



# COMPARAÇÃO ENTRE OS TRATAMENTOS POR ESGOTAMENTO E MEMBRANA PARA A ÁGUA ÁCIDA PROVENIENTE DE REFINARIA DE PETRÓLEO

## COMPARISON BETWEEN STRIPPING AND MEMBRANE TREATMENTS FOR PETROLEUM REFINERY SOUR WATER

N. L. FERREIRA<sup>1,\*</sup>, B. P. HOCHHEIM<sup>1</sup>, F. M. O. LOURENÇO<sup>1</sup>, C. F. OLIVEIRA<sup>1</sup>, A. T. L. SILVA<sup>1</sup> e T. M. SILVA<sup>1</sup>

<sup>1</sup> Centro Universitário da FEI, Departamento de Engenharia Química, São Bernardo do Campo, São Paulo, Brasil

\*Autor correspondente: Centro Universitário FEI, Departamento de Engenharia Química, Avenida Humberto de Alencar Castelo Branco, 3972, 09850-901, São Bernardo do Campo, São Paulo, Brasil, Fone: +55 11 4353-2915  
e-mail: [nlibanio@fei.edu.br](mailto:nlibanio@fei.edu.br) (N. L. FERREIRA).

### ARTICLE INFO

Article history:  
Received 2018-01-18  
Accepted 2018-02-15  
Available online 2018-12-28

#### palavras-chave

Água Ácida  
Esgotamento  
Tratamento por Membrana  
Modelagem

#### keywords

Sour Water  
Stripping  
Membrane Treatment  
Modeling

### ABSTRACT

*Petroleum refineries have a large importance in world business. Their main function is to refine crude oil, converting it to several products such as gasoline, diesel oil, LPG and fuel oil. In refinery operations, water is an important source of purification of the crude oil. However, after being used the water becomes contaminated by toxic residues that are dangerous to the environment if disposed incorrectly. Another option is purifying the water so that can be used again in other refining operation. For this alternative the contaminated water is referred as "sour water". To avoid environmental and industrial risks related to its use, the refineries seek for a solution to their problem by applying the effluent treatment. In this scenario, the industries use modeling software to evaluate the benefit to cost ratio for the treatment of sour water. Lastly, this work has the objective of evaluating and comparing alternative processes such as stripping and membrane treatment, by formulating mathematical models that are going to be simulated by software used by Chemical Engineers, called ASPEN PLUS®, and an analysis of its preliminary cost.*

### RESUMO

*As refinarias de petróleo apresentam uma grande importância no mercado mundial e tem como função realizar o refino de óleo cru extraído do solo, transformando-o em diversos subprodutos derivados tais como gasolina, querosene, GLP e óleo diesel. Para certas etapas do procedimento de refino, a água é um importante recurso na purificação desses produtos. No entanto, após sua utilização, a água contaminada por resíduos tóxicos, chamada de "água ácida" numa tradução livre do inglês sour water, necessita de tratamento para descarte no meio ambiente ou para ser reutilizada no processo de refino. Para evitar riscos ambientais e industriais relacionados à sua contaminação, as refinarias buscam solucionar esse problema, que é analisado de várias maneiras. Esse trabalho tem como objetivo avaliar e comparar duas alternativas de tratamento da água ácida: tratamento por esgotamento a vapor e separação por osmose reversa. Foi utilizado o software ASPEN PLUS® para modelagem e análise dos processos. A modelagem incluiu a caracterização da água ácida e a escolha do modelo termodinâmico adequado à representação do equilíbrio de fases e demais propriedades físico-químicas necessárias. Os resultados confirmam que o processo de tratamento da água ácida por esgotamento é o mais adequado.*

## NOMENCLATURA

$a$	capacidade ou parâmetro de tamanho para o equipamento [área ou volume]	$m^2$ ou $m^3$
$A$	permeabilidade do solvente	$m\ s^{-1}\ atm^{-1}$
$B_1, B_2$	parâmetros relacionados ao fator de Módulo Padrão, de acordo com a característica de cada equipamento	–
$C_1, C_2, C_3$	parâmetros relacionados à pressão de operação, de acordo com o tipo de equipamento	–
$C$	custo de compra	US\$
$C_{BM}$	custo de Módulo Padrão do equipamento	US\$
$C_F$	concentração do soluto na corrente de alimentação	$kmol\ m^{-3}$
$CF_b$	custo fixo anual para as bombas	US\$ ano <sup>-1</sup>
$C_{OL}$	custos de mão de obra	US\$ ano <sup>-1</sup>
$C_p^0$	custo de compra nas condições-base	US\$
$C_R$	concentração do soluto na corrente de rejeito	$kmol\ m^{-3}$
$C_{RM}$	custos de matéria prima	US\$ ano <sup>-1</sup>
$C_S$	concentração média do soluto no lado do casco	$kmol\ m^{-3}$
$C_{UT}$	custos de utilidade	US\$ ano <sup>-1</sup>
$C_{WT}$	custos de tratamento de efluentes	US\$ ano <sup>-1</sup>
$D$	diâmetro	m
$D_{2M}$	difusividade do soluto	$m^2\ s^{-1}$
$F_{BM}$	fator do custo de Módulo Padrão	–
$FCI$	Investimento de capital fixo	US\$
$F_M$	fator de material do equipamento	–
$f_q$	fator de quantidade para pratos de coluna	–
$i$	taxa SELIC baseada no ano atual	%
$I$	índice de custo	–
$K$	coeficiente de partição	–
$K_1, K_2, K_3$	parâmetros relacionados à capacidade do equipamento, de acordo com seu tipo	–
$L$	tamanho da fibra	m
$L_S$	comprimento do selo	m
$n$	período de duração do equipamento de estudo	ano
$N$	número de pratos da coluna	–
$N_{água}$	fluxo volumétrico específico de água	$m\ s^{-1}$
$P$	pressão de operação	$bar_g$
$P_F$	pressão da corrente de alimentação entrando no módulo	atm
$P_{Fb}$	pressão de trabalho da bomba	$N\ m^{-2}$
$P_p$	valor presente, igual ao custo Módulo Padrão total	US\$
$P_P$	pressão da corrente de permeado saindo do módulo	atm
$P_R$	pressão da corrente de rejeito saindo do módulo	atm
$Q_F$	vazão que passa pela bomba	$m^3\ s^{-1}$
$r_o$	raio externo da fibra	m
$r_i$	raio interno da fibra	m
$S_m$	área da superfície de fibra oca por módulo	$m^2\ módulo^{-1}$
$VA$	valor anual	US\$ ano <sup>-1</sup>
$\gamma$	constante 1	–
$\Delta P$	diferença de pressão	atm
$\mu$	viscosidade da água	$kg\ m^{-1}\ s^{-1}$
$\eta$	constante 2	–
$\eta_{bomba}$	rendimento da bomba	%
$\pi_F$	pressão osmótica da alimentação	atm
$\delta$	espessura da membrana	m

## 1. INTRODUÇÃO

A indústria de petróleo usa grandes quantidades de água em suas operações, desde a extração até suas refinarias. Uma preocupação crescente com a qualidade do efluente que é liberado no meio ambiente, bem como o gasto energético com seu tratamento, tornou a água ácida uma das principais fontes de estudo do melhoramento do processo de seu tratamento. Rica em  $H_2S$ ,  $CO_2$ ,  $NH_3$  e  $HCN$ , a água ácida possui caráter básico e é chamada de água ácida para não gerar estranheza quando

traduzida do inglês, água azeda-*sour water* (ADDINGTON *et al.*, 2011).

A água ácida é principalmente purificada usando uma coluna de esgotamento. As colunas de esgotamento usadas para esta finalidade possuem uma grande variedade de designs, o que pode influenciar no desempenho do tratamento (LEE, 2003). Uma alternativa para o tratamento da água ácida é o uso de osmose reversa, que utiliza membranas semipermeáveis.

As membranas têm ganhado um importante papel na indústria por causa de sua aplicação crescente. Sua principal característica é a habilidade de controlar a taxa de permeação das espécies químicas em seu interior. A membrana permite que um componente da mistura a atravesse, enquanto retém os outros componentes, promovendo assim a separação (BAKER, 2004).

Este trabalho tem como objetivo avaliar e comparar alternativas de processo para o tratamento de águas ácidas das refinarias de petróleo. Para isto, foi elaborado um modelo que explore as limitações do processo, levando em conta os impactos ambientais, a otimização e indicadores econômicos.

Como resultado, buscou-se a proposta de diferentes alternativas dentro do processo de tratamento da água ácida para que se obtenha uma otimização de custo e gasto energético, além de um efluente dentro dos padrões exigidos pela legislação.

## 2. METODOLOGIA

Para a caracterização da água ácida buscou-se na literatura composições de águas ácidas usualmente encontradas nas refinarias, pela falta de possibilidade de contato direto do grupo com refinarias existentes. Uma vez obtida esta composição, foi feita uma análise termodinâmica da mesma para se determinar qual o melhor método termodinâmico para representar o comportamento físico-químico da água ácida.

O processo de esgotamento é um processo de destilação e foi modelado com a utilização do software *Aspen Plus V8.4*, utilizando os modelos de destilação disponíveis do software com a configuração adequada para o trabalho.

A modelagem levou em conta o balanço energético, material e o dimensionamento dos equipamentos envolvidos na operação de esgotamento.

O modelo de módulo em fibra oca foi utilizado neste trabalho para o tratamento da água ácida por membranas. Este módulo foi escolhido, pois compõe um modelo simplificado e confiável de membrana encontrado na literatura e, dessa forma, foi integrado à interface do software *Aspen Plus*. Este modelo foi estudado por El-Halwagi; Manousiouthakis; El-Halwagi (1996).

Para o equacionamento da membrana de fibra oca a ser utilizada na osmose reversa, assumiu-se que as densidades de alimentação, do permeado e do rejeito (respectivamente, em inglês, *feed*, *permeate* e *retentate*) são as mesmas, tendo-se o seguinte balanço material global em torno do módulo e balanço material por componente do soluto.

Para a modelagem, também são utilizadas duas equações de transporte para obter-se o fluxo de água e do soluto, que seguem o modelo simplificado por Dandavati; Doshi; Gill (1975) e Evangelista (1986). Assim, o fluxo volumétrico específico de água ( $N_{\text{água}}$ ) pode ser descrito como:

$$N_{\text{água}} = A \left( \Delta P - \frac{\pi_F}{C_F} C_S \right) \gamma \quad (1)$$

Onde a constante  $\gamma$  é definida por:

$$\gamma = \frac{\eta}{1 + \frac{16 A \mu r_o L L_S \eta}{1.0133 \cdot 10^5 r_i^4}} \quad (2)$$

sendo a constante  $\eta$ :

$$\eta = \frac{\tanh \theta}{\theta} \quad (3)$$

e a constante 3, definida por:

$$\theta = \left( \frac{16 A \mu r_o}{1.0133 \cdot 10^5 r_i^2} \right)^{1/2} \frac{L}{r_i} \quad (4)$$

Ao assumir perfis de concentração e pressão lineares do lado do casco, pode-se simplificar em muitos casos a diferença de pressão ( $\Delta P$ ), dada por:

$$\Delta P \approx \frac{P_F + P_R}{2} - P_P \quad (5)$$

De forma similar:

$$C_S \approx \frac{C_F + C_R}{2} \quad (6)$$

O fluxo de soluto ( $N_{\text{soluto}}$ ) é dado por:

$$N_{\text{soluto}} = \left( \frac{D_2 M}{K \delta} \right) C_S \approx \left( \frac{D_2 M}{K \delta} \right) \left( \frac{C_F + C_R}{2} \right) \quad (7)$$

A taxa de vazão de permeado por módulo ( $q_P$ ) pode ser definida por

$$q_P = S_m N_{\text{água}} \quad (8)$$

Combinando-se as Equações 3, 5 e 8, tem-se:

$$N_{\text{água}} = A \left[ \Delta P - \frac{\pi_F}{2} \left( 1 + \frac{C_R}{C_F} \right) \right] \gamma \quad (9)$$

e

$$q_P = S_m A \left[ \Delta P - \frac{\pi_F}{2} \left( 1 + \frac{C_R}{C_F} \right) \right] \gamma \quad (10)$$

Para a concentração de soluto no permeado, esta pode ser aproximada pela taxa de fluxo de soluto sobre a taxa de fluxo de água:

$$C_P \approx \frac{N_{\text{soluto}}}{N_{\text{água}}} \quad (11)$$

Assim, tem-se que as Equações 1 a 11 caracterizam o modelo de módulo de membrana de fibra oca para osmose reversa. Para membranas altamente rejeitantes, boa parte do soluto é retida na rejeição, tendo-se o seguinte balanço material:

$$q_F C_F = (q_F - q_P) C_R \quad (12)$$

Combinando-se as Equações 10 e 12, tem-se:

$$q_F C_F = \left\{ q_F - S_m A \left[ \Delta P - \frac{\pi_F}{2} \left( 1 + \frac{C_R}{C_F} \right) \right] \gamma \right\} C_R \quad (13)$$

que também pode ser reescrita como:

$$S_m A \frac{\pi_F}{2 C_F} \gamma C_R^2 + \left[ q_F - S_m A \left( \Delta P - \frac{\pi_F}{2} \right) \gamma \right] C_R - q_F C_F = 0 \quad (14)$$

Ao reescrever a Equação 14, obteve-se uma Equação de 2º Grau. Dessa forma, o modelo pode ser facilmente resolvido ao serem conhecidos dados como a taxa de vazão volumétrica da alimentação por módulo ( $q_F$ ), a concentração do soluto na corrente de alimentação ( $C_F$ ), as pressões da corrente de alimentação e permeado ( $P_F$  e  $P_P$  geralmente atmosféricas) além dos valores das propriedades físicas da membrana. Com isso, foram obtidas as taxas de vazão volumétrica do permeado e rejeito por módulo ( $q_P$  e  $q_R$ ) e as concentrações de soluto na corrente do permeado e do rejeito ( $C_P$  e  $C_R$ ).

Para a avaliação econômica foram feitas as estimativas para os custos de capital e custo de operação para ambos os processos de tratamento estudados. Os custos de capital se referem a todo tipo de investimento inicial para a construção de uma planta industrial ou de um processo, que incluem os custos em relação à compra de equipamentos, material requerido, instalação, construção, entre outros.

Para estimar o custo de compra de equipamentos, é mais preciso consultar uma cotação de preço atual de um fornecedor adequado. Um segundo método é comparar dados de custo de equipamentos do mesmo tipo previamente adquiridos. Outra técnica precisa para esta estimativa é utilizar gráficos e equações disponíveis na literatura para vários tipos de equipamentos comuns. Em todos os casos, é necessário fazer o ajuste do custo destes equipamentos de acordo com a inflação desde a cotação (TURTON *et al.*, 2012).

Para o ajuste de preços de equipamento em função do tempo, de acordo com a inflação, existem diversos índices de custo utilizados na indústria química, sendo os mais conhecidos os índices *Marshall and Swift Equipment Cost Index* (MSECI) e o *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI).

Para a atualização dos custos de equipamento de acordo com a inflação, tem-se a seguinte equação:

$$C_2 = C_1 \left( \frac{I_2}{I_1} \right) \quad (15)$$

Um dos métodos mais utilizados para estimar a cotação de preço de um equipamento que não está disponível ou é de difícil acesso é o método do Custo de Módulo Padrão. Este método inclui os custos diretos (compra, material, mão de obra) e indiretos (frete, seguros, taxas, contingências, custos de overhead de construção, manutenção) para cada unidade, baseado em equações precisas encontradas na literatura, propostas por Turton *et al.* (2012). Para estimar o custo de um equipamento pelo método do Custo de Módulo Padrão, tem-se a seguinte equação (exceto para pratos de coluna):

$$C_{BM} = C_p^0 F_{BM} \quad (16)$$

Um equipamento que está nas condições-base (material de aço-carbono e pressão próxima a ambiente) pode ser descrito com um subscrito zero (0) ao fator do custo de Módulo Padrão ( $F_{BM}^0$ ) e custo de Módulo Padrão ( $C_{BM}^0$ ), respectivamente. Para determinar o custo de compra de um equipamento, operando em

pressão ambiente e usando o material de aço-carbono para a sua construção, tem-se a seguinte equação, válida para qualquer tipo de equipamento, segundo Turton *et al.* (2012):

$$\log_{10} C_P^0 = K_1 + K_2 \log_{10}(A) + K_3 [\log_{10}(a)]^2 \quad (17)$$

O fator de pressão ( $F_P$ ) para vasos de processo (como colunas de destilação, por exemplo), é dado pela Equação:

$$F_{P,vaso} = \frac{\frac{(P+1)D}{2[850-0,6(P+1)]^{+0,00315}}}{0,0063} \quad (18)$$

Para espessura de parede do vaso  $> 0,0063$  m. Observação: Se  $F_{P,vaso}$  for menor que 1, significa que a espessura do vaso é menor que 0,0063 m e assim pode adotar  $F_{P,vaso}=1$ . Para pressões menores que -0,5 barg,  $F_{P,vaso}=1,25$ .

Nos demais equipamentos, o fator de pressão ( $F_P$ ) segundo Turton *et al.* (2012), é dado por:

$$\log_{10} F_P = C_1 + C_2 \log_{10}(P) + C_3 [\log_{10}(P)]^2 \quad (19)$$

Para o cálculo do fator de Módulo Padrão, tem-se a seguinte equação:

$$F_{BM} = B_1 + B_2 F_M F_P \quad (20)$$

Por fim, para pratos de coluna, o custo de Módulo Padrão ( $C_{BM}$ ) é determinado de outra forma, que pode ser verificado na equação abaixo:

$$C_{BM} = C_p^{\circ} N F_{BM} f_q \quad (21)$$

Onde:

$$\begin{aligned} f_q &= 0,4771 + 0,8516 \log_{10} N - 0,3473 (\log_{10} N)^2, N < 20 \\ f_q &= 1, N \geq 20 \end{aligned} \quad (22)$$

Somando-se os custos de Módulo Padrão de cada equipamento, obtém-se o custo de Módulo Padrão total ( $C_{BM_T}$ ), dado por:

$$C_{BM_T} = \sum C_{BM} (\text{equipamentos}) \quad (23)$$

Para se obter a anualização do custo de capital, utilizou-se a seguinte relação que descreve uma combinação de equações propostas por Turton *et al.* (2012):

$$VA = P_p \left( \frac{(1+i)^n}{(1+i)^{n-1} + (1+i)^{n-2} + (1+i)^{n-3} + \dots + (1+i)^{n-19} + (1+i)^{n-20}} \right) \quad (24)$$

Além da estimativa dos custos de equipamento é necessário, para um processo na indústria química, realizar a estimativa dos custos de operação, ou custos de produção. Segundo Turton *et al.* (2012) os custos de operação estão associados às seguintes abordagens:

- custos diretos de produção ( $DMC$ );
- custos fixos de produção ( $FMC$ );
- despesas gerais ( $GE$ ).

Os custos diretos de produção ( $DMC$ ) são custos que variam conforme a taxa de produção, como por exemplo, para matérias-primas, pois no caso de queda da demanda do produto, a taxa de produção é reduzida para menos que a capacidade de projeto. Custos fixos de produção ( $FMC$ ) são custos que não dependem de mudanças na taxa de produção, como por

exemplo, impostos sobre a propriedade, seguro e depreciação, onde as taxas são constantes independente do processo estar em operação. Já despesas gerais ( $GE$ ) são custos necessários para desempenhar funções empresariais que incluem gerenciamento, vendas, financiamento e funções de pesquisa. Dessa forma o custo de operação ( $COM$ ), segundo Turton *et al.* (2012), é dado por:

$$COM = DMC + FMC + GE \quad (25)$$

Onde as equações para estimar os custos de cada abordagem são:

$$DMC = C_{RM} + C_{WT} + C_{UT} + 1,33C_{OL} + 0,069FCI + 0,03COM \quad (26)$$

$$FMC = 0,708C_{OL} + 0,068FCI + \text{depreciação} \quad (27)$$

$$GE = 0,177C_{OL} + 0,009FCI + 0,16COM \quad (28)$$

Por fim, tem-se o custo total de operação, não se considerando a depreciação ( $COM$ ):

$$COM = 0,18FCI + 2,73C_{OL} + 1,23(C_{UT} + C_{WT} + C_{RM}) \quad (29)$$

Sendo que para o presente trabalho, não foram considerados valores para  $FCI$ , pois este dado só é considerado quando está se implantando uma planta química (que não é este caso); e para  $C_{OL}$ ,  $C_{WT}$  e  $C_{RM}$ , a fim de facilitar os cálculos.

Os cálculos de custo para a membrana envolvem também os custos de equipamento, assim como os custos de operação. Diferentemente do processo de esgotamento, os cálculos para esse processo não são fáceis de serem encontrados. Por isso, optou-se por utilizar os equacionamentos de custo utilizados pelo mesmo autor (EL-HALWAGI, 2012) em que este trabalho se baseia para equacionamento do modelo de membrana.

Para o cálculo de custo do equipamento ( $C_{modulo}$ ), El-Halwagi (2012), já inclui o custo de troca das membranas por ano:

$$C_{modulo} = 2300 \times N_{modulo} \quad (30)$$

O custo fixo anual para as bombas ( $CF_b$ ) é demonstrado por:

$$CF_b = 6.5 \times [Q_F (P_{Fb} - 1.013 \times 10^5)]^{0.65} \quad (31)$$

Para os custos de operação ( $CO$ ) apenas os custos da bomba foram considerados (Equação 32), uma vez que o custo de troca das membranas já está incluso no custo fixo e a membrana não possui outros cuidados durante a operação que não seja a troca.

$$CO = \frac{Q_F P_{Fb} - 1.013 \times 10^5}{\eta_{bomba}} \times \frac{0.06 \left( \frac{\$}{kW\cdot h} \right) 8760 \left( \frac{h}{ano} \right)}{10^3 \left( \frac{W}{kW} \right)} \quad (32)$$

o rendimento da bomba que é considerado por El-Halwagi (2012) o valor de 0.7. O custo total anual ( $CTA$ ) é demonstrado na equação 33:

$$CTA = C_{módulos} + CF_{bombas} + CO \quad (33)$$

### 3. RESULTADOS

A água é o resíduo gerado em maior quantidade nas indústrias de óleo e gás em todo o mundo. Existe uma grande variedade de contaminantes encontrados na água proveniente das refinarias, como traços de óleo e graxa, sólidos em suspensão, compostos sulfurados e amônia, dentre outros. O tipo de tratamento proposto pode variar em decorrência da localização geográfica do local da extração, do local onde acontece o tratamento dessa água (em terra ou não), da presença e quantidade dos contaminantes.

A água ácida gerada em processos de refino de petróleo pode ser classificada como sendo fenólica ou não fenólica. A água não fenólica contém quase exclusivamente  $\text{NH}_3$ ,  $\text{H}_2\text{S}$  e possivelmente traços de  $\text{CO}_2$ , gerada principalmente no processo de hidrodessulfurização das frações de petróleo obtidas no processo de extração (HATCHER, 2012). No processamento de gás, o contaminante presente em maior quantidade na água ácida é o  $\text{NH}_3$ . A água utilizada em uma unidade de lavagem de gás contém, em média, 5000ppm de  $\text{NH}_3$  e 350 ppm de  $\text{CO}_2$ . Em uma refinaria, os contaminantes são usualmente  $\text{H}_2\text{S}$ ,  $\text{NH}_3$ ,  $\text{HCN}$  e fenóis.

Na ausência de contaminantes (após o tratamento), a água não fenólica pode ser tipicamente reutilizada no processo de hidrodessulfurização como água de lavagem, ou no processo de dessalinização do óleo bruto. É importante salientar que  $\text{NH}_3$  e  $\text{H}_2\text{S}$  possuem solubilidade praticamente ilimitada na água quando presentes juntos. Devido à alta volatilidade da amônia, a mesma pode sofrer protonação quando presente na fase líquida, como consequência da absorção de  $\text{H}_2\text{S}$ . Assim, é possível afirmar que a água ácida pode ser mais concentrada em  $\text{NH}_3$  e  $\text{H}_2\text{S}$  do que a solubilidade dos componentes analisados isoladamente poderia sugerir (HATCHER, 2012).

Altas concentrações de  $\text{NH}_3$  e  $\text{H}_2\text{S}$  necessitam de maior energia no processo de esgotamento, a fim de eliminar estes contaminantes da água. A concentração molar de  $\text{H}_2\text{S}$  raramente excede o valor da concentração de  $\text{NH}_3$ , e ambos os compostos tipicamente apresentam uma razão de 0,5-0,8 de concentração na água ácida. No presente trabalho, com base em dados coletados na literatura, foi considerada a composição para a água ácida mostrada na Tabela 1, considerando-a uma água não fenólica:

**Tabela 1 – Composição da Água Ácida**

Contaminante	Concentração (ppm)
$\text{H}_2\text{S}$	5000
$\text{NH}_3$	8000
$\text{CO}_2$	300

#### 3.1 Processo de esgotamento

Utilizou-se o software *ASPEN PLUS*<sup>®</sup> como interface para a simulação do estudo. Definiu-se também qual o modelo de propriedades termodinâmicas a ser seguido e na seção *Methods* optou-se pelo modelo ELECRTL. Por se tratar de uma solução eletrolítica, foram levantadas na literatura quais eram as reações envolvidas no processo e comparou-se com as reações geradas pelo programa. Estudou-se também como o modelo termodinâmico ELECRTL calcula suas constantes de equilíbrio e foram obtidos os parâmetros para cada espécie iônica formada através da base de dados do software. Para simular o processo foi proposto um modelo com uma coluna de esgotamento e um trocador de calor na corrente de alimentação.

O ELECRTL é um modelo termodinâmico que possui equações consistentes voltadas às espécies eletrolíticas. Estas equações foram desenvolvidas com base no conceito de composição local, similar às equações do modelo NRTL para sistemas não eletrolíticos. Neste modelo, levam-se em conta apenas parâmetros binários que representam interações físicas de espécies verdadeiras em sistemas únicos de eletrólitos aquosos e em sistemas de eletrólitos multicomponentes, com uma vasta série de concentrações e temperaturas (RENON; PRAUSNITZ, 1968).

A coluna de esgotamento utilizada para o tratamento da água ácida apresentada possui como princípio de funcionamento o modelo de transferência de massa, mais comumente utilizado nas operações industriais do que o cálculo utilizando o conceito de eficiência. O software *ASPEN PLUS*<sup>®</sup> leva em consideração as interações entre os componentes da água ácida e as condições de operação do equipamento para a realização dos cálculos, observando a conservação dos balanços de massa e de energia. Operações com transferência de massa compreendem a transferência seletiva dos componentes de interesse entre a água ácida e o vapor de arraste por um processo de difusão.

Para o dimensionamento da coluna de esgotamento nesse trabalho, foi escolhida uma configuração de pratos (ou bandejas). Constam de um casco cilíndrico no interior do qual existem bandejas de uma variedade de tipos: perfuradas, com campânulas, valvuladas ou tipo grelha. Sobre cada bandeja, há certa quantidade de líquido através do qual o gás de contato borbulha. Nas bandejas perfuradas, o líquido e o gás podem passar pelos mesmos furos, ou o líquido desce através de canais de descida apropriados e somente o gás passa pelas perfurações. Nas bandejas tipo grelha ambos os fluidos atravessam os mesmos espaços abertos.

A coluna de esgotamento utilizada para o tratamento da água ácida no presente trabalho possui bandejas valvuladas, as quais permitem uma maior eficiência no processo de separação, tendo em vista que bandejas valvuladas possuem uma relação entre a produção de vapor normal de operação pela mínima produção de vapor na qual a eficiência é considerada satisfatória, fator este que permite maior flexibilidade na operação da coluna (INVERNICI, 2009).

Para a modelagem inicial do processo, utilizou-se o módulo RADFRAC, um rigoroso modelo utilizado para determinar o comportamento de sistemas envolvendo equilíbrio líquido-vapor. A coluna possui um condensador parcial e um refeedor tipo termossifão, onde o líquido proveniente do estágio anterior é em parte vaporizado e reintroduzido na coluna, e o líquido em equilíbrio é retirado como produto de fundo (RICHTER, 2011).

A torre é alimentada por uma corrente contendo a água ácida ( $\text{H}_2\text{O}$ ,  $\text{NH}_3$ ,  $\text{H}_2\text{S}$  e  $\text{CO}_2$ ). A mesma passa por um trocador de calor, o qual tem a função de aquecê-la até a temperatura de 60°C, utilizando o calor da corrente de saída da torre de esgotamento. A pressão de operação da coluna, bem como as pressões das correntes, possui o valor em torno de 1 bar.

No fluxograma da operação de esgotamento, Figura 1, é possível visualizar a corrente de alimentação à temperatura ambiente (INICIAL), a corrente de alimentação após a passagem pelo trocador de calor (ALIM), a corrente de fundo chamada de água tratada (LIQ) e a corrente de topo chamada de

gás ácido, contendo as substâncias removidas da água ácida (VAP).

O dimensionamento da coluna de esgotamento foi realizado pelo software Aspen Plus, visando às condições necessárias para a separação dos compostos. A tabela 2 mostra os valores referentes ao dimensionamento da coluna calculados pelo software.

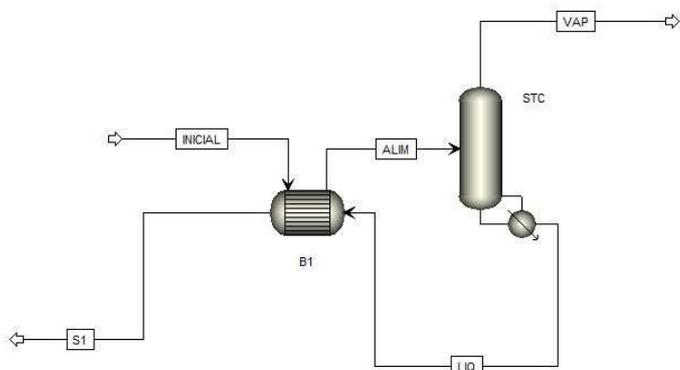


Figura 1 - Fluxograma do processo de esgotamento

Tabela 2 – Dimensões da Coluna de Esgotamento

Parâmetros	
Espaçamento entre as bandejas (m)	0,450
Número de passes	1,000
Fator de inundação	0,800
Perda de carga por seção (bar)	0,060
Diâmetro (m)	3,500
Área de escoamento/Área da coluna	0,100
Velocidade de escoamento (m/s)	0,050
Comprimento do percurso do fluxo (m)	2,410
Largura do percurso do escoamento (m)	0,548
Comprimento do vertedouro (m)	2,550

Foi realizada uma análise de sensibilidade na coluna de esgotamento, com o objetivo de verificar a influência da pressão de operação da coluna no processo de separação dos contaminantes, e assim poder definir a pressão de operação da coluna. Os resultados da análise mostram que a baixas pressões há uma melhor separação dos contaminantes, assim definiu-se a pressão de operação da coluna de 1.05 bar.

A razão de refluxo, usualmente, é escolhida de maneira arbitrária como condição de projeto. Entretanto, seu valor determina a viabilidade do projeto, uma vez que possibilita o cálculo do mínimo de bandejas teóricas para realizar a operação especificada (GOMIDE, 1988). Esse valor é chamado refluxo total, quando a vazão do produto de fundo é muito maior do que a vazão do produto de topo da coluna de esgotamento. Sendo assim, é necessária a escolha de uma razão de refluxo que esteja entre os valores mínimo e total, o que possibilita condição econômica de trabalho, além de uma separação eficiente e dentro da faixa de valores especificados. Para o presente trabalho, foram realizadas várias simulações alterando esse parâmetro, e a melhor condição foi obtida utilizando razão de refluxo igual a 3. Melhores condições de separação podem ser verificadas, utilizando razões de refluxo menores; porém essa situação não teria aplicabilidade, visto que a quantidade de líquido nos pratos abaixo da alimentação era insuficiente para a transferência de massa.

Após o aquecimento, a corrente é finalmente introduzida à coluna. A alimentação compreende os dados mostrados na

tabela 3

Tabela 3 - Dados de alimentação da torre da unidade de tratamento de águas ácidas.

Parâmetros		
Alimentação água ácida	Temperatura (°C)	60,3
	Vazão mássica (kg/h)	135000
	Pressão (atm)	1,05
	<b>Composição (ppm)</b>	
	NH <sub>3</sub>	8000
Especificações coluna	H <sub>2</sub> S	5000
	CO <sub>2</sub>	300
	Total de estágios	10
	Estágio de alimentação	2
	Razão de refluxo	3
	Razão do refeedor	0,3
	Tipo de refeedor	Termossifão

Outro parâmetro importante para o projeto da coluna de esgotamento é a razão de refluxo do refeedor, similar à razão de refluxo que é dada para a saída no topo da coluna. A razão de refluxo do refeedor é definida como a razão entre a vazão de líquido do último para o penúltimo estágio e a vazão de fundo da torre. Quanto maior a razão de refluxo do refeedor, maior é a carga térmica necessária no refeedor, por isso comumente opera-se com valores compreendidos entre 0,1 e 0,3, em base molar (SILVA, et al., 2014).

Foram realizadas simulações modificando a configuração para uma coluna de enchimento. As torres de recheio causam menor perda de carga do que as colunas de bandeja, o que as tornam particularmente adaptáveis nas operações às quais são aplicadas. Entretanto, colunas de enchimento podem provocar um inconveniente denominado escoamento preferencial junto à parede do equipamento, onde o recheio é mais aberto. Por essa razão, deve-se redistribuir o líquido com frequência no interior da coluna. Esse fenômeno ocorre usualmente em colunas com diâmetros acima de 1,50m (GOMIDE, 1988).

De acordo com as condições estabelecidas para a realização da simulação do processo de esgotamento, foram obtidos os seguintes resultados apresentados na tabela 4, que contemplam os valores dos compostos em cada corrente após a passagem pela coluna.

Na corrente de água tratada, os valores das concentrações de NH<sub>3</sub>, H<sub>2</sub>S e CO<sub>2</sub> foram 6.13, 0.01 e 0.001 ppm, respectivamente. Usualmente, em um processo industrial, a quantidade obtida para esses compostos em um processo de tratamento por esgotamento compreende valores de cerca de 5 a 20 ppm de NH<sub>3</sub>, e traços de H<sub>2</sub>S e CO<sub>2</sub> (VANELLI, 2004). Esses valores podem sofrer alteração devido a diversos fatores, dentre eles a temperatura da corrente de alimentação e a razão de refluxo empregada na coluna de esgotamento, variáveis que foram alteradas buscando a aplicação da condição de trabalho que apresentasse os resultados mais satisfatórios e que fossem condizentes com o apresentado na literatura.

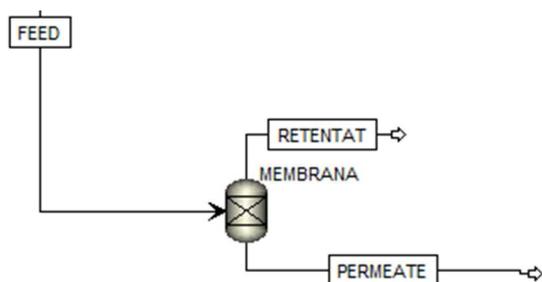
Esses resultados representam uma % Retirada de NH<sub>3</sub>, H<sub>2</sub>S e CO<sub>2</sub> de 99,92%, 100% e 100%, respectivamente. Como era esperado o NH<sub>3</sub> é o contaminante crítico e não pode ser removido completamente da corrente tratada, porém pode-se concluir que há uma separação muito eficiente uma vez que sua % retirada é próxima de 100%. A recuperação de água nessa simulação foi de 96%, mostrado na Tabela 4

**Tabela 4 - Dados obtidos após a passagem da água ácida pela coluna de esgotamento.**

Parâmetros	ALIM	INICIAL	LIQ	S1	VAP
Temperatura (°C)	60.30	25.00	102.10	65.30	94.60
Pressão (bar)	1.05	1.05	1.09	1.09	1.05
Fluxo Molar (kmol/h)	7477	7477	7102	7102	376
Fluxo de Massa (kg/h)	135000	135000	127944	127944	7056
Fluxo Volumétrico (m <sup>3</sup> /h)	139	137	134	131	10883
Entalpia (Gcal/h)	-502.08	-506.80	-475.28	-480.00	-17.60
Concentração em Massa (mg/L)					
COMPONENTE	ALIM	INICIAL	LIQ	S1	VAP
NH3	5151.68	5187.75	6.13	6.14	98.12
H2S	26.89	7.62	0.01	0.00	61.38
CO2	0.48	0.04	< 0.001	< 0.001	3.68
H3O+	< 0.001	< 0.001	< 0.001	< 0.001	-
NH4+	2653.53	2720.74	1.35	1.53	-
NH2COO-	89.25	149.05	< 0.001	< 0.001	-
HS-	4633.31	4722.75	0.24	0.25	-
HCO3-	282.93	172.55	< 0.001	< 0.001	-
OH-	1.13	1.05	1.15	1.31	-
S--	0.13	0.05	< 0.001	< 0.001	-
CO3--	24.70	80.04	< 0.001	< 0.001	-

### 3.2 Simulação para o processo de membrana

Para o processo de tratamento por membrana o software não apresenta modelos prontos. Sendo assim, foi utilizada a ferramenta *Calculator*, e com o auxílio do Excel foi criado um modelo para o tratamento por membrana e deste modo tornou-se possível simular e avaliar os resultados. O modelo proposto para a membrana foi retirado a partir de modelos disponíveis na literatura. O fluxograma no software é mostrado na figura 2.



**Figura 2 – Fluxograma da membrana utilizada para o tratamento da água ácida**

A membrana utilizada para o processo é constituída de acetato de celulose, com grau de acetilação de 39,7% (m.m). Esse material foi escolhido devido a sua alta afinidade com a água, bem como ao fato de ter alta empregabilidade em membranas de osmose reversa comerciais, por ser um material termoplástico, com boa resistência ao impacto e transparência. Os dados considerados para a membrana utilizada no presente trabalho podem ser verificados na tabela 5.

Foram testadas diferentes configurações visando à obtenção da maior fração de água tratada na corrente de permeado. Também, foram realizadas análises de sensibilidade no software Aspen Plus com o objetivo de verificar a influência de determinadas variáveis tanto na recuperação de água na

corrente de permeado quanto na concentração do componente crítico (NH<sub>3</sub>) no permeado. As análises foram realizadas para uma membrana isolada (excluindo associações em série ou paralelo), onde foi possível verificar a aplicabilidade das configurações para as associações.

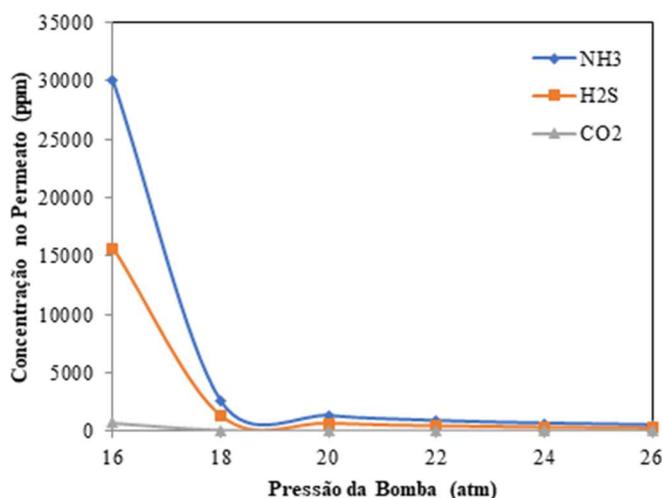
**Tabela 5 - Propriedades da membrana**

Parâmetro	Valor
Diâmetro externo (µm)	85
Diâmetro interno (µm)	43
Comprimento da fibra (m)	2
Permeabilidade da água (L/h.m)	2,7216
Espessura (µm)	28
Área superficial da fibra (m <sup>2</sup> )	120

Para uma configuração sem reciclo, foi analisado o comportamento do sistema variando-se a pressão da corrente de alimentação da membrana, fornecida pela bomba. A membrana de osmose reversa escolhida tem como limite o valor de 70 atm para sua operação de purificação. Assim, foi possível constatar que maiores vazões de água na corrente de permeado são obtidas quando a corrente de alimentação atinge maiores valores de pressão. Isso se deve ao fato de que o mecanismo de transporte de massa na osmose reversa é favorecido pela maior diferença de pressão possível em relação à pressão osmótica do sistema. De maneira análoga à análise da vazão de água no permeado e sua influência na concentração de poluentes tende à diminuição em pressões mais elevadas, visto que a diferença entre a pressão osmótica e a pressão aplicada ao sistema favorece a passagem do solvente ao lado menos concentrado, o que retém os poluentes na membrana e promove a purificação da água. Verifica-se esse comportamento na figura 3.

Fixando o valor da pressão de operação, variou-se o número de módulos que compõem um conjunto de membranas utilizadas para o tratamento da água ácida. A recuperação da água ácida no tratamento de membranas possui um valor muito

baixo, de modo que seria necessária uma quantidade significativa de módulos para promover o tratamento da água ácida em questão. A capacidade de processamento de um módulo é fator limitante à eficácia do processo, o que justifica a sua não aplicabilidade no setor industrial para esse fim.



**Figura 3 – Influência da pressão da alimentação na concentração dos poluentes no permeado**

Com o objetivo de otimizar o processo estudaram-se as diferentes configurações para o tratamento da água ácida por membrana. A fim de facilitar a compreensão dos dados obtidos das diferentes configurações, criou-se a Tabela 6:

Pode-se observar que os valores obtidos para as configurações com apenas 4 módulos (Série com e sem reciclo e Paralelo sem reciclo), a vazão de água tratada é de aproximadamente 1,0 kg/h, valor insignificante quando comparado com os 135.000 kg/h de água contaminada

**Tabela 7 - Características dos equipamentos que compõem a coluna de esgotamento do processo.**

Equipamentos*	Tipo	Área (m <sup>2</sup> )	Diâmetro (m)	Altura (m)	Qtde de Pratos	Potência (kW)	Pressão (barg)
Torre	-	-	3,5	2,41	-	-	0,096
Pratos	Válvula	-	-	-	8	-	-
Refervedor	Casco-Tubos, tubo em U	228	-	-	-	-	4,11
Condensador 1	Casco-Tubos, tubo fixo	355	-	-	-	-	4
Condensador 2	Casco-Tubos, tubo fixo	355	-	-	-	-	4
Condensador 3	Casco-Tubos, tubo fixo	355	-	-	-	-	4
Condensador 4	Casco-Tubos, tubo fixo	355	-	-	-	-	4
Trocador de Calor	Casco-Tubos, tubo fixo	256	-	-	-	-	0,096
Bomba B2	Centrífuga	-	-	-	-	7,4	0,95
Bomba B3	Centrífuga	-	-	-	-	1,2	0,89
Bomba B4	Centrífuga	-	-	-	-	7	0,95

\*Todos os equipamentos são de aço-carbono

No cálculo do custo total utilizaram-se os índices de custos para correção, de acordo com a inflação, através da equação 15. Tendo como referência o livro do Turton *et al.* (2012), utilizou-se o índice de tempo-base do ano de 2001 ( $I_{2001} = 394$ ), desejando-se o custo para o ano de 2015 ( $I_{2015} = 557$ ), sendo estes valores apresentados na Tabela 7 os mais próximos das condições atuais. Em seguida, foi feita uma anualização do custo utilizando-se a taxa SELIC atual de 0,115, para um tempo de duração do equipamento de 20 anos. E assim, obteve-se o custo anual do equipamento no valor de US\$191.210,00/ano.

alimentados no sistema. A fim de se obter maiores valores de recuperação de água, optou-se por fazer a simulação do conjunto paralelo com reciclo com 120 módulos em paralelo e deste modo houve um aumento na vazão de água tratada em 40 vezes, porém ainda assim este valor representa uma recuperação de água de 0,03%, um valor inexpressivo.

**Tabela 6 – Resultados das diferentes configurações na corrente de permeado.**

Configuração da Membrana	Concentração de NH <sub>3</sub> (ppm)	Vazão de água (kg/h)
Série sem reciclo	64,5	1,06
Série com reciclo	48,5	1,39
Paralelo sem reciclo	76	1,40
Paralelo com reciclo	77	41,80

Quando se verificam as concentrações do componente crítico na corrente de permeado, é possível observar que para todas as configurações os valores de NH<sub>3</sub> encontrados são superiores ao que se é esperado de 5 a 20 ppm (VANELLI, 2004), o que torna a utilização deste processo de tratamento para água ácida inviável.

### 3.3 Custos

Para o processo de esgotamento, têm-se os seguintes equipamentos e suas características, apresentados na tabela 6. Estes dados foram retirados dos *softwares Aspen Plus* versão 8.4 e *Aspen Exchanger Design and Rating* versão 8.8. Com estes dados, obtiveram-se os custos de capital para os equipamentos utilizados no processo de esgotamento, apresentados na tabela 7.

Para o custo de operação, consideraram-se os custos de utilidade retirados do *software ASPEN PLUS*® versão 8.8 e convertidos para uma base anual, que seguem na tabela 9. Assim, considerando a equação 29 e a soma dos preços de utilidades, tem-se que os custos de operação são de US\$ 8.560.182,00/ano. Por fim, somando-se os custos de capital e de operação, tem-se que os custos totais do processo por esgotamento são de US\$8.751.392,00/ano.

Os custos para o tratamento por membrana foram calculados para uma vazão de 0.03796 m<sup>3</sup>/s, uma pressão de  $7 \times 10^6$  N/m<sup>2</sup> e para 120 módulos em paralelo, utilizando as

equações 22, 23, 24 e 25. No cálculo do custo total utilizaram-se os índices de custos para correção, de acordo com a inflação, através da equação 15. Tendo como referência o livro do Turton *et al.* (2012), utilizou-se o índice de tempo-base do ano de 1996 ( $I_{1996} = 382$ ), desejando-se o custo para o ano de 2015 ( $I_{2015} = 557$ ), sendo estes valores apresentados na Tabela 10 os mais próximos das condições atuais.

Fazendo-se a avaliação econômica preliminar para os processos de Esgotamento e por Membrana, tem-se o custo unitário de cada um deles, por quilogramas de água tratada, apresentados na tabela 11:

**Tabela 8- Custos de capital obtidos pelo Método do Custo de Módulo Padrão**

Custos de Capital	
Equipamentos	Preços US\$
Torre	77.818,00
Pratos	106.302,00
Trocador de Calor	114.712,00
Refervedor - torre	163.080,00
Condensadores – torre (4x)	542.163,00
Bombas (3x)	38.710,00
<b>Custo Total</b>	<b>1.474.192,00</b>

**Tabela 9- Custos de utilidades obtidos pelo software ASPEN PLUS® versão 8.8.**

Utilidades	Preços (US\$/ano)
Eletricidade	62.362,00
Água de Resfriamento	288.356,00
Vapor a 100 psi	6.608.779,00
<b>Soma Utilidades</b>	<b>6.959.497,00</b>

**Tabela 10 - Custos para o tratamento por membrana**

Custo fixo anual (US\$/ano)	Valor
Módulos de membrana <sup>+</sup>	276.000,00
Bombas	6.877,62
Operação das bombas	196.630,45
Total Anual	479.508,07
<b>Total Anual no ano de 2015</b>	<b>699.178,00</b>

<sup>+</sup>incluindo as trocas de membrana

**Tabela 11 - Resultados para avaliação preliminar econômica dos processos de Esgotamento e por Membrana**

Processo	Esgotamento	Membrana
Custo Total Anual (US\$/ano)	8.751.392	699.178
Custo Unitário <sup>&amp;</sup> (US\$/kg)	0.00078	1.91

<sup>&</sup>kg de água tratada

## 4. CONCLUSÕES

O presente trabalho teve como objetivo explorar alternativas de tratamento para a água ácida gerada em diversas etapas do processo de refino do petróleo, levando em consideração o problema gerado pelo fato da água ácida apresentar substâncias indesejáveis em sua composição, o que impossibilita seu reaproveitamento dentro da unidade de refino, fazendo com que seja necessário um consumo constante desse recurso natural.

Para o processo de esgotamento, foram realizadas análises de sensibilidade com o objetivo de definir as condições de operação que propiciavam a melhor separação possível dos componentes indesejados da água ácida. Assim, determinou-se a utilização de parâmetros como pressão de operação da coluna, razão de refluxo do topo e do refeedor. O processo de

esgotamento permitiu que fosse atingida uma concentração final do componente crítico ( $\text{NH}_3$ ) na corrente de permeato igual a 6,13 ppm, valor este que se encontra dentro da especificação recomendada (VANELLI, 2004). Com relação à recuperação de água tratada, esse processo forneceu altos índices de recuperação (96 %), sendo obtida uma vazão mássica de 127944 kg/h na corrente de permeato.

No processo de separação por membrana também foram realizadas análises de sensibilidade variando parâmetros como a pressão da corrente de alimentação, número de módulos que compõem o conjunto de membranas e utilização de reciclo. Além disso, foram realizadas diversas simulações com o intuito de definir o tipo de associação de membranas que poderia promover a melhor separação dos poluentes e também a maior recuperação de água tratada. O processo utilizando membranas para o tratamento da água ácida não apresenta uma única possibilidade de configuração. Todavia, o valor obtido para a concentração de  $\text{NH}_3$  na corrente de água tratada ultrapassa o indicado na literatura (77 ppm) e a vazão de água na corrente de permeato atingiu valores de aproximadamente 41,8 kg/h.

Analisando os resultados obtidos em ambas as simulações, o processo de esgotamento torna-se mais viável do ponto de vista de eficiência, por apresentar maiores vazões de água tratada com uma menor concentração de poluentes em sua totalidade, além de apresentar uma configuração menos complexa de operação. Enquanto que para o tratamento por membrana seria mais viável utilizar sistemas em paralelos associados com sistemas em série (para cada corrente de retentato) para se obter uma quantidade maior de água tratada com menor quantidade de poluentes.

Foram realizados os cálculos dos custos totais de ambos os processos de tratamento da água ácida. O processo de esgotamento apresentou um custo anual de US\$ 8.751.392. Nesse valor estão englobados os custos de capital (todos os equipamentos que constituem a coluna), bem como os custos das utilidades necessárias para o tratamento da água ácida (eletricidade, água de resfriamento e vapor).

O processo por membrana possui um custo anual de US\$ 699.178, valor constituído pelo custo de manutenção e limpeza das membranas e o custo de operação das bombas utilizadas para pressurizar a corrente de alimentação, levando em consideração a associação de 4 conjuntos em paralelo, cada uma contendo 30 módulos, totalizando 120 módulos, os quais foram tem como base na membrana de fibra oca ZW1000 da GE com 1000 módulos e capacidade de processar 4,6 m<sup>3</sup>/h de água contaminada (GENERAL ELECTRIC POWER, 2017).

Sob o aspecto econômico, com os resultados de custo unitário por quilogramas de água tratada para ambos os processos, o processo por esgotamento torna-se mais atrativo se comparado ao processo por membranas quando são comparados os valores do custo por quilograma de água tratada (US\$ 0.00078 para o esgotamento, e US\$1.91 para as membranas). Apesar de resultar em um custo total inferior, o processo por membranas não promove a separação adequada dos componentes indesejados, sendo necessária a associação de um conjunto maior de membranas para que seja obtida a corrente de água tratada dentro da especificação, o que elevaria os custos já calculados.

Com base nos dados obtidos durante a execução do presente trabalho, é possível concluir que o processo de

tratamento por esgotamento é a escolha mais adequada para tal finalidade, o que justifica sua larga aplicabilidade na indústria, bem como a rara aplicação de membranas para o tratamento da água ácida. Devido à complexidade do sistema e da necessidade de promover associações de conjuntos de membranas com muitos módulos e a utilização de reciclo, tal processo não é utilizado de modo prático. O processo de esgotamento é muito bem definido na literatura e pode ser utilizado com maior acuracidade.

Como sugestões futuras que não foram possíveis de serem realizadas devido ao tempo escasso, o trabalho propõe a utilização de outros modelos de definição para o processo de membranas, bem como a busca por materiais que permitam maior permeabilidade da água a ser tratada. Além disso, o trabalho propõe o estudo de membranas para diferentes processos que a utilizem, o estudo de sua geometria (membranas tubulares e em espiral, por exemplo) para observar seu comportamento operando em osmose reversa no tratamento de águas ácidas e verificar a forma como estas membranas podem ser dispostas (membranas em série e/ou paralelo) nesse tratamento.

## AGRADECIMENTOS

Ao Centro Universitário FEI pelo suporte ao desenvolvimento do trabalho

## REFERÊNCIAS

- ADDINGTON, L.; FITZ, C.; LUNSFORD, K.; LYDDON, L.; SIWEK, M. **Sour water: where it comes from and how to handle it**. In: GPA Europe Annual Conference, Praga, 21-23 September 2011.
- SILVA, I. S.; ALENCAR, J. R. B.; DANIELSKI, L. **Influência de variáveis de processo na simulação de unidades de águas ácidas de refinaria**. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA QUÍMICA – (COBEQ), 10., 2014, Florianópolis. Anais eletrônicos... Florianópolis: COBEQ, 2014.
- BAKER, R.W. **Membrane technology and applications**. 2. ed. California: Wiley, 2004.
- DANDAVATI, M. S.; DOSHI, M. R.; GILL, W. N. Hollow fiber reverse osmosis experiments and analysis of radial flow systems. **Chem. Eng. Sci.** 30(8), 877-866, 1975.
- EL-HALWAGI, A.M.; MANOUSIOUTHAKIS V.; EL-HALWAGI, M.M. Analysis and simulation of hollow fiber reverse osmosis modules, **Sep. Sci. Tech.** 31(18), 2505-2529, 1996.
- EI-HALWAGI, M.M. **Sustainable Design Through Process Integration: Fundamentals and Applications to Industrial Pollution Prevention, Resource Conservation, and Profitability Enhancement**. Butterworth-Heinemann. United States of America. 2012
- EVANGELISTA, F. Improved graphical analytical method for the design of reverse osmosis desalination plants, **Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.** 25(2), 366-375, 1986.
- GOMIDE, R. **Operações unitárias**. São Paulo: Edição do Autor, 1988.
- HATCHER, N.; WEILAND, R. Reliable design of sour water strippers. **Digital Refinery: Process, Operations and Maintenance**, Q3, 1-9, 2012.
- INVERNICI, P. L. **Avaliação da eficiência de pratos valvulados de dois passes com downcomer de uma coluna de destilação industrial**. 2009, 219 f. Dissertação (Grau de Mestre em Engenharia Química). Universidade Federal do Rio Grande do Sul, 2009.
- LEE, D.; LEE, J-M.; LEE, S-Y.; LEE, I-B. Dynamic Simulation of the sour water stripping process and modified structure for effective pressure control. **Chemical Engineering Research and Design** 80(2), 167-177, 2002.
- RICHTER, A.F. **Comparativo de Simulações Estacionárias de Colunas de Destilação**, 2011, 36 f. TCC (Graduação em Engenharia Química) – Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Rio Grande do Sul, 2011
- TURTON, R.; BAILIE, R.C.; WHITING, W.B.; SHAEIWITZ, J.A; BHATTACHARYYA, D. **Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Process**. 4th Edition, Prentice Hall, United States of America, maio, 2012.
- VANELLI, C. **Conservação de água em refinaria de petróleo – O caso REVAP**. 2004. 135 f. Dissertação (Pós-Graduação em Engenharia Química) – Universidade Federal de Itajubá, Itajubá, 2004