



Acta Scientiarum. Technology

ISSN: 1806-2563

eduem@uem.br

Universidade Estadual de Maringá  
Brasil

Mantovani Frare, Laercio; Gimenes, Marcelino Luiz; Curvelo Pereira, Nehemias  
Correlações para estimativas de custos na remoção de ácido sulfídrico de biogás  
Acta Scientiarum. Technology, vol. 28, núm. 1, enero-junio, 2006, pp. 29-37  
Universidade Estadual de Maringá  
Maringá, Brasil

Disponível em: <http://www.redalyc.org/articulo.oa?id=303226515001>

- Como citar este artigo
- Número completo
- Mais artigos
- Home da revista no Redalyc

redalyc.org

Sistema de Informação Científica  
Rede de Revistas Científicas da América Latina, Caribe, Espanha e Portugal  
Projeto acadêmico sem fins lucrativos desenvolvido no âmbito da iniciativa Acesso Aberto

# Correlações para estimativas de custos na remoção de ácido sulfídrico de biogás

Laercio Mantovani Frare, Marcelino Luiz Gimenes e Nehemias Curvelo Pereira\*

Departamento de Engenharia Química, Universidade Estadual de Maringá (UEM), Avenida Colombo, 5790, 87020-900, Maringá, Paraná, Brasil. \*Autor para correspondência. e-mail: [nehemias@deq.uem.br](mailto:nehemias@deq.uem.br)

**RESUMO.** As estimativas de custos durante os estudos para a implementação de um novo processo químico é uma das fases críticas que determinam se o empreendimento será viável ou não. Neste trabalho foi desenvolvida uma metodologia capaz de estimar os custos e investimentos envolvidos em um processo de remoção de ácido sulfídrico de biogás. A metodologia aplicada utilizou uma estimativa de custos fundamentada em equipamentos nacionais e nas correlações propostas por Guthrie (1969), Turton *et al.* (2003) e Perlingeiro (2005). Esta permite avaliar, de maneira rápida e precisa, diferentes configurações de equipamentos durante a etapa de projeto do processo, determinando assim o custo final do metro cúbico de biogás purificado.

**Palavras-chave:** purificação, biogás, custos.

**ABSTRACT. Correlations for cost estimates in the sulfidric acid removal from biogas.** Cost estimates during studies in order to implement a new chemical process are a critical stage that determines whether the process will be viable or not. This study developed a methodology to estimate the costs and investments necessary in the process of removing hydrogen sulfide from biogas. The applied methodology used cost estimates based on costs of national equipments and correlations proposed by Guthrie (1969), Turton *et al.* (2003) and Perlingeiro (2005). The methodology allowed rapid and precise evaluation, different configuration of equipments for the process project, thus establishing the cost of cubic meter of purified biogas.

**Key words:** purification, biogas, costs.

## Introdução

O processo de conversão da matéria orgânica em condições de ausência de oxigênio em efluentes dos setores agroindustrial, em efluentes urbanos (estações de tratamento dos efluentes domésticos) e da matéria orgânica nos aterros de resíduos sólidos urbanos tem como um de seus produtos o biogás. Este gás consiste, principalmente, de metano (50 – 70%), dióxido de carbono (25 – 45%) e pequenas quantidades de hidrogênio, nitrogênio e ácido sulfídrico ( $H_2S$ ). O biogás pode ser captado no ponto de produção e enviado para queimadores de gás evitando que seja lançado diretamente na atmosfera agravando o efeito estufa ou ainda ser destinado a uma planta de purificação com vistas à obtenção do metano para produção de energia. Entretanto sua utilização torna-se limitada pela presença do  $H_2S$  (Price e Cheremisinoff, 1995). Dessa forma, os processos que utilizam o biogás para a geração de energia necessitam de uma etapa de purificação desse gás para a remoção do  $H_2S$  para evitar tanto a manutenção do processo pela corrosão

causada quanto da emissão de compostos sulfurosos resultantes do processo de combustão na atmosfera.

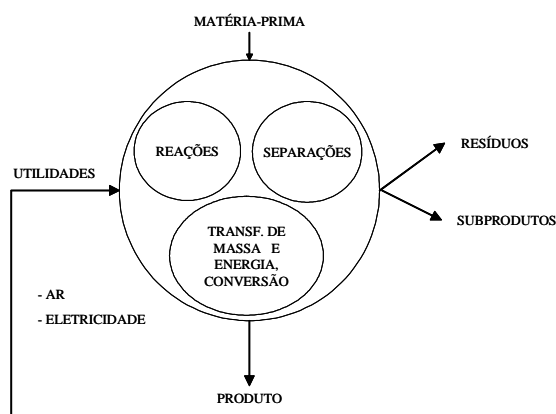
Entre os tratamentos para remoção de  $H_2S$ , pode-se classificar os processos nas seguintes classes: processos de oxidação a seco; processos de adsorção; processos de biotratamento; processos de absorção física e processos de absorção química. Nos processos que utilizam a absorção química existem alternativas que envolvem a separação do  $H_2S$  de uma corrente gasosa pelo uso de metais quelados (Kohl e Riesenfeld, 1985). Horikawa (2001) e Frare (2006), em um aparato em escala de bancada, utilizaram o processo de absorção com reação química em solução de Fe/EDTA para a redução (ou completa eliminação) do teor de  $H_2S$  de correntes de biogás sintético. A escolha desse processo deveu-se, principalmente, às grandes vantagens que ele proporciona, tais como a elevada eficiência de remoção de  $H_2S$ , a seletividade na remoção do  $H_2S$  evitando gastos desnecessários de reagentes, às condições de operação ambiente que são favoráveis ao processo, à fácil regeneração da solução catalítica

de Fe/EDTA e a absorção química do  $H_2S$  que tem como produto final o enxofre elementar o qual é um produto estável, de fácil comercialização e que pode ser disposto em aterro industrial.

Neste trabalho, foram utilizados os resultados publicados por Frare *et al.* (2005) a respeito das condições operacionais para realizar o dimensionamento de uma planta em escala industrial para a remoção de ácido sulfídrico de processos de produção de biogás. De posse destes resultados experimentais tornou-se necessário o levantamento de métodos de estimativas dos custos associados ao projeto de processos.

### Estimativas de custos para projetos de processos

O projeto de processos é uma atividade criativa onde são geradas idéias e, então, traduzidas em equipamentos para se produzir novos materiais ou para melhorar significativamente o valor de materiais existentes (Douglas, 1988). A Figura 1 apresenta, genericamente, as entradas, saídas, operações e reações que são requeridas para transformar a matéria-prima que devem ser consideradas na concepção de um novo processo (Bisio e Kabel, 1985).



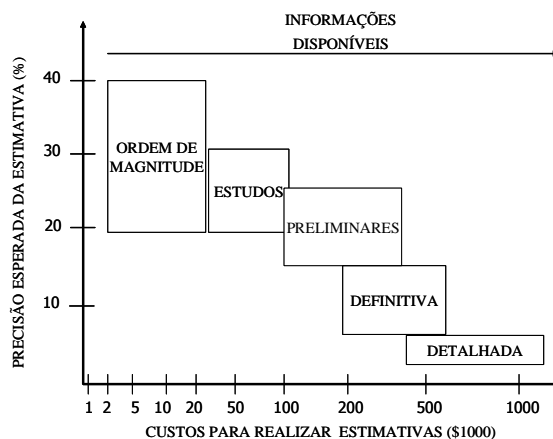
**Figura 1.** Etapas na elaboração de um projeto de um novo processo (Adaptado de Bisio e Kabel, 1985).

Sob esta perspectiva, para que um projeto torne-se um processo industrial em funcionamento é preciso avaliar as etapas que envolvem reações, separações, a geração de produtos e subprodutos, o consumo de utilidades e, conseqüentemente, a análise da viabilidade econômica.

De acordo com Perlingeiro (2005), o desempenho previsto de um processo, ainda que se encontre em fase de projeto e o desempenho de um processo que já se encontre em fase de operação, pode ser medido através de critérios econômicos expressos por funções do tipo lucro ou custo. Muitas

das estimativas de custos são feitas como parte da análise econômica de idéias propostas muito antes que o trabalho de projeto tenha sido feito. Nesse estágio é preciso um método de estimativa que não necessite de uma relação detalhada de materiais e balanços de energia ou dimensionamento de equipamentos, mas que seja suficientemente preciso (Ward, 1984).

A precisão dos custos envolvidos durante a fase das estimativas pode ser maior ou menor de acordo com a quantidade e a qualidade das informações disponíveis para o projeto de um processo industrial. Turton *et al.* (2003) classificam as estimativas em ordem de magnitude, estudos, preliminares, definitivas e detalhadas. A Figura 2 ilustra o custo para realizar estimativas em função da precisão esperada para a estimativa. Ou seja, quanto maior a quantidade de informações melhor será a precisão da estimativa e, conseqüentemente, maior o custo para realizá-la.



**Figura 2.** Precisão dos custos para realizar estimativas de acordo com a quantidade de informações disponíveis para plantas industriais (adaptado de Turton *et al.*, 2003).

Para realizar estimativas de custos de novos processos industriais ou a modificação de plantas existentes, pode-se utilizar correlações que relacionam o custo de um equipamento em função de sua capacidade, potência ou outra dimensão característica.

### Correlações para estimativas de custos

As correlações para estimativas de custos, geralmente, são utilizadas nos cálculos denominados de preliminares (Figura 2) e possuem uma precisão que se situa na faixa de -15 a +30%. Já as estimativas chamadas de definitivas são realizadas quando se dispõe de uma maior quantidade de informações específicas do projeto e possuem uma precisão entre -5 a +15% (Turton *et al.*, 2003). Essas correlações

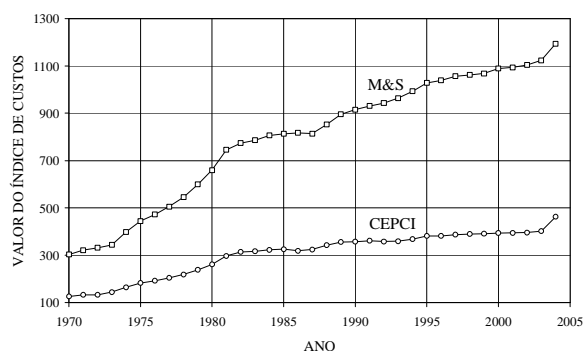
apresentam como característica o produto entre um índice de correção de inflação, um valor de custo base (Cb) e um fator de correção. A equação (1) apresenta o conceito utilizado por Guthrie (1969) e Turton *et al.* (2003) no desenvolvimento de suas correlações.

$$\text{Custo do equipamento} = \frac{(\text{índice de correção de inflação})}{(\text{custo base})(\text{fator de correção})} \quad (1)$$

O valor do índice de correção de inflação deve ser utilizado uma vez que os preços dos equipamentos foram obtidos pelos autores a partir de fornecedores em um determinado período. Um índice é, meramente, um valor para um dado instante em relação a uma base de tempo. Se o custo em qualquer tempo no passado é conhecido, o custo equivalente no presente pode ser determinado de acordo com o conceito apresentado na equação (2).

$$CP_{\text{atual}} = CO_{\text{antigo}} \left( \frac{VI_{\text{atual}}}{VI_{\text{antigo}}} \right) \quad (2)$$

Na equação (2), as variáveis  $CP_{\text{atual}}$  e  $CO_{\text{antigo}}$  representam o custo do equipamento para o ano de interesse e o custo original no ano base em que foram obtidos os dados de custos dos equipamentos em R\$ ou US\$, respectivamente. Ainda, a variável  $VI_{\text{atual}}$  representa o valor de um índice de referência de correção da inflação para o ano de interesse e  $VI_{\text{antigo}}$  o valor do mesmo índice no ano base no qual foram obtidos os custos dos equipamentos. Segundo Vataavuk e Neveril (1980), Douglas (1988), Peters e Timmerhaus (1991) e Perlingeiro (2005), os índices mais utilizados são o M&S (*Marshall and Swift Equipment Cost Index*) e o CEPCI (*Chemical Engineering Plant Cost Index*). Na Figura 3 pode-se verificar a variação desses índices ao longo dos anos de 1970 a 2004.



**Figura 3.** Variação dos índices M&S e CEPCI em função do tempo (Turton *et al.*, 2003).

O outro fator que compõe a equação (1) é o custo

base. Este fator representa o valor de compra do material construído a partir do material mais comum e nas condições de temperatura e pressão próximas da ambiente. E o último termo da equação (1) é um fator global de correção que permite adequar a correlação de custo ao tipo de material de construção, à pressão de operação e ao tipo do equipamento.

Um método de estimativas de custos citado constantemente em trabalhos que envolvem a etapa de análise econômica é o de Guthrie (1969).

#### Correlações propostas por guthrie (1969)

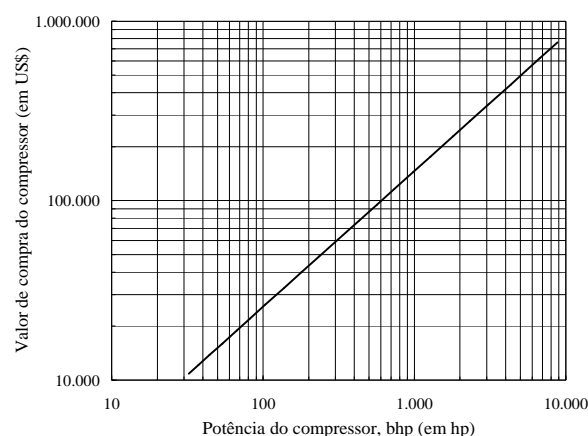
Guthrie (1969) compilou dados de custos para uma grande variedade de equipamentos de plantas industriais (42 plantas no total) - de resfriadores de ar, trocadores de calor, compressores, bombas, colunas a equipamentos pesados - e introduziu o conceito de "módulo" para estimativas de custos de forma rápida, acurada e consistente. Esse conceito de módulo foi utilizado por Guthrie (1969) para poder estimar todos os custos envolvidos necessários para instalar os equipamentos em um processo químico. Dessa forma, para cada conjunto de equipamentos foram definidos valores de correção de acordo com a magnitude dos custos. Sendo assim, uma vez determinados os custos básicos de um equipamento, ou seja, construído a partir do material mais comum e operando às condições de temperatura e pressão próximas à ambiente, estes podem ser atualizados para obter os custos do equipamento no processo químico.

A Figura 4 ilustra um dos gráficos apresentados por Guthrie (1969) para a determinação do custo básico de compra de um compressor centrífugo. A equação (3), apresentada por Frare (2006), foi determinada a partir da curva de custos para um compressor centrífugo e permite calcular o custo de compra (em US\$) de acordo com os dados fornecidos pela Figura 4.

$$\text{Custo de compra} = \left( \frac{M \& S}{280} \right) 782,6 \cdot bhp^{0,7574} \cdot Fc \quad (3)$$

Na equação (3), bhp é a potência do motor em hp. Essa correlação é válida se a potência calculada estiver situada entre 30 e 10.000 hp. E Fc é um fator de ajuste com valores de acordo com o tipo do compressor sendo igual a 1 neste caso. A equação (3) segue o conceito de cálculo apresentado na equação (1), sendo o fator M&S, em 2004, igual a 1194.

A Tabela 1 apresenta as equações obtidas por Frare (2006), a partir dos gráficos de Guthrie (1969), para todos os equipamentos a serem utilizados na simulação de um processo para remoção de ácido sulfídrico de biogás.



**Figura 4.** Custos para a compra de compressores centrífugos em função da potência (Adaptado de Guthrie, 1969)

**Tabela 1.** Correlações para o custo base ( $C_b$ , em US\$) obtidas a partir dos dados publicados por Guthrie (1969).

Equipamentos	Correlação	Intervalo Operacional
Compressores	$C_b = 782,6 \cdot (\text{bhp})^{0,7574}$ (4)	$30 < \text{bhp} < 10.000$
Motobombas centrífugas	$C_b = 447,26 + 0,67377 \cdot (C/H)^{0,74533}$ (5)	$100 < C/H < 300.000$
Vasos de pressão, colunas e reatores de fabricação vertical	$C_b = 101,34 \cdot D^{1,0456} \cdot H^{0,8169}$ (6)	$1 < D < 10$ $4 < H < 100$

**Nota:** bhp é a potência em hp; C/H é produto entre a vazão da bomba (galões por minuto, gpm) e a pressão de sucção (em psi); D é o diâmetro da coluna em ft e H é a altura da coluna em ft.

Embora Douglas (1988) também apresente um conjunto de equações para a estimativa de custos dos mesmos equipamentos descritos neste trabalho, o objetivo das correlações propostas é a de introduzir modelos com uma precisão melhor do que os desenvolvidos anteriormente.

Apesar do método de Guthrie (1969) ser empregado constantemente por diversos autores, existem disponíveis atualmente modelos que utilizam em suas correlações dados mais recentes. Pode-se citar, nesse contexto, as correlações propostas por Turton *et al.* (2003).

#### Correlações propostas por Turton *et al.* (2003)

Turton *et al.* (2003) adaptaram os resultados apresentados por Ulrich (1984) na elaboração de uma série de correlações para a estimativa de custos que também seguem o modelo apresentado pela equação (1). A equação (7) apresenta a correlação geral para o cálculo dos custos de equipamentos proposta por Turton *et al.* (2003).

$$C_{BM} = C_p^{\circ} \cdot F_{BM} \quad (7)$$

Na equação (7),  $C_{BM}$  representa o custo modular do equipamento (em US\$) em que estão inseridos os custos direto e indireto e  $C_p^{\circ}$  é

o custo básico de compra de um determinado equipamento (em US\$) construído com o material mais comum e operando nas condições de pressão próximas da ambiente, ambos em reais ou dólares. O fator  $F_{BM}$  leva em consideração os materiais de construção e a pressão de operação do equipamento. Como as correlações apresentadas por Turton *et al.* (2003) têm como base o ano de 2001, todos os valores devem ser corrigidos para o ano de interesse utilizando-se o índice CEPCI.

Para determinar o custo de um equipamento que é construído do metal mais comum e operando em pressão ambiente ( $C_p^{\circ}$ ), Turton *et al.* (2003) utilizam a equação (8).

$$C_p^{\circ} = \left( \frac{\text{CEPCI}}{397} \right) \cdot \exp \left[ k_1 + k_2 (\log A) + k_3 (k_3 \cdot \log A)^2 \right] \quad (8)$$

Na equação (8), a variável **A** é a capacidade ou tamanho para o equipamento que se deseja determinar o custo. Por exemplo, para torres a variável **A** representa o diâmetro e pode ser obtido na etapa de dimensionamento do processo. Os coeficientes da correlação  $k_1$ ,  $k_2$  e  $k_3$  são modificados de acordo com o equipamento, ou seja, para bombas centrífugas, tanques verticais, compressores ou trocadores de calor possuem um valor específico. O cálculo do termo  $F_{BM}$  pode ser realizado utilizando-se a equação (9).

$$F_{BM} = B_1 + B_2 \cdot F_M \cdot F_P \quad (9)$$

Na equação (9),  $F_M$  representa o tipo de material de construção do equipamento, os coeficientes  $B_1$  e  $B_2$  dependem do tipo de equipamento. Para o material mais comum e para a pressão de 1 atm ( $F_P = 1$ ),  $F_{BM}$  equivale a  $F_{BM}^{\circ}$ . O fator  $F_P$  pode ser calculado utilizando-se os valores da pressão de operação ( $P$ ) do equipamento, em psi, de acordo com a equação (10).

$$\log F_P = C_1 + C_2 \cdot (\log P) + C_3 \cdot (\log P)^2 \quad (10)$$

Da mesma forma que nas equações anteriores, os coeficientes da correlação apresentada na equação (10) têm seus valores modificados de acordo com o tipo de equipamento. Após a determinação do custo de cada equipamento individualmente, é necessário incluir aos custos fatores tais como seguro e taxas, ou seja, pode ser realizada uma estimativa do custo total do módulo de equipamentos,  $C_{TM}$  (equação 11).

$$C_{TM} = 1,18 \cdot \sum_{i=1}^n C_{BM,i} \quad (11)$$

Na equação (11),  $C_{BM,i}$  representa o custo de cada equipamento  $i$  de acordo com a equação (7). Além da estimativa do valor dado por  $C_{TM}$  que representa o custo para implementar ou alterar equipamentos em um processo industrial existente pode-se também estimar o custo de implantação de um novo processo ( $C_{GR}$ ). Esses termos geralmente não são afetados pelos materiais de construção dos equipamentos ou de suas condições operacionais. Dessa forma, Turton *et al.* (2003) sugerem a equação (12) para a estimativa dos custos envolvidos para implementar um novo processo.

$$C_{GR} = C_{TM} + 0,50 \cdot \sum_{i=1}^n (C_{p,i}^{\circ} \cdot F_{BM,i}^{\circ}) \quad (12)$$

Para ilustrar os procedimentos de cálculo para as estimativas de custos pelo método de Turton *et al.* (2003), um algoritmo de 6 passos é apresentado a seguir.

**i)** Calcule o valor de  $C_p^{\circ}$  para o equipamento de interesse de acordo com a equação (8). O valor do índice CEPIC, que deve ser do ano de interesse.

**ii)** Especifique o material de construção do equipamento desejado, obtendo dessa forma o valor de  $F_M$ . Essa variável assume o valor de 1 para o material mais comum. Por exemplo, para bombas é o ferro e para colunas é o aço carbono.

**iii)** Calcule o valor do fator  $F_p$  utilizando-se a equação (10). Para equipamentos operando à condição de pressão atmosférica,  $F_p$  assume o valor de 1. Para bombas de recalque,  $F_p$  assume o valor de 1 para pressões de sucção até 10 bar. Deve-se verificar os limites operacionais para cada equipamento.

**iv)** Calcule o valor de  $F_{BM}$  e  $F_{BM}^{\circ}$  substituindo os valores encontrados nos passos 2 e 3 e as constantes  $B_1$  e  $B_2$ .

**v)** Calcule o valor estimado do custo do equipamento de interesse. O valor será de:  $C_{BM}^{\circ}$  se for utilizado o produto entre  $C_p^{\circ}$  e  $F_{BM}^{\circ}$ , ou  $C_{BM}$  se for utilizado o produto entre  $C_p$  e  $F_{BM}$ , respectivamente.

**vi)** Calcule o valor para ampliar um alterar equipamentos em um processo utilizando-se a equação (11) ou calcule o valor para implementar um novo processo utilizando-se a equação (12).

Embora nas equações apresentadas seja utilizado o sinal de igualdade, essas correlações são aproximações utilizadas somente com o propósito de

realizar estimativas de custos.

Os métodos de Guthrie (1969) e de Turton *et al.* (2003) são os que apresentam a maior confiabilidade no momento de realizar a estimativa de custos de um novo processo industrial ou durante a ampliação de um existente por possuírem uma elevada quantidade de dados de custos de equipamentos na elaboração de correlações. Entretanto, para fins de análise de investimentos os métodos e correlações apresentadas possibilitam realizar cálculos rápidos alcançando o objetivo de estimativas para a concepção de um novo processo industrial. Entretanto, não foi possível encontrar na literatura pesquisada modelos de custos para a estimativa de investimentos contendo equipamentos nacionais.

### Correlações de estimativas para equipamentos nacionais

Devido à falta de equações envolvendo equipamentos de fabricação nacional que possibilitem a estimativa de custos a partir do projeto de um novo processo ou da alteração de um existente, Frare (2006) apresenta um conjunto de correlações para estimativas de custos obtidas a partir do levantamento de preços junto a empresas nacionais. A Tabela 2 contém as correlações determinadas por Frare (2006).

**Tabela 2.** Correlações obtidas para equipamentos nacionais em função do tipo e intervalo de operação válido.

Equipamento	Correlação	Intervalo Válido
Colunas de absorção	Aço Custo de compra = carbono $1.157,83 \cdot V_N^{0,6017}$ (13)	$0,5 < V_N < 50 \text{ m}^3$
	Aço inox Custo de compra = $1.157,83 \cdot V_N^{0,6769}$ (14)	
Compressor	Pistão Custo de compra = $189,77 + 77,01 \cdot Q^{1,072}$ (15)	$10 < Q < 245 \text{ m}^3/\text{h}$
	Parafuso Custo de compra = $649,25 \cdot Q^{0,7397}$ (16)	
Motobombas	Custo de compra = $1320,4 + 769,31 \cdot \text{bhp} - 40,08 \cdot \text{bhp}^2$ (17)	$0,5 < \text{bhp} < 3 \text{ hp}$
Decantador	Custo de compra = $8.375,40 + 830,50 \cdot Q_s$ (18)	$10 < Q_s < 250 \text{ m}^3/\text{h}$
Filtro-prensa	Custo de compra = $8.922,10 + 636,97 \cdot N_p - 5,79 \cdot N_p^2$ (19)	$3 < N_p < 30$

**Nota:**  $V_N$  é o volume da coluna em  $\text{m}^3$ ;  $Q$  é a vazão de ar a ser alimentada ao sistema, em  $\text{m}^3/\text{h}$ ; bhp é a potência em hp;  $Q_s$  é a vazão de solução de Fe/EDTA, em  $\text{m}^3/\text{h}$  e  $N_p$  é o número de placas de um filtro-prensa.

Após a determinação dos custos pelas correlações propostas, é preciso realizar uma estimativa do investimento total necessário para implementar o processo. Perlingeiro (2005) apresenta uma metodologia para a estimativa desse valor.

### Estimativa do investimento total

Segundo Perlingeiro (2005), o investimento total ( $I_{TOTAL}$ , em R\$ ou US\$) corresponde ao montante de recursos necessários para implementar o processo

resultante das etapas de projeto, conhecido como investimento fixo, e para iniciar as suas atividades de produção e mantê-lo em funcionamento, ou seja, o capital de giro. O investimento fixo corresponde aos recursos necessários à construção da planta, incluindo o investimento direto e o investimento indireto. O investimento direto inclui os recursos para o material necessário para a montagem das instalações dentro e fora dos limites de bateria. Este investimento “dentro dos limites de bateria”, ISBL (*inside battery limits*, refere-se à bateria de destiladores dos primórdios da indústria química) é aquele realizado na aquisição, no transporte e na instalação de equipamentos que participam diretamente no processamento. Inclui, por exemplo, suportes estruturais, isolamento, pintura, instrumentação, tubulações, válvulas e material elétrico. Para estimar o valor correto de ISBL devem ser usadas as correlações que permitem calcular os valores dos diversos equipamentos que compõem o processo industrial. O investimento “fora dos limites de bateria”, OSBL (*outside battery limits*), é o investimento realizado em itens relacionados com o processo, porém localizados fora da área de processamento. Inclui, por exemplo, edificações para abrigar os equipamentos (estrutura, escadas, elevadores, etc.) edificações auxiliares (refeitório, administração, etc), melhoria da área da planta, facilidades (incineração, poços, tratamento de água) e o investimento na aquisição do terreno onde será construída a planta. O valor da variável OSBL pode ser estimado como sendo igual a 45% do valor da variável ISBL. O investimento indireto inclui custos próprios e eventuais, podendo ser estimado como sendo correspondente a 25% do investimento direto. A soma dos investimentos direto e indireto é definida como a parte correspondente ao investimento fixo de um processo. Dessa forma, o investimento total fica estabelecido somente em função dos valores de ISBL como apresentado na equação (20).

$$I_{TOTAL} = 2,13 \cdot ISBL \quad (20)$$

Com as correlações que permitem fazer a estimativas de custos de equipamentos pode-se calcular o valor para um novo processo químico dimensionado de acordo com os parâmetros operacionais e com as estimativas de investimentos em todas as outras etapas do empreendimento. Sendo assim, chega-se a uma estimativa que permite avaliar qual o melhor processo dentro das diversas possibilidades existentes.

A partir dos dados disponíveis dos custos dos

equipamentos envolvidos e do investimento total a ser realizado no processo pode-se então estimar o custo de purificação do biogás e compará-lo com os custos de outros combustíveis. Para isso são necessárias ferramentas matemáticas que permitam calcular o custo do biogás purificado considerando fatores como taxa de juros, depreciação e tempo de vida útil dos equipamentos.

#### Análise econômica de um processo

O desenvolvimento ou o projeto de um processo só se justifica, em termos financeiros, quando for mais atrativo que outras formas de investimento, como por exemplo, aplicações no mercado financeiro. Para realizar esta avaliação existem várias técnicas. De acordo com Samanez (2002), o método do Custo Anual Equivalente (CAE) permite encontrar o custo anual (ou mensal) que equivale ao investimento inicial. Ou seja, mostra qual é a quantia uniforme que deve ser investida a cada ano (ou mês) durante a vida útil que iguale o investimento inicial. Para calcular o valor do CAE é necessário a determinação do investimento no processo e a vida útil do projeto. A equação (21) ilustra como efetuar o cálculo do valor do CAE.

$$CAE = I_{TOTAL} \left[ \frac{(1+j)^t \cdot j}{(1+j)^t - 1} \right] \quad (21)$$

Na equação (21) as variáveis apresentadas têm o seguinte significado: CAE representa o custo anual equivalente, em R\$ ou US\$; t é a vida útil média dos equipamentos em anos e j equivale aos juros anuais praticados no mercado financeiro. O tempo de vida útil de um projeto é uma decisão voluntária, baseada na identificação do possível resultado econômico-financeiro do negócio. Mesmo que se imagine uma vida útil infinita, para fins de estudo, é necessário fixar um horizonte temporal, não muito distante, que permitirá efetuar as análises desejadas e verificar se os empreendimentos são economicamente viáveis. Normalmente, este período pode coincidir com o tempo de vida útil dos principais equipamentos a serem utilizados. Samanez (2002) apresenta para máquinas e equipamentos uma taxa de depreciação e uma vida útil estimada de 10% e 10 anos, respectivamente.

#### Material e métodos

Durante a etapa de dimensionamento dos equipamentos em escala industrial para simular uma planta de purificação de biogás, utilizaram-se as condições operacionais, os valores do tempo de

residência e as relações geométricas do modelo em escala de bancada apresentados por Frare *et al.* (2005), determinando-se assim o diâmetro e a altura da coluna de absorção e de regeneração bem como todas as outras especificações dos principais equipamentos necessários para operar o processo.

Durante a etapa de análise das estimativas de custos de uma planta para a remoção de ácido sulfídrico de biogás, foi utilizado como modelo de disposição dos equipamentos principais o diagrama apresentado na Figura 5. Nesta figura podem-se destacar as colunas de absorção, as bombas centrífugas, o depósito de biogás, o compressor de ar, o sistema de separação de partículas e os rotâmetros. Entretanto, para fins de análise dos custos, serão considerados apenas as colunas de absorção, as bombas de recalque, o compressor de ar e o sistema de separação de partículas. A Tabela 3 apresenta os principais equipamentos que foram utilizados na etapa de simulação para compor os cálculos dos custos envolvidos.

**Tabela 3.** Descrição dos equipamentos dimensionados para atender as vazões de biogás utilizadas na simulação do processo de purificação para a estimativa de custos.

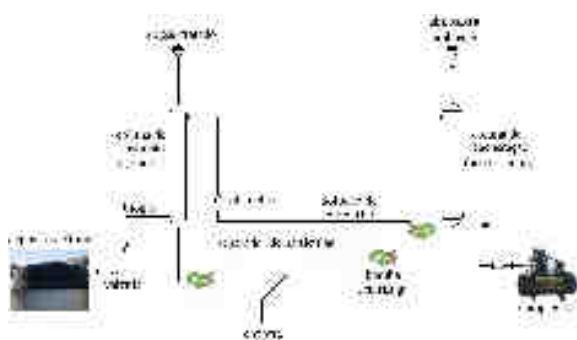
Equipamento	Principais características do equipamento	Intervalo Operacional
Coluna de absorção em aço inox	A relação entre o diâmetro (D) e a altura (H) é dada por $H=2,5.D$ ; a coluna de aço carbono corresponde ao aço SAE 1008 ou SAE 1010; as colunas possuem uma serpentina no fundo, 4 entradas/saídas, escadas, boca de visita e fundo cônico.	$0,5 < V_N < 50$ $m^3$
Coluna de regeneração em aço carbono		
Compressor	Compressor a pistão; acionamento por correa e unidade compressora em ferro fundido  Compressor tipo rotativo de parafusos, simples estágio, motor elétrico e o controle da vazão é eletro-pneumático e permite variar de 0 a 100% do valor nominal.	$10 < Q < 245$ $m^3/h$  $210 < Q < 577$ $m^3/h$
Motobombas	Rotor aberto rotor de aço inox (AISI 304L) devido à presença de partículas de enxofre; resistentes à variações de pH e motor monofásico.	$0,5 < bhp < 30$ hp
Filtro-prensa	Acionamento manual; placas tipo câmara de recesso, em poliuretano, de 400 x 400 mm; volume de extração de 3,1 L por placa; saída de filtrado pela lateral das placas; estrutura em aço carbono com pintura epóxi e pressões de filtragem de 7,0 ou 12 bar para filtros possuindo de 3 a 30 placas.	$3 < N_p < 30$

**Nota:**  $V_N$  é o volume da coluna em  $m^3$ ;  $Q$  é a vazão de ar a ser alimentada ao sistema, em  $m^3/h$ ;  $bhp$  é a potência em hp;  $Q_s$  é a vazão de solução de Fe/EDTA, em  $m^3/h$  e  $N_p$  é o número de placas de um filtro-prensa.

Para realizar a estimativa do custo final do metro cúbico do biogás purificado foi utilizada a equação (22).

$$\text{Custo do biogás} = \frac{CAE + C_{\text{operacional por ano}}}{\text{Volume de biogás tratado anualmente}} \quad (22)$$

Na equação (22) o custo do biogás, em R\$ ou US\$, refere-se ao gás tratado isento de ácido sulfídrico pronto para ser utilizado em processos de geração de energia. Esse valor representa, de acordo com Samanez (2002), o custo anual uniforme equivalente (CAE) para o processo que está sendo investigado. A variável CAE contém, além da estimativa dos custos associados aos equipamentos, também o custo associado à solução de Fe/EDTA. Ou seja, o valor do investimento a ser realizado no processo compreende o custo de todos os equipamentos e o da solução. Esse custo da solução foi obtido junto às empresas de produtos químicos e representa o volume requerido em todo o processo de purificação. A variável  $C_{\text{operacional por ano}}$  representa os custos do consumo de energia elétrica devido à operação das motobombas e do compressor. O volume de biogás tratado anualmente depende do tempo de operação da planta.



**Figura 5.** Diagrama do processo operacional utilizado para estimar os custos envolvidos na remoção de ácido sulfídrico de biogás.

## Resultados e discussão

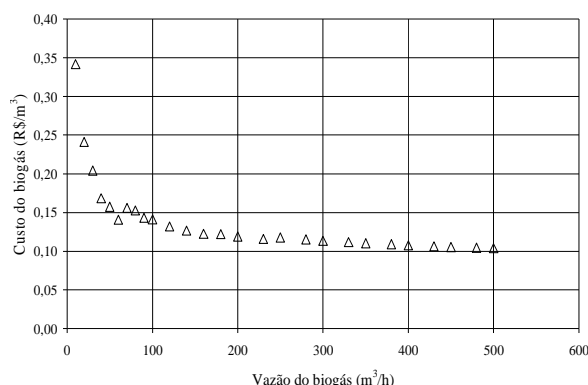
A partir dos resultados obtidos em laboratório para o sistema em escala de bancada publicados por Frare *et al.* (2005), durante a remoção do ácido sulfídrico de biogás, determinaram-se os custos, por simulação computacional, associados à implementação de um sistema para atender às reais necessidades de processos produtores de biogás em escala industrial. Neste item serão apresentados os resultados de uma análise sobre os custos associados na avaliação do desempenho do processo de purificação de biogás de acordo com critérios econômicos. Para isso, foram utilizados os modelos de estimativas de custos de Guthrie (1969), de Turton *et al.* (2003) e de correlações elaboradas a partir dos custos obtidos junto a



fornecedores de equipamentos nacionais por Frare (2006).

#### Estimativa de custos segundo as correlações propostas para guthrie

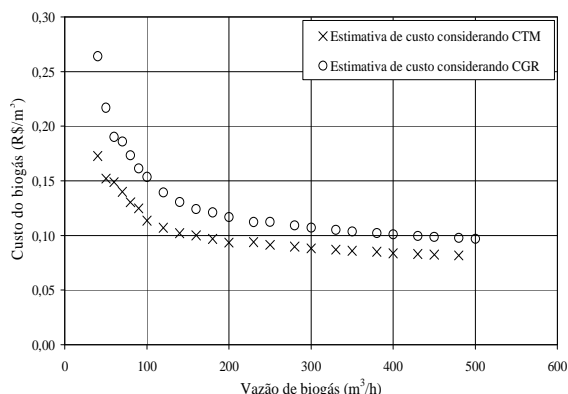
Na Figura 6 são apresentados os resultados para o custo do biogás de acordo com o investimento total considerando a estimativa do valor de compra dos equipamentos e a metodologia proposta por Perlingeiro (2005). Pode-se perceber uma tendência de estabilização do custo para vazões superiores a 200 m<sup>3</sup>/h entre 0,10 e 0,15 reais. De acordo com o que se pode observar na Figura 5, tem-se um elevado custo para o metro cúbico de biogás purificado para baixas vazões de alimentação. Isso se deve às dimensões mínimas dos equipamentos disponíveis no mercado. Portanto, mesmo para baixas vazões os equipamentos serão os mesmos dentro de um intervalo de condições operacionais. Constata-se assim que o custo de purificação do biogás para baixas vazões reflete o custo fixo do processo.



**Figura 6.** Custo do biogás purificado em função da vazão alimentada considerando os custos de compra de Guthrie (1969) e a metodologia de Perlingeiro (2005).

#### Estimativa de custos segundo as correlações propostas para turton et al.

A partir dos valores de  $C_{TM}$ ,  $C_{GR}$  e da equação (22) realizou-se uma estimativa do custo de purificação do biogás em função da vazão de alimentação que pode ser observada na Figura 7. O custo médio do biogás purificado, de acordo com os valores utilizados para compor a Figura 7 nas vazões superiores a 200 m<sup>3</sup>/h, aproxima-se de 0,1048 reais por metro cúbico. Os valores finais de ambas as estimativas levam a valores próximos para o custo do biogás purificado. Neste caso pode-se concluir que tanto uma implementação de um novo processo ou a modificação de um existente levam a custos semelhantes durante a etapa de purificação de biogás.

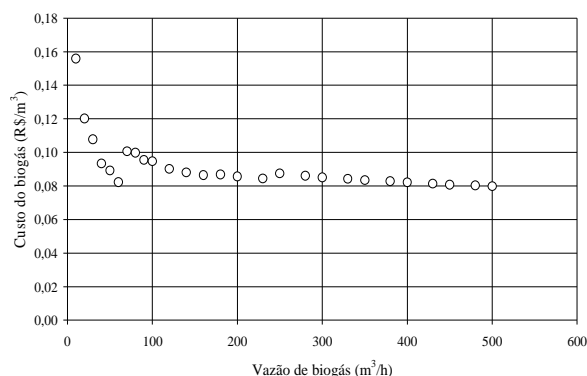


**Figura 7.** Comparação do custo do biogás purificado em função da vazão alimentada considerando o valor de investimento igual a  $C_{TM}$  ou  $C_{GR}$  de acordo com o apresentado por Turton et al. (2003).

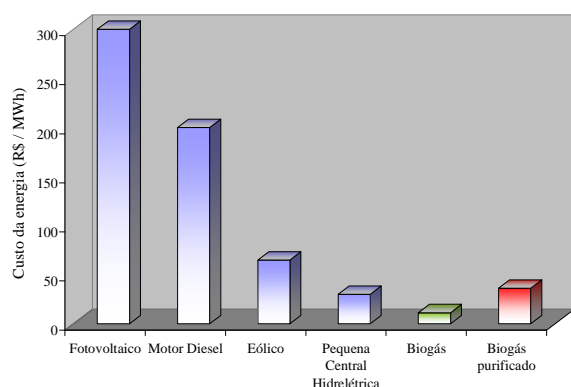
#### Estimativa de custos de acordo com correlações envolvendo equipamentos nacionais

Na Figura 8 pode-se observar uma descontinuidade dos valores próxima à vazão de 70 m<sup>3</sup>/h de biogás. Essa mudança de valores tem como princípio as dimensões dos equipamentos que integram o processo de purificação de biogás, ou seja, ocorre uma mudança nos custos devido às faixas de operação fornecidas pelos fabricante. Nem sempre os equipamentos que sucedem uma nova faixa de vazão, potência ou volume pertencem à mesma empresa. Esse mesmo fato não é observado nos outros modelos de Guthrie (1969) e Turton et al. (2003) por apresentarem faixas mais amplas de operação para os equipamentos que serviram de base para a elaboração das correlações para as estimativas de custos. De acordo com a Figura 8, para processos que necessitem de altas vazões de biogás para operar, o custo médio do gás será de, aproximadamente, 0,0834 reais por metro cúbico. A partir destes resultados com os equipamentos nacionais, pode-se realizar uma estimativa para o custo do biogás quando comparado com outros combustíveis.

Oliva (2003) apresenta, na Figura 9, algumas estimativas que envolvem os custos da geração de 1 MWh de energia a partir de fontes tais como o fotovoltaico, o motor a diesel, o eólico, a pequena central hidrelétrica e o biogás. Dessa forma, calculou-se o custo para gerar 1 MWh de energia elétrica a partir do biogás purificado. Na Figura 8 pode-se observar um aumento dos custos da energia quando comparada com o biogás sem purificação. Entretanto, essa fonte de energia alternativa continua sendo vantajosa quando comparada com as outras apresentadas.



**Figura 8.** Custo do biogás purificado em função da vazão alimentada considerando o valor de equipamentos nacionais.



**Figura 9.** Estimativas de custos na geração de energia incluindo os custos do biogás purificado nos custos para geração de energia elétrica.

## Conclusão

As metodologias apresentadas tanto por Guthrie (1969) quanto por Turton *et al.* (2003) permitem uma rápida estimativa dos custos dos equipamentos e/ou de instalação de uma nova planta de processo. Embora as correlações de Guthrie (1969) e de Turton *et al.* (2003) sejam intensivamente utilizadas em programas de otimização e de simulação de plantas industriais, o uso de correlações envolvendo equipamentos nacionais torna possível a modificação ou o projeto de um novo processo com dados mais adequados à realidade nacional.

O método do Custo Anualizado Equivalente mostrou-se adequado para a estimativa do custo do metro cúbico do biogás purificado, para tanto foram utilizados valores indicados por autores brasileiros como sendo os mais comuns nos projetos de novos processos. E, ao comparar os valores do metro cúbico do biogás sem e com purificação, notou-se um aumento médio de 221% com a incorporação da etapa de remoção de ácido sulfídrico. Embora este valor ainda seja menor do que de outros

combustíveis, esse aumento deve ser considerado durante as fases de análise de viabilidade econômica deste tipo de processo.

## Referências

- BISIO, A.; KABEL, R.L. *Scale-up of chemical processes*. New York: John Wiley and Sons, 1985.
- DOUGLAS, J.M. *Conceptual design of chemical process*. New York: McGRAW-HILL Book Company, 1988.
- FRARE, L.M. *et al.* Optimum liquid/gas ratio determination for removing  $H_2S$  from biogas using Fe/EDTA solution. In: MERCOSUR CONGRESS ON PROCESS SYSTEMS ENGINEERING, 4., 2005, Rio de Janeiro. *Proceedings...* Rio de Janeiro: ENPROMER, 2005. p. 1-7.
- FRARE, L.M. *Estudos de custos para implementar um planta para remoção de  $H_2S$  de processos de produção de biogás*. 2006. Tese (Doutorado)-Universidade Estadual de Maringá, Maringá, 2006.
- GUTHRIE, K.M. Data and techniques for preliminary capital cost estimation. *Chem. Eng.*, New York, v. 76, n. 6, p. 114-142, 1969.
- HORIKAWA, M.S. *Purificação de biogás – remoção de  $H_2S$* . 2001. Dissertação (Mestrado)-Universidade Estadual de Maringá, Maringá, 2001.
- KOHL, A.L.; RIESENFELD, F.C. *Gas purification*. 4. ed. Houston: Gulf Publishing Company, 1985.
- OLIVA, C. A. *Geração própria de energia elétrica com aproveitamento de biogás derivado da suinocultura*. 2003. Dissertação (Mestrado em Engenharia Agrícola)-Departamento de Engenharia/Universidade Estadual do Oeste do Paraná, Cascavel, 2003.
- PERLINGEIRO, C.A.G. *Engenharia de processos – análise, simulação, otimização e síntese de processos químicos*. São Paulo: Edgard Blücher, 2005.
- PETERS M.S.; TIMMERHAUS, K.D. *Plant design and economics for chemical engineers*. 4. ed. New York: McGraw-Hill Book Company, 1991.
- PRICE, E.C.; CHEREMISINOFF, P.N. *Biogas – production and utilization*. New York: Ann Arbor Science, 1995.
- SAMANEZ, C.P. *Matemática financeira – aplicações à análise de investimentos*. 3. ed. São Paulo: Prentice Hall, 2002.
- TURTON, R. *et al.* *Analysis, synthesis, and design of chemical processes*. New Jersey: Prentice Hall, 2003.
- ULRICH, G.D. *A guide to chemical engineering process design and economics*. New York: John Wiley and Sons, 1984.
- VATAVUK, W.M.; NEVERIL, R.B. Estimating costs of air-pollution control systems. Parte I: Parameters for sizing systems. *Chem. Eng.*, New York, v. 87, p. 165-168. 1980.
- WARD, T.J. Predesign estimating of plant capital costs. *Chem. Eng.*, New York, v. 91, p. 121-124, 1984.

Received on October 04, 2005.

Accepted on April 17, 2006.