o problema da oferta do produto normalmente é percebido quando a situação chega próximo de seu limite.

Para reverter esse quadro, a alternativa mais recomendável seria a da conscientização da população, mostrando os benefícios de uma política de uso consciente da água, bem como de outros recursos naturais. A partir de um processo educacional adequado, é possível interferir positivamente nesse processo, minimizando atitudes de desperdício. Como tais ações normalmente demandam longo prazo de maturação para a mudança de atitudes de toda a sociedade, deve-se estar preparado para uma situação emergencial de falta de abastecimento, através de pesquisas e alternativas na área, capacitando e orientando profissionais para seu uso.

As técnicas que se empregam atualmente em todo o mundo para a obtenção de água potável a partir da água do mar, principalmente em países com alta ou total escassez de água, denominam-se de tecnologias de dessalinização. As principais referem-se aos processos de destilação, com ênfase na destilação multi-efeito (MED) e destilação flash multi-estagiada (MSF), e aos processos de membrana, com ênfase na osmose reversa (RO). Embora haja vários outros processos, seja de membrana ou de destilação, os processos citados anteriormente são os mais comuns e mais usados (Ferreira et al., 2005).

Para suprir a necessidade de potência elétrica ou térmica para o acionamento dos dessalinizadores, pode-se utilizar eletricidade da rede local para suprir o bombeamento da osmose reversa, ou proceder ao uso de grandes caldeiras convencionais para a produção do vapor necessário aos processos de destilação. Uma alternativa interessante, e que vem sendo empregada em diversos países que sofrem com severas restrições da disponibilidade de água potável, passa a ser o uso integrado de sistemas de cogeração para suprir as necessidades energéticas dos dessalinizadores. Não serão abordados neste artigo conceitos relativos a processos de cogeração, os quais podem ser encontrados em literaturas específicas (Balestieri, 2002), nem tampouco conceitos sobre dessalinização (Ferreira et al., 2005, Buros, 2000).

Em um sistema de cogeração, um conjunto a gás associado a uma caldeira de recuperação de calor dos gases de exaustão poderia, por exemplo, produzir vapor para ser utilizado no processo de dessalinização por destilação ou, então, ser dirigido a uma turbina a vapor, acionando por sua vez a osmose reversa (diretamente no eixo da turbina a vapor – tecnologia conhecida como osmose reversa dirigida termicamente, ROS, – ou indiretamente, a partir do acionamento de um gerador elétrico, integrado à tecnologia conhecida como osmose reversa dirigida eletricamente, ROE).

Raciocínio semelhante poderia ser feito se, ao invés do conjunto a gás associado à caldeira de recuperação de calor, a configuração fosse dotada de uma caldeira convencional. Além disso, há que se avaliar qual o combustível mais adequado (em termos de custo operacional, disponibilidade, poder calorífico, dentre outros) a ser utilizado pelos acionadores primários já descritos, como gás natural, NG, e biomassa gaseificada, BIG, para o conjunto a gás, ou biomassa, BIO, e óleo combustível, FO, para caldeiras convencionais.

De posse dessas questões, as seguintes perguntas devem ser respondidas:

- Qual a melhor configuração do ciclo térmico?
- Qual tecnologia de geração de vapor atenderá à demanda de água potável: caldeira convencional ou turbina a gás com caldeira de recuperação?

- c- Qual tecnologia para produção de água será necessária: osmose reversa ou destilação?
- d- Qual o custo total de tais tecnologias, na instalação escolhida?

No presente artigo desenvolve-se uma superestrutura baseada em ciclos térmicos de geração e dessalinizadores, que busca responder às questões anteriormente estabelecidas, utilizando-se para tanto os conceitos de pesquisa operacional, a partir do emprego do software de otimização LINGO, versão 7.0 (2002).

2. Estudo de caso

A unidade de duplo propósito analisada, assim designada por produzir tanto vapor de processo quanto de eletricidade e água potável, consta de um número possível (n) de turbina a gás (TG), escolhido pelo algoritmo de otimização, acoplada a uma caldeira recuperadora de calor (HRSG), concorrendo diretamente com uma caldeira convencional (B), os quais são aqui referidos como acionadores primários. A determinação do acionador primário definirá qual tecnologia irá fornecer vapor aos demais elementos da configuração.

Como não se pretende investir em mais do que uma tecnologia de acionamento primário, a vazão de gases de exaustão das turbinas a gás deve ser suficiente para, sem a necessidade de queima suplementar, garantir a adição de calor necessária para a produção de vapor; dessa forma, uma variável que decide iterativamente o número de turbinas a gás, NCG, para atender às demandas especificadas para cada processo consumidor foi incluída na modelagem.

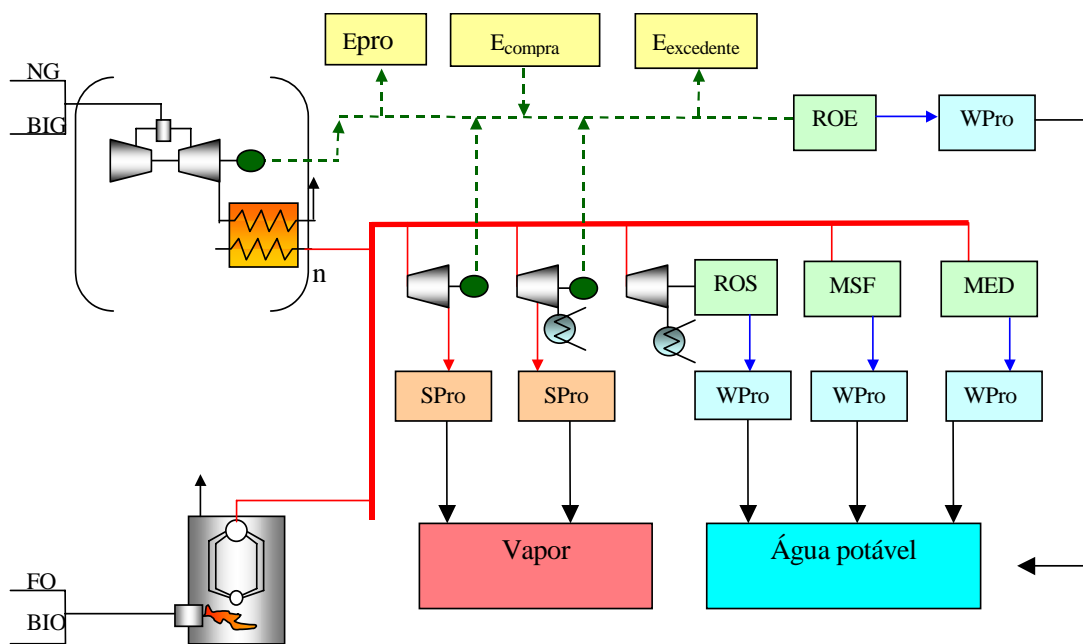


Figura 1. Superestrutura da instalação de duplo propósito.

Os demais componentes da superestrutura, mostrados na Fig. 1, encontram-se distribuídos em 3 blocos:

- o setor de produção de vapor de processo (SPro), o qual deverá ser decidido em função do uso de uma turbina a vapor de contrapressão (TVCP) ou de condensação e extração (TEC).
- o setor de produção de água potável (WPro), constituído pela tecnologia de ROS, acoplada a uma turbina de condensação (TC), ou ROE, conforme descrito em Altmann (1997), e pelas tecnologias MSF ou MED.
- o setor de produção de energia elétrica, proveniente dos trabalhos de eixo gerado pelas turbinas da superestrutura. Esta energia será usada para as necessidades elétricas do processo, definida como energia de processo (E_{pro}), e, dependendo do nível de produção alcançado pela configuração, será vendida para a concessionária local ($E_{excedente}$) ou comprada da mesma (E_{compra}). Também é utilizada para acionar a osmose reversa dirigida eletricamente.

Definidos os equipamentos da superestrutura que podem fazer parte da planta de duplo propósito, para a simulação dos estudos de casos faz-se necessário definir as necessidades de produção do processo. Estabeleceram-se como parâmetros iniciais o valor de 27.000 m³/dia de água potável a ser produzida e de 205.000 kg/dia de vapor demandado em processo. Estipulou-se, ainda, a necessidade de 5.000 kW de energia elétrica por parte do processo. As razões de desempenho, PR, das unidades de destilação e a razão água/energia, PWR, necessárias para as unidades de osmose, são apresentadas na Tab. 1.

As turbinas a serem utilizadas foram selecionadas do catálogo on-line Diesel and Gas Turbine Publications (2006), procurando abranger faixas de potências suficientes às necessidades do processo. As turbinas selecionadas, bem como alguns dados de fabricante, podem ser vistas na Tab. 2.

Outros dados do processo úteis ao dimensionamento da instalação são as características do vapor a ser produzido e entregue à rede de vapor. A qualidade do vapor que sairá da caldeira ou da turbina a gás será a mesma que chegará às unidades de destilação e nas turbinas a vapor, quais sejam 4,0 MPa / 370 °C. Quanto à água usada, seja na admissão na caldeira, seja na água produzida pelos processos de dessalinização, sua condição é de 25 °C e 1,01.10⁵ Pa.

Tabela 1. Parâmetros de projeto.

Variáveis	Dimensão
Produção de água (m ³ /dia)	27000
Produção de vapor (kg/dia)	205000
Razão de desempenho – MSF e MED	8,15
PWR – osmose reversa (kWh/m ³)	12
Energia de processo (MW)	5000
Período de funcionamento (h/ano)	8000

Tabela 2. Modelos de turbinas a gás e dados de catálogo.

Fabricante	Modelo	Potência (kW)	Consumo específico de calor ¹ (kJ/kWh)	Gases de exaustão	
				Vazão (kg/s)	Temperatura (°C)
Mitsui Engineering & Shipbuilding Co., Ltd.	MSC70	6840	11155	25,5	479
	MSC60	5000	11870	21,4	481
Rolls-Royce	501-KH5	5249	11819	20,7	530
Vericor Power Systems	ASE 40 (VPS3)	3286	12735	12,9	598
GTR & PC Zorya-Mashproekt	UGT6000+	8300	10907	33,4	442

3. Modelo de otimização

Ao se analisar a unidade produtora, bem como a proposta apresentada, surge a necessidade de se elaborar um modelo que seja eficiente e que seus resultados sejam confiáveis. Para tanto, analisou-se a instalação de acordo com os balanços de energia e de massa, para cada equipamento.

As equações de balanço de massa para a turbina foram analisadas com o apoio do software IPSE-PRO (2001), em decorrência do possível uso de combustíveis alternativos, como a biomassa gaseificada ou o gás natural. Os resultados obtidos foram adequados com a literatura (Lora e Nascimento, 2004), no qual pode ser visto que, à medida que o poder calorífico inferior do combustível decresce, a eficiência do conjunto a gás eleva-se, devido ao aumento de vazão de combustível que atravessa o conjunto, implicando em uma maior potência de eixo.

Para a análise de otimização da planta de duplo propósito foi elaborada uma rotina de cálculo utilizando o software Lingo 7.0, cuja aplicação abrange a análise de programações linear, não-linear e inteira. Como a análise em questão é de ordem não-linear, o software em questão satisfaz as necessidades da rotina de cálculo.

4. Modelagem matemática

A função objetivo da planta de duplo propósito é o de minimizar os custos do processo, os quais são definidos em função dos custos totais do processo, a saber, o custo total da instalação (C_{Total}), dos combustíveis da turbina a gás e da caldeira convencional (c_{comb_TG} e c_{comb_B}), das horas anuais de funcionamento da instalação (H), bem como os preços de compra e venda de energia elétrica (P_{e_purch} e P_{e_sell}) e suas respectivas energias comprada ou produzida (E_{purch} e $E_{surplus}$). Assim sendo, a equação de minimização é mostrada pela Eq. (1).

$$\text{Min} = C_{Total} + 3600(c_{comb_TG} + c_{comb_B})H + P_{e_compra} E_{compra} - P_{e_venda} E_{excedente} \quad [US\$/ano] \quad (1)$$

Os custos totais das turbinas a gás (C_{Total_T}) são obtidas como função de seus custos individualizados pela potência de eixo que são capazes de gerar, acrescido do fator de recuperação de capital, FRC, com taxa de juros (i) de 9,75% ao ano, por um período (k) de 15 anos. Cálculo similar é feito com a caldeira convencional e com as tecnologias de dessalinização, sendo seu custo total, C_{Total_Des} , dependente da água produzida e do custo individualizado. Para a caldeira, assumiu-se o valor de US\$ 733.300 (relativo a 2003) referente ao custo para uma caldeira convencional, operando a 4,22 MPa e 400 °C e 11,35 t/h a capacidade máxima de vazão mássica de vapor suportável pela caldeira, cujos valores foram obtidos em Matches (2005). As relações de custos podem ser vistas nas Eq. (2), (3), (4) e (5).

¹ O consumo específico de calor é conhecido como *Heat Rate*, o qual pode ser descrito como a proporção entre a vazão de combustível e a potência líquida gerada pelo equipamento ou ciclo térmico.

$$C_{Total_T} = [(CI_{TG} + CI_{HRSG}) We_{TG} + CI_{TVCP} We_{TVCP} + CI_{TEC} We_{TEC} + CI_{TC} We_{TC}] FRC \quad (2)$$

$$CI_B = \frac{733300}{11,35} 3,6 m_{comb_B} \cdot FRC \quad (3)$$

$$C_{Total_Des} = CI_{MSF} AP_{MSF} + CI_{MED} AP_{MED} + CI_{ROS} AP_{ROS} + CI_{ROE} AP_{ROE} \quad (4)$$

$$FRC = \frac{(1+i)^k i}{(1+i)^k - 1} \quad (5)$$

sendo:

- CI o custo de investimento do equipamento, em US\$/kW para as unidades de vapor e US\$/m³ para as unidades de produção de água;
- We a potência de eixo produzida ou consumida, de acordo com cada equipamento, em kW;
- m_{comb_B} a vazão mássica de combustível da caldeira, em kg/s;
- AP a quantidade de água potável produzida, em m³/s;
- FRC o fator de recuperação de capital, em anos⁻¹;

Os valores de CI dos diversos componentes da instalação podem ser vistos na Tab. 3. Os custos de investimento para a turbina a gás podem ser encontrados no catálogo da Gas Turbine Handbook (2004). Em SOAPP (2005), é relatado que o custo da caldeira de recuperação é estipulada na faixa de 30 a 35% do custo da turbina a gás.

Os valores dos custos de investimento das tecnologias de dessalinização podem ser encontrados em Agashichev (2004) e Wilf e Bartels (2005). Diversos valores de custos podem ser encontrados em outros trabalhos, como os de Korchani e Safi (1999), Al-Mutaz e Al-Namlah (2004) e Wade (2001), os quais não serão abordados neste texto, devido às referências assinaladas serem mais recentes.

Tabela 3. Custos de investimentos das tecnologias de cogeração e dessalinização.

Cogeração	CI (US\$/kW)	Dessalinização	CI (US\$/m ³)
TG	335,00 ¹	MSF	1,09 ³
TVCP	601,00	MED	0,91 ³
TEC	403,00	ROS	0,54 ⁴
TC	252,00	ROE	0,54 ⁴
HRSG	452,25 ²		

¹- Gas Turbine World Handbook (2004); ²- SOAPP (2005); ³- Agashichev (2004); ⁴- Wilf e Bartels (2005)

As restrições pertinentes ao modelo matemático dizem respeito, principalmente, as vazões mássicas de combustíveis (m_{comb}, em kg/s) a serem utilizadas na turbina a gás e na caldeira e as variáveis booleanas (Y), que serão decisivas na escolha da tecnologia a ser empregada para produção de vapor de processo e água potável. A Equação (6) determina a faixa de valores aceitável para a vazão mássica de combustível.

$$0 \leq m_{comb} \leq 150 \quad (6)$$

As Eq. (7), (8) e (9) retratam as variáveis booleanas. A Eq. (7) refere-se ao combustível que será usado pela máquina térmica, qual seja, turbina a gás (queimando gás natural ou biomassa gaseificada) ou caldeira convencional (queimando óleo combustível ou biomassa). Deve-se notar que, como critério de projeto adotado, somente um dos combustíveis será aceito pelo modelo de otimização. O mesmo acontece com as Eq. (8) e (9), que serão decisivas na escolha da tecnologia de dessalinização (destilação MSF, MED, osmose reversa térmica ou elétrica) e da turbina a vapor (de contrapressão pura ou de condensação e extração) para a geração do vapor de processo, respectivamente.

$$Y_{NG} + Y_{BIG} + Y_{FO} + Y_{BIO} = 1 \quad (7)$$

$$Y_{MSF} + Y_{MED} + Y_{ROS} + Y_{ROE} = 1 \quad (8)$$

$$Y_{TVCP} + Y_{TEC} = 1 \quad (9)$$

Em relação aos fluxos mássicos, as restrições dos produtos obtidos, água e vapor de processo, também devem ser levadas em consideração por serem o objetivo da instalação. A Eq. (10) refere-se ao balanço de vapor que deverá ser entregue às turbinas a vapor e aos processos de dessalinização, igualando-se ao que é entregue pela caldeira de recuperação (mv_{HRSG}) e pela caldeira convencional (mv_B). A presença das variáveis booleanas, tanto na caldeira de recuperação quanto na convencional, garante a presença de apenas um combustível a ser queimado, como especificado na Eq (7).

$$mv_{HRSG}(Y_{NG_TG} + Y_{BIG_TG}) + mv_B(Y_{FO_B} + Y_{BIO_B}) = mv_{TVCP} + mv_{TEC} + mv_{TC} + mv_{MSF} + mv_{MED} \quad (10)$$

A Eq. (11) impõe que a massa total de vapor do processo (SPro) deverá ser circulada por somente uma das opções de turbinas, ou seja, na turbina de contrapressão pura (mv_{BP}) ou na de extração e condensação (mv_{TEC}), da mesma forma como foi feito para o uso dos combustíveis, o que é satisfeito com as respectivas variáveis booleanas.

$$mv_{TEC} \cdot Y_{TEC} + mv_{BP} \cdot Y_{TVCP} = SPro \quad (11)$$

A análise de produção de água (AT), mostrada na Eq. (12), é feita levando-se em conta a água produzida (AP) pelos sistemas ROS, ROE, MSF e MED, com suas respectivas restrições de exclusividade, dada pela Eq. (8), garantindo apenas a presença de um método de dessalinização.

$$AP_{ROS} Y_{ROS} + AP_{MSF} Y_{MSF} + AP_{MED} Y_{MED} + AP_{ROE} Y_{ROE} = AT \quad (12)$$

A potência gerada pelo conjunto de turbinas, a gás e a vapor, deverá atender às necessidades elétricas do processo (Epro), bem como a da osmose reversa elétrica (WeROE). Dependendo do balanço de cargas, poderá haver uma necessidade de compra da concessionária local para seu abastecimento (Epurch) ou, então, haver um excedente (Esurplus) a ser comercializado com a concessionária. O termo H, na Eq. (13), representa o número de horas, por ano, de funcionamento da instalação.

$$W_{ger} + \left(\frac{E_{compra}}{H} \right) = E_{pro} + W_{e_{ROE}} + \left(\frac{E_{excedente}}{H} \right) \quad (13)$$

5. Resultados

Com a modelagem proposta implementada, faz-se necessário adotar as estratégias de análises de otimização. Um primeiro caso é feito adotando-se o princípio de que a disponibilidade de combustível é total, ou seja, considera-se que a disponibilidade de um combustível alternativo para a turbina a gás seja total, de modo similar à disponibilidade de gás natural, a um custo reduzido. Embora o combustível seja marcado na formulação como BIG, nesta primeira análise pode tratar-se de um combustível genérico, com poder calorífico inferior da ordem de 18500 kJ/kg. Os resultados desta análise podem ser vistos na Tab. 4.

Tabela 4. Resultados obtidos após otimização do caso 1.

Parâmetros	MSC70	MSC60	501-KH5	ASE 40 (VPS3)	UGT6000+
C_{Total_Des} (US\$/ano)	5.321.700,00	5.321.700,00	5.321.693,69	5.321.693,69	5.321.693,69
C_{Total_T} (US\$/ano)	1.946.787,00	1.258.583,00	1.450.926,00	1.789.605,00	1.746.393,00
C_{Total} (US\$/ano)	7.268.487,00	6.580.283,00	6.772.619,00	7.111.298,00	7.068.087,00
m_{BIG_TG} (kg/s)	4,58	—	—	—	4,08
m_{NG_TG} (kg/s)	—	1,05	1,19	1,16	—
C_{comb_TG} (US\$/kg)	0,25	0,29	0,33	0,32	0,23
Quantidade de turbinas a gás	4	5	4	4	3
$W_{e_{TEC}}$ (kW)	6.569,67	5.659,02	5.335,34	5.324,37	5.493,56
mv_{TEC} (kg/s)	10,09	8,93	8,52	8,51	8,72
$m_{Cond_{TEC}}$ (kg/s)	7,71	6,56	6,15	6,13	6,35
$E_{excedente}$ (kW/ano)	123.437.400,00	28.712.150,00	54.682.750,00	100.898.900,00	95.148.450,00
Função Objetivo (US\$/ano)	10.890.190,00	14.086.850,00	14.626.430,00	13.336.430,00	10.731.660,00

Um segundo caso leva em conta a biomassa gaseificada propriamente dita, com seu custo de investimento associado ao gaseificador (CI_BIG). A faixa de custo de investimento desta tecnologia é da ordem de 2100 – 2200 US\$/kW (Balestieri, 2001). Neste nível de custo, e dependendo do tipo de turbina a gás empregada, verifica-se que os resultados obtidos são ótimos locais, revelando uma oscilação na escolha do combustível a ser utilizado na turbina. Os resultados podem ser vistos na Tab. 5.

Tabela 5. Resultados obtidos após otimização do caso 2.

Parâmetros	MSC70	MSC60	501-KH5	ASE 40 (VPS3)	UGT6000+
C_{Total_Des} (US\$/ano)	5.321.700,00	5.321.700,00	5.321.693,69	5.321.700,00	5.321.693,69
C_{Total_T} (US\$/ano)	1.789.605,00	1.258.583,00	1.450.926,00	1.946.787,00	1.746.393,00
C_{Total} (US\$/ano)	7.111.305,00	6.580.283,00	6.772.619,00	7.268.487,00	7.068.087,00
$m_{BIG_{TG}}$ (kg/s)	—	—	—	—	—
$m_{NG_{TG}}$ (kg/s)	1,16	1,05	1,19	1,53	1,36
C_{comb_TG} (US\$/kg)	0,37	0,34	0,38	0,50	0,44
Quantidade de turbinas a gás	4	5	4	4	3
We_{TEC} (kW)	5.324,37	5.659,02	5.335,34	6.569,67	5.493,56
$m_{V_{TEC}}$ (kg/s)	8,51	8,93	8,52	10,09	8,72
$m_{Cond_{TEC}}$ (kg/s)	6,13	6,56	6,15	7,71	6,35
$E_{excedente}$ (kW/ano)	100.898.900,00	28.712.150,00	54.682.750,00	123.437.400,00	95.148.450,00
Função Objetivo (US\$/ano)	14.793.430,00	15.404.610,00	16.121.560,00	17.693.340,00	16.785.480,00

Um terceiro caso foi analisado para determinar o custo de investimento do gaseificador de biomassa para o qual o seu uso se torna viável. Assim como nos casos anteriores, os resultados obtidos são classificados como ótimos locais. Ou seja, existem pontos de convergência no modelo que podem indicar uma melhor faixa de uso do sistema em questão, mas também há um grande número de pontos de inflexão nos resultados, o que faz com que os valores de investimento do gaseificador ora viabilizem o uso da biomassa, ora não. Foram analisadas algumas faixas de custos, indicadas na Tab. 6 e, em conjunto com outros resultados obtidos, observam-se os valores mais baixos a partir dos quais o uso da biomassa gaseificada tornou-se viável. A instalação obtida terá a estrutura descrita pela Fig. 2.

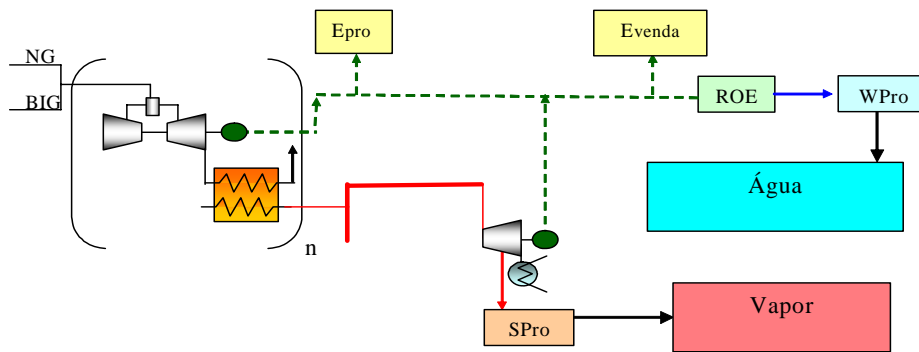


Figura 2. Instalação ótima da planta de duplo propósito proposta.

Tabela 6. Resultados obtidos após otimização do caso 3.

Parâmetros	MSC70	MSC60	501-KH5	ASE 40 (VPS3)	UGT6000+
C_{Total_Des} (US\$/ano)	5.321.700,00	5.321.696,85	5.321.696,85	5.321.700,00	5.321.700,00
C_{Total_T} (US\$/ano)	2.341.069,00	1.609.931,00	1.878.616,00	2.531.867,00	2.278.868,00
C_{Total} (US\$/ano)	7.662.769,00	6.931.627,00	7.200.313,00	7.853.567,00	7.600.568,00
$m_{BIG_{TG}}$ (kg/s)	3,47	3,14	3,56	4,58	4,08
$m_{NG_{TG}}$ (kg/s)	—	—	—	—	—
C_{comb_TG} (US\$/kg)	0,19	0,17	0,20	0,25	0,23
Quantidade de turbinas a gás	4	5	4	4	3
We_{TEC} (kW)	5.324,37	5.659,02	5.335,34	6.569,67	5.493,56
$m_{V_{TEC}}$ (kg/s)	8,51	8,93	8,52	10,09	8,72
$m_{Cond_{TEC}}$ (kg/s)	6,13	6,56	6,15	7,71	6,35
$E_{excedente}$ (kW/ano)	100.899.000,00	28.712.160,00	54.682.750,00	123.437.400,00	95.148.450,00
CI_{BIG} (US\$/kW)	≤ 500	≤ 1800	≤ 820	≤ 850	≤ 400
Função Objetivo (US\$/ano)	10.188.060,00	11.091.930,00	11.257.430,00	11.475.270,00	11.264.140,00

De modo geral, os custos dos dessalinizadores não sofrem grande mudança, haja vista sua independência em relação à escolha das turbinas, bem como da decisão entre caldeira e turbina. A necessidade dos processos reside em ser atendida sua demanda de vapor e/ou eletricidade, as quais são cumpridas plenamente.

O custo total das turbinas, quais sejam a turbina a gás, a caldeira de recuperação e a turbina a vapor, apresenta uma faixa de variação da ordem de 50% a 60%. Um ponto a se ressaltar no uso de uma outra turbina a gás é o fato de que, para se conseguir atingir as necessidades de processo, ora foram utilizados como combustível o gás natural, ora a biomassa gaseificada.

No setor de produção de vapor de processo, a turbina de condensação e extração foi a melhor opção, com diferenças consideráveis em termos de produção de massa de vapor e de condensado e de potência, a qual afetará na decisão da compra ou venda de eletricidade da concessionária.

Ainda com vistas à análise da Tab. 4, deve-se atentar ao princípio que foi estabelecido para nortear este projeto, que é o da minimização dos custos da instalação como um todo, com relação a equipamentos, combustível e fluxo de eletricidade, cujo equacionamento está descrito na função objetivo (Eq. 1). Para o primeiro caso, do ponto de vista da otimização, os resultados obtidos pelas turbinas UGT6000+ e MSC70 apontam para o uso do combustível alternativo em detrimento do gás natural, com o uso de 3 e 4 conjuntos a gás, respectivamente. Indicam, ainda, o melhor custo de investimento exigido pela função objetivo.

Os resultados obtidos pelo segundo caso, mostrados pela Tab. 5, indicam a predominância do uso do gás natural quando são reportados valores atuais de custos para o uso do gaseificador de biomassa em conjunto com a turbina a gás. Novamente, a faixa de turbinas a gás a serem utilizadas varia de 3 a 5, o que se repetirá para o caso 3. Novamente a turbina MSC70 apresenta o melhor custo. Com um valor próximo, a turbina MSC60 oferece uma menor produção de energia elétrica, o que pode ser conveniente caso não haja interesse na venda à concessionária ou o retorno não seja promissor.

Para o terceiro caso, detalhado na Tab. 6, a análise efetuada foi similar às anteriores, mas com diferença em relação ao custo do investimento do gaseificador de biomassa. Enquanto no caso 2 utilizou-se a faixa de 2100 – 2200 US\$/kW, nesta análise o custo de investimento do gaseificador foi bem abrangente. Para cada turbina, estipulou-se um valor para o qual ocorreria a existência do uso da biomassa pela turbina. As faixas de valores foram bem díspares, sendo que o custo de investimento utilizado pela turbina MSC60 foi bem próximo ao praticado atualmente. Para as outras turbinas analisadas, somente serão viáveis o uso da biomassa com custos do gaseificador muito aquém do praticado atualmente.

Pode-se observar, através dos resultados obtidos, que o software de otimização, ao iniciar a resolução do algoritmo, não contemplou as tecnologias de osmose reversa acionada termicamente, bem como de destilação e de caldeira convencional.

Quanto à caldeira convencional, a flexibilidade que uma turbina a gás possui em produzir potência de eixo, além dos gases quentes, torna-a uma opção interessante e viável. Quanto às tecnologias de dessalinização não abordadas, a metodologia apresentada aponta para uma melhor relação custo-benefício, em função dos balanços de massa e energia, para a osmose reversa acionada eletricamente.

Deve-se ressaltar, no entanto, que poucas foram as turbinas a gás selecionadas para o atendimento à estratégia operacional adotada e, para uma análise futura, com a implementação de maior número de turbinas a gás, talvez fosse possível uma escolha mais bem ajustada. Para tanto, deve-se introduzir no software LINGO, uma base de dados, mais abrangente e que ofereça um nível de resultado mais interessante.

6. Conclusões

Neste trabalho é proposta uma instalação de duplo propósito para produção de água potável, a partir da água do mar, e energia elétrica para abastecimento dos processos e instalações da fábrica em questão, bem como a possível venda ou compra da mesma. A instalação é discretizada quanto aos princípios de conservação de energia e balanço de massa, associados aos procedimentos de otimização, relativo às técnicas de programação inteira e não-linear, devido à característica do equacionamento associado ao uso de tal procedimento.

O uso de variáveis inteiras foi adotado devido à estratégia abordada para o caso proposto, pois o algoritmo de otimização deve optar entre uma ou outra tecnologia, exclusivamente, tanto para a geração térmica, quanto para a produção de vapor de processo e de produção de água.

A análise de otimização da instalação de duplo propósito é necessária devido às necessidades energéticas cada vez mais evidentes para a produção de água potável e, também, devido ao custo envolvido na compra de eletricidade, aliado ao desperdício de energia do combustível ao se queimá-lo em ciclos térmicos convencionais (em detrimento do emprego de sistemas de cogeração).

O estudo em questão aborda três situações com referência à disponibilidade de combustíveis, principalmente ao gás natural e a biomassa gaseificada. Para o primeiro caso, supondo disponibilidade e custos favoráveis, apenas duas turbinas a gás para uso de biomassa gaseificada são selecionadas, ao passo que três outros modelos são escolhidos ao se utilizar gás natural. Para o segundo caso, para custos atuais de biomassa gaseificada, nenhuma das turbinas selecionadas foi contemplada com o uso de tal combustível. Finalmente, para o terceiro caso, analisou-se os custos do gaseificador

de biomassa que tornam possível sua utilização por todas as turbinas selecionadas. Embora se observem faixas flutuantes do custo do gaseificador que viabilizem seu uso, investigações mais detalhadas devem ser realizadas.

A melhor configuração obtida pelo modelo de otimização proposto, qual seja, aquela que acopla conjunto a gás, osmose reversa acionada eletricamente e turbina a vapor de condensação e extração, além de basear-se na modelagem termodinâmica e de técnicas de otimização, prova que é mais útil para o sistema que haja a produção de energia elétrica e térmica pelo emprego da turbina a gás, pois esta poderá abastecer a osmose reversa e a turbina a vapor, com a possibilidade de gerar excedente elétrico.

Uma análise futura deverá contemplar uma abordagem mais detalhada dos processos de dessalinização, abrangendo um melhor espectro de equações e análises internas referentes a tais processos, bem como a possibilidade de se relaxar o uso das variáveis inteiras e permitir o uso de mais de uma unidade diferente de dessalinização ou de produção de vapor, compondo os denominados sistemas híbridos.

7. Referências

- Agashichev, S. P., 2004, "Analysis of integrated co-generative schemes including MSF, RO and power generating systems (present value of expenses and "levelised" cost of water)", *Desalination*, Vol.164, pp. 281-302.
- Al-Mutaz, I. S.; Al-Namlah, A. M., 2004, "Characteristics of dual purpose MSF desalination plants", *Desalination* Vol.166, pp. 287 – 294.
- Altmann, T., 1997, "A new power and water cogeneration concept with the application of reverse osmosis desalination", *Desalination* Vol.114, pp. 139 – 144.
- Balestieri, J. A. P., 2001, "Avaliação Tecnológica e metodológica para o planejamento de centrais de cogeração: relatório de pesquisa de Pós-Doutorado", Santa Catarina Federal University, Florianópolis, Santa Catarina.
- Balestieri, J. A. P., 2002, "Cogeração – geração combinada de eletricidade e calor", Ed. da UFSC, Florianópolis, SC, Brasil, 279 p.
- Buros, O. K., 2000, "The ABCs of Desalting", International Desalination Association (IDA), USA, 30 p.
- Diesel and Gas Turbine Publications, 2006, disponível em www.dieselpub.com/gsg
- Ferreira, E. M., Balestieri, J. A. P., Zanardi, M. A., Martinez, C. B., 2005, "A dessalinização como alternativa de longo prazo no planejamento de recursos hídricos no Brasil", ABRH.
- Gas Turbine World Handbook, 2003. Fairfield, CT, Pequot Publ., 2004.
- IPSE-PRO – Process Simulation Environment, 2001, Manual Version 3.1.001. Disponível em www.simtechnology.com
- Korchani, A., Safi, M. J., 1999, "Cogeneration applied to water desalination: simulation of different technologies", *Desalination* Vol.125, pp. 223-229.
- Lingo 7.0, 2002, disponível em www.lindo.com
- Lora, E. E. S., Nascimento, M. A. R., 2004, "Geração Termelétrica: Planejamento, Projetos e Operação", Ed. Interciência, Rio de Janeiro, Brasil, 1265 p.
- Maldonado, J. M. S. V., 1991, "Membranas e processos de separação", DEPM/CIM/INT. Rio de Janeiro.
- Matches' Web site, 2005, "Matches provides boiler capital cost", disponível em <http://www.matche.com/EquipCost/Boiler.htm>
- SOAPP – State-of-the-Art Power Plant, 2005, "Capital Cost Estimates", SOAPP CT Version 7.0. Disponível em <http://www.soapp.com/output/soapp-ct/wCapitalCostEstimates.PDF> . Acesso em 29/06/2005.
- Wade, N. M., 2001, "Distillation plant development and cost update", *Desalination* Vol.136, pp. 3-12.
- Wilf, M., Bartels, C., 2005, "Optimization of seawater RO systems design", *Desalination*, Vol.173, pp. 1-12.

DUAL-PURPOSE SYSTEM OPTIMIZATION (COGENERATION AND DESALINATION) IN AN PARAMETER CONCENTRATED ANALYSIS

Eduardo Manfredini Ferreira

São Paulo State University

Av. Dr. Ariberto Pereira da Cunha, 333 ZIP CODE: 12516-410 Guaratinguetá, S.P., Brazil.

mfeduardo@uol.com.br

José Antônio Perrella Balestieri

São Paulo State University

Av. Dr. Ariberto Pereira da Cunha, 333 ZIP CODE: 12516-410 Guaratinguetá, S.P., Brazil.

perrella@feg.unesp.br

Maurício Araujo Zanardi

São Paulo State University

Av. Dr. Ariberto Pereira da Cunha, 333 ZIP CODE: 12516-410 Guaratinguetá, S.P., Brazil.

mzanardi@feg.unesp.br

***Abstract.** World fresh water scarcity is becoming more and more concerning. Processes to produce fresh water from seawater, known as desalination processes, are increasing its participation in the international scenery. To supply its energy content, both cogeneration and desalination technologies are connecting themselves, in the so-called dual-purpose systems, as they can supply the process energy lack (power and process heat) and also permit to sell its surplus to the local concessionaire (in Brazilian case, electricity selling). The paper's aim is to perform an associated desalination-cogeneration system analysis, using competitive fuel sources, with the optimization viewpoint. So, is suggested a superstructure that analyzes different fuels, thermal and power generation units based on gas turbines and heat recovery steam generator, conventional steam generator units and steam turbine under the energy generation unit point-of-view. About the fresh water production, nowadays superstructure encloses four main technologies – electrically driven reverse osmosis, thermally driven reverse osmosis (connected to a steam turbine), multi-effect distillation and multistage flash distillation. The obtained results can show interesting ways of the cogeneration use mainly those related to the fuels, as biomass, gasified biomass, fuel oils and natural gas costs. Besides, desalination technologies costs are decreasing more and more, mainly because of technologies evolutions associated to their performances.*

Keywords: desalination, cogeneration, optimization, dual-purpose.