



Universidade Federal do Rio de Janeiro
Escola de Química



Dessulfatação da Água do Mar para Injeção em Poços de Petróleo em Plataformas *Off Shore*

Eduardo Angelo de Souza

Raquel Costa Bittencourt

Roberta dos Santos Peixoto

Projeto Final de Curso

Orientadores:

Professor Ladimir José de Carvalho, D. Sc.

Professora Flávia Chaves Alves, D. Sc.

Agosto de 2010

Dessulfatação da Água do Mar para Injeção em Poços de Petróleo em Plataformas *Off Shore*

Eduardo Angelo de Souza

Raquel Costa Bittencourt

Roberta dos Santos Peixoto

Projeto de Final de Curso submetido ao Corpo Docente da Escola de Química, como parte dos requisitos necessários para a obtenção do grau de Engenheiro Químico.

Aprovado por:

Cristiane São Bento Gonzaga, Engenheira Química
(ChemTech)

Marcus Vinícius Alves Rodrigues, Engenheiro Químico
(IESA Óleo e Gás)

Leila Yone Reznik, D. Sc.
(EQ – UFRJ)

Orientado por:

Ladimir José de Carvalho, D. Sc.
(EQ-UFRJ)

Flávia Chaves Alves, D. Sc.
(EQ-UFRJ)

Rio de Janeiro, RJ – Brasil

Agosto de 2010

de Souza, Eduardo Angelo; Bittencourt, Raquel Costa; Peixoto, Roberta dos Santos.

Dessulfatação da água do mar para injeção em poços de Petróleo em plataformas Off Shore / de Souza, Eduardo Angelo; Bittencourt, Raquel Costa; Peixoto, Roberta dos Santos. Rio de Janeiro: UFRJ / EQ, 2010.

(Monografia) – Universidade Federal do Rio de Janeiro, Escola de Química, 2010.
Orientador: Ladimir José de Carvalho e Flávia Chaves Alves.

“Não deixe que a saudade sufoque, que a rotina acomode, que o medo impeça de tentar. Desconfie do destino e acredite em você. Gaste mais horas realizando que sonhando, fazendo que planejando, vivendo que esperando, porque, embora quem quase morre esteja vivo, quem quase vive já morreu.”

Luís Fernando Veríssimo.

AGRADECIMENTOS

Aos nossos amores que também são nossos amigos e companheiros pelo amor, paciência, parceria, dedicação. Somos eternamente gratos por vocês terem entrado em nossas vidas.

Às nossas famílias por seu amor apoio e dedicação ao longo de todos esses anos de faculdade, por estarem sempre presentes e nos proporcionarem tudo para que conseguíssemos chegar até aqui.

Aos nossos amigos pelo apoio nas horas difíceis, pelos papos, pelos chopes, pelos choros.

Ao nosso orientador Ladimir José de Carvalho que nos recebeu de braços abertos.

A nossa co-orientadora Flávia Chaves Alves, que nos acolheu e deu todo suporte e orientação no capítulo econômico.

Ao Engenheiro Dobel Macedo, que com sua experiência e dedicação nos deu apoio para a realização desse Projeto.

A Márcia Valladão da Seção de Ensino da Escola de Química pela dedicação e presteza.

E principalmente a Deus, por nos abençoar e nos dar força para seguir em frente.

*Muito Obrigado!
Eduardo, Raquel e Roberta.*

Resumo do Projeto Final apresentado à Escola de Química como parte dos requisitos necessários para obtenção do grau de Engenheiro Químico.

Dessulfatação da água do mar para injeção em poços de Petróleo em plataformas *Off Shore*

Eduardo Angelo de Souza

Raquel Costa Bittencourt

Roberta dos Santos Peixoto

Agosto de 2010

Orientadores: Ladimir José de Carvalho, D. Sc.

Flávia Chaves Alves, D. Sc.

A dessulfatação da água do mar para injeção em poços de petróleo se faz necessária, pois reduz os riscos de formação de incrustação nas tubulações que causam danos que podem gerar prejuízos e até mesmo uma parada na produção. Essas incrustações são formadas a partir da mistura da água do mar com a água conata que formam precipitados, principalmente de sulfato de bário e estrôncio. Por isso, a unidade de remoção de sulfatos é instalada na plataforma com o objetivo de tratar a água do mar antes da injeção, onde a tecnologia das membranas de nanofiltração tem sido implementada com sucesso em diversos campos *offshore*. Foi feito, então, um estudo técnico e econômico sobre a Unidade de Remoção de Sulfato, com o objetivo de um melhor entendimento a respeito de todas as etapas envolvidas no processo, sendo enfatizada a etapa da dessulfatação e os possíveis arranjos levando em consideração a posição da desaeradora em relação à dessulfatadora. Quanto aos aspectos econômicos, foram feitas estimativas de custos de investimento e operacional, além de uma abordagem sobre possíveis impactos econômicos quando se utilizam diferentes arranjos da desaeradora.

Índice

Capítulo I – Introdução.....	1
Capítulo II - Fundamentação Teórica.....	3
II.1. Caracterização das Águas	3
II.2. Formação de Incrustações.....	4
II.3. Características Físico-Químicas do Sulfato de Bário	5
II. 4. Métodos de controle e prevenção às incrustações	7
II. 5. Processos de Separação por Membranas	9
II. 6. Particularidades das Membranas de Nanofiltração.....	11
II.7. Importância da Unidade de Remoção de Sulfato (URS)	13
II.8 – Importância da Injeção de Água do Mar em Poços de Petróleo.....	15
Capítulo III – A Unidade de remoção de sulfato (URS)	17
III. 1. Filtragem grosseira	20
III. 2. Dosagem química	20
III. 2.1. Dosagem de Anti-Incrustante	21
III. 2.2 Dosagem de Biocida.....	21
III. 2.3 Dosagem de Hipoclorito de Sódio.....	21
III. 2.4. Sistema de Dosagem de Bissulfito de Sódio	22
III. 2.5. Dosagem de Antiespumantes	23
III. 3. Filtragem fina	24
III. 3.1. Bombas de Alta Pressão	24
III. 3.2. Filtros Cartuchos	24
III. 4. Dessulfatação por nanofiltração	25
III. 4.1 Funcionamento das membranas de nanofiltração:.....	26
III. 4.2 Descrição da etapa de dessulfatação.....	28

III. 4.3 Sistema Clean in place – Limpeza das membranas.....	30
III. 5. Remoção de Oxigênio dissolvido.....	31
III. 5.1 Torre de Stripping de gás natural	32
III. 5.2 Torre de desaeração à vácuo.....	33
III. 5.3 Adição de sequestrante de oxigênio - Bissulfito de sódio.....	34
Capítulo IV - Estudo comparativo dos Arranjos possíveis entre as etapas de desaeração e dessulfatação.....	35
IV.1 Desaeradora à montante da dessulfatadora	36
IV. 2 Desaeradora à jusante da dessulfatadora.....	37
Capítulo V – Aspectos econômicos relacionados à unidade de remoção de sulfato (URS).....	39
V.1 – Estimativa do ISBL de uma URS	40
V.2 – Estimativa do custo operacional de uma URS.....	47
V.3 – Impacto da posição da desaeradora no custo da URS	48
Capítulo VI - Conclusões	52
Capítulo VII - Referências Bibliográficas	54

Índice de Figuras

Figura II.1: Principais sais presentes na água do mar	03
Figura II.2: Incrustação em uma tubulação.....	04
Figura II.3: Foto de cristais de sulfato de bário retirada com microscópio eletrônico de varredura	06
Figura II.4: Modelo esquemático das diferentes formas de operação dos PSM (filtração convencional e filtração tangencial).....	10
Figura II.5: Esquema da mistura entre as águas produzida e do mar em um reservatório de petróleo.....	16
Figura III.1: Fluxograma esquemático da URS com desaeradora à jusante da dessulfatadora.....	18
Figura III.2: Fluxograma esquemático da URS com desaeradora à montante da dessulfatadora.....	18
Figura III.3: Ação do íon hipoclorito na destruição por oxidação da membrana.....	22
Figura III.4: Estrutura química do polímero utilizado como antiespumante.....	23
Figura III.5: Filtros de cartucho de polipropileno plissado.....	25
Figura III.6: Representação esquemática de um processo de separação por membranas.....	26
Figura III.7: Ilustração do Fluxo de Água e Íons Através da Membrana de Nanofiltração.....	27
Figura III.8: Ação da pressão para obter o fluxo de água através da membrana.....	28
Figura III.9: Esquema para que a recuperação de 75% seja obtida.....	29
Figura III.10: Foto de uma planta industrial.....	30
Figura III.11: Esquema de uma desaeradora por <i>stripping</i> de gás natural.....	32
Figura V.1: Percentual dos custos dos pacotes de equipamento.....	44
Figura V.2: Fluxograma elaborado com base em informações de empresas de projeto.....	46

Índice de Tabelas

Tabela II.1: Principais tipos de Incrustações.....	07
Tabela II.2: Métodos de Caracterização de Membranas de Nanofiltração.....	13
Tabela IV.1: Informações sobre as Plantas Dessulfatadoras.....	36
Tabela V.1: Capacidade e quantidade de cada equipamento da URS base.....	42
Tabela V.2: Preço aproximado da bomba A em comparação a bomba B.....	43
Tabela V.3: Lista de equipamentos que representam 80% do custo total.....	44
Tabela V.4: Composição do custo ISBL.....	45
Tabela V.5 – Custo com reagentes químicos e limpeza de uma URS com capacidade de 795 m ³ /h.....	47
Tabela V.6 – Custo com reagentes e limpeza para cada URS.....	48
Tabela V.7 – Relação dos custos de operação para URS em estudo.....	48
Tabela V.8 – Análise comparativa da localização do processo de desaeração para a plataforma petrobras P-51 para o campo de marlim sul.....	51

Capítulo I – Introdução

Nas plataformas *offshore*, o uso da água do mar para injeção é necessário a fim de manter a pressão do reservatório e aumentar o fator de recuperação (FR). Porém é necessário que esta água seja tratada previamente à injeção devido à presença de íons sulfato, que podem ocasionar a formação de incrustação quando entram em contato com concentrações consideráveis de cátions metálicos, tais como, bário, estrôncio e cálcio, presentes na água de formação, o que pode resultar em perda de injetividade e produtividade do reservatório.

O método mais apropriado para o tratamento utilizado na prevenção das incrustações que se formam nas instalações é a dessulfatação da água do mar, através da implantação de uma Unidade de Remoção de Sulfato (URS), que também tem como vantagem a eliminação precoce do sulfato quanto à prevenção da acidificação do reservatório.

A primeira URS foi instalada na plataforma Brae Alfa no Mar do Norte em 1988 pela firma a americana *Marathon Oil* e a membrana de nanofiltração FILMTEC NF 40 foi desenvolvida, através de uma parceria entre a *Marathon Oil* e a *Filmtec Corporation*, uma subsidiária da *Dow Chemical Company*, exclusivamente para ser utilizada nessa plataforma.

No capítulo II serão introduzidos alguns conceitos, como: tipos de águas, formação de incrustação e seus métodos de controle e prevenção, propriedades físico-químicas do sulfato de bário e processos de separação por membranas. Serão mostradas ainda as particularidades das membranas de nanofiltração e a importância de injeção de água nos poços de produção de petróleo.

O presente trabalho tem como objetivo apresentar os fatores que fazem com que a implantação da unidade de remoção de sulfato seja essencial para evitar problemas futuros relacionados à formação de incrustações nos dutos, reduzindo a necessidade de processos corretivos ou periódicos de redução dos danos formados, bem como fornecer um descritivo detalhado das etapas da unidade e seu funcionamento.

O capítulo III irá abordar tópicos relacionados à descrição das etapas de uma URS em uma Plataforma Marítima apresentando características desde o pré-tratamento da água do mar, incluindo a passagem pelas membranas de nanofiltração, que são componentes-chave desse processo, e seu mecanismo de funcionamento até a passagem pela desaeradora.

No capítulo IV será apresentada a discussão a respeito das possíveis localizações da desaeradora na planta da URS, apontando as vantagens e desvantagens de cada arranjo (à montante ou à jusante da dessulfatadora).

No capítulo V serão apresentados aspectos econômicos relacionados à unidade de remoção de sulfato, como:

- Estimativa de custos de equipamentos e suas instalações, (ISBL);
- Estimativa de custos operacionais, levando em conta custos relacionados ao consumo de reagentes químicos, limpeza das membranas, troca de filtros cartucho, mão de obra e energia;
- Impactos econômicos relacionados à posição da desaeradora em relação à dessulfatadora.

Capítulo II - Fundamentação Teórica

Neste capítulo serão abordados os conceitos básicos relacionados à necessidade da unidade de remoção de sulfato (URS) em plataformas *offshore* a fim de diminuir ou evitar a formação de incrustações na coluna de produção. Para isso, se faz necessária a introdução de conceitos como caracterização das águas, formação de incrustações e seus métodos de controle e prevenção, propriedades físico-químicas do sulfato de bário e processos de separação por membranas, bem como a importância da injeção de água em poços produtores e as particularidades das membranas de nanofiltração.

II.1. Caracterização das Águas

Para o entendimento do trabalho é fundamental que seja feita a caracterização dos três tipos de água a seguir: água do mar, água de formação ou conata e água produzida.

A água utilizada na recuperação do Petróleo é a água do mar, sendo injetada nos reservatórios *offshore* devido à sua disponibilidade e abundância. A injeção desta água no reservatório tem como objetivo manter a pressão do mesmo, assim como, deslocar o óleo na direção dos poços produtores.

A água do mar contém quase todos os elementos, do hidrogênio ao urânio, e é composta por 96,7% de água e 3,3% de sais dissolvidos. Apenas sete elementos respondem por cerca de 93,5% dos sais dissolvidos, todos em sua forma iônica (Figura II.1).

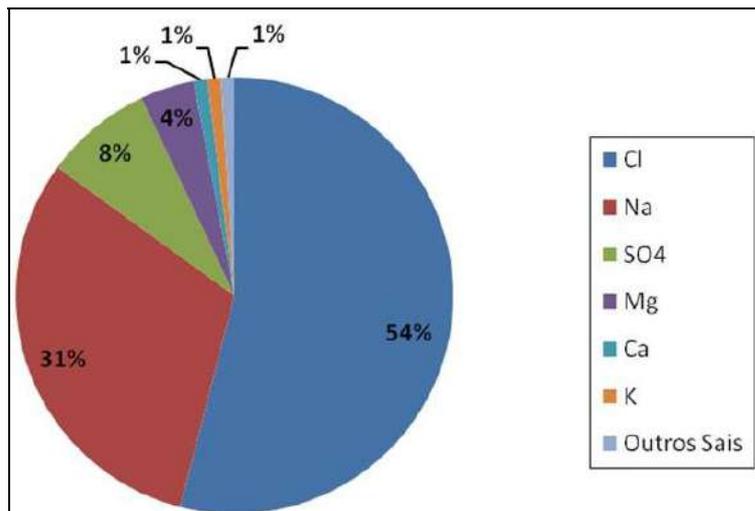


Figura II.1 – Principais sais presentes na água do mar ^[4]

Embora os mares e oceanos estejam sujeitos aos movimentos oriundos dos ciclos hidrológicos, que promovem precipitações e/ou dissoluções de diferentes solutos, em

diferentes tempos, a água do mar apresenta características de concentração aproximadamente constantes tanto em sua profundidade quanto em sua extensão. [4]

A água de formação, também conhecida como água conata, é a água que está no reservatório desde a sua formação. É aquela naturalmente existente no meio poroso junto ao petróleo. Como característica essencial, a água de formação apresenta concentrações consideráveis de cátions metálicos, tais como, bário, estrôncio e cálcio. [3]

De modo a antecipar a produção de óleo, a água do mar é injetada e a mistura desta com a água conata (*breakthrough*) resulta na denominada água produzida, que é rica em partículas de óleo e sais.

II.2. Formação de Incrustações

Incrustações podem ser definidas como compostos químicos de natureza inorgânica, inicialmente insolúvel em soluções salinas, e que precipitam podendo acumular na sua formação, canhoneados, telas de *gravel packing* (equipamento utilizado para conter a produção de areia), colunas de produção e equipamentos de superfície. [2]



Figura II.2 – Incrustação em uma tubulação^[8]

As principais ocorrências de incrustação de sais estão vinculadas à mistura de águas incompatíveis ou à mudança das condições físicas (pressão, temperatura, pH), no processo de produção de óleo. No primeiro caso encontram-se as incrustações de carbonato de cálcio

(CaCO₃), sulfato de estrôncio (SrSO₄) sulfato de bário (BaSO₄), sendo este último o de mais difícil remoção e o de menor solubilidade.^[2]

Um dos problemas consequente desse caso de incrustação é o prejuízo gerado quando as colunas de produção são tomadas de incrustações, isso causa um depósito na superfície interna, diminuído o diâmetro tubular e faz com que as mesmas precisem ser trocadas, o que gera um custo elevado para a unidade, tornando-se inviável e o poço é fechado.^[9]

As incrustações de sulfato de bário são comuns em vários campos de petróleo do mundo, daí a importância do conhecimento do seu mecanismo de formação, do tipo e quantidade de deposição e da sua localização para, em função disto, se tomar medidas preventivas e/ou corretivas. É na fase inicial de desenvolvimento de um campo de petróleo, onde os investimentos são feitos, que se deve avaliar e prever os futuros problemas de incrustações, pois isto pode influenciar a estratégia de gerenciamento destas incrustações. É nesta fase que se decide, por exemplo, a compra de uma planta de dessulfatação para remover os íons sulfatos da água do mar a ser co-injetada com a água produzida, o esquema de completação dos poços, entre outros. Além disto, é fundamental que um planejamento seja feito visando à seleção de um inibidor de incrustação.^[3]

II.3. Características Físico-Químicas do Sulfato de Bário

O sulfato de bário, em sua forma mineral também conhecido como barita, se forma de acordo com a reação química que ocorre entre a água de injeção e a água da formação (Equação 1.1).



Em geral, a barita é um cristal ortorrômbico, com densidade de 4,47 g/cm³ nesta morfologia. Entretanto, formas diferentes são obtidas em distintas condições reacionais, podendo ser obtidos cristais dendríticos, em forma de agulha, estrela e rosetas. A Figura II.3 apresenta uma foto dos cristais de sulfato de bário retirada no microscópio eletrônico de varredura.^[3]

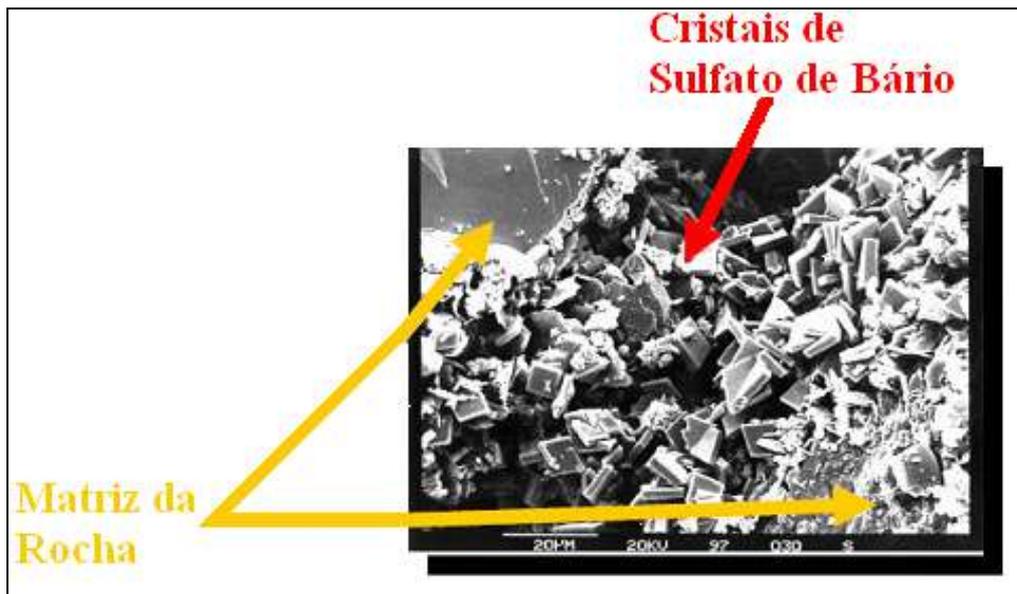


Figura II.3 - Foto de cristais de sulfato de bário retirada com microscópio eletrônico de varredura^[3]

Sua solubilidade em água deionizada à 25°C é de 0,0023 g/L. Essa grande insolubilidade faz com que métodos quantitativos de análise de sulfato de bário se baseiem na sua precipitação.^[3] Na Tabela II.1 podem ser comparadas as solubilidades das incrustações mais comuns na indústria do petróleo, destacando-se o sulfato de bário como o mais insolúvel. É importante ressaltar que a solubilidade deste sal é diretamente influenciada tanto pela temperatura quanto pela força iônica da solução. E a variação da solubilidade devido a mudanças de temperatura pode ocasionar grandes problemas, pois, mesmo não havendo supersaturação da solução na água injetada, esta pode se tornar supersaturada antes de atingir o reservatório, podendo ocorrer precipitação do sal no poço.^[3]

As principais incrustações, as suas fórmulas químicas e as variáveis primárias que afetam a sua solubilidade estão apresentadas na Tabela II.1.^[2]

Tabela II.1 – Principais tipos de Incrustações^[2]

Tipo de Incrustação	Fórmula química	Mineral	Solubilidade (mg/L)	Variáveis primárias
Sulfato de Bário	BaSO ₄	Barita	2,3	Temperatura, Pressão
Carbonato de Cálcio	CaCO ₃	Calcita	53	Pressão parcial de CO ₂ , Temperatura, Quantidade de sais dissolvidos, pressão
Sulfato de Estrôncio	SrSO ₄	Celestita	114	Temperatura, Pressão, quantidade de sais dissolvidos
Sulfato de Cálcio	CaSO ₄	Gipsita	2000	Temperatura, quantidade de sais dissolvidos, Pressão

II. 4. Métodos de controle e monitoramento das incrustações

Existem diferentes tecnologias utilizadas para o controle e gerenciamento de incrustações. Os métodos são muitos e podem ser aplicados tanto antes do início da produção, em um processo de fraturamento hidráulico bem como a vida produtiva do poço em processos corretivos ou periódicos de redução do dano formado. Os inibidores de incrustação podem ser injetados precocemente sem prejuízo a sua ação porque são diluídos somente quando se inicia a produção de água pelo poço. Os processos de monitoramento também são amplos e são resultado de muitas pesquisas realizadas em uma fase da indústria petrolífera em que não existiam unidades dessulfatadoras comercialmente viáveis para aplicação *offshore*.^[12]

Segue abaixo algumas tecnologias existentes para controle e monitoramento da formação de incrustações no reservatório e no poço:

1- Controle:

- Tratamento de *Squeeze*:

No caso dos tratamentos de remoção de danos por incrustação tem-se a necessidade de tratar a formação junto ao poço produtor injetando um fluido, objetivando inibir a formação de incrustação, que será adsorvido na superfície dos poros da rocha. Esse fluido tem forte afinidade com água sendo então consumido à medida que apareça água nos poços

produtores. Sendo assim tem-se a necessidade de repetir tal operação freqüentemente. Esse tratamento é dito *Squeeze* de inibição.^[13]

Essa técnica apresenta algumas limitações, principalmente em relação ao custo, que inviabilizam a sua utilização em determinados projetos de desenvolvimento de campos de petróleo.

- Removedores de Sulfato da Água:

Refere-se à nanofiltração da água do mar resultando na redução da concentração de sulfato.

A remoção de sulfato de água do mar de injeção para operações de manutenção de pressão se tornou amplamente aceita para reservatórios de petróleo com potencial de incrustação de sulfato. Foi descoberto que a tecnologia é excepcionalmente útil em operações de águas profundas e submarinas onde o controle de incrustação utilizando tratamentos de inibição de incrustação *squeeze* se tornam proibitivos em termos de custo.^[14]

2- Monitoramento:

- Análise de soluções:

Análise dos 10 íons principais como o Na^+ , Mg^{2+} , K^+ , Ca^{2+} , Sr^{2+} , Ba^{2+} , Fe^{3+} , SO_4^{2-} , HCO_3^- , Cl^- , ácidos orgânicos, somados às substâncias na fase gás CO_2 , H_2S .^[12]

- Método de ressonância magnética (TSMR):

Ocorre através da excitação de camada através de mudanças na frequência vibracional como resultado da deposição de incrustação na superfície cristalina.^[12]

- Sensores:

pH, Cl, íons: Disponíveis para instalação no fundo do poço que podem detectar variações no pH, alteração na concentração de íons cloreto e todos os íons específicos que formam incrustação associada com o *breakthrough* da água de injeção podem ser monitoradas no programa de controle de incrustação.^[12]

Pressão e Temperatura: Podem detectar variações na pressão e temperatura de fundo para fornecer uma indicação do *breakthrough* de água e da deposição de incrustação que causam restrição de fluxo.^[12]

- Monitoração de Sólidos Suspensos:

Avaliações sobre a quantidade, composição e textura dos sólidos precipitados fornecem uma estratégia efetiva no programa de controle de incrustação.^[12]

II. 5. Processos de Separação por Membranas

Os processos de separação por membranas (PSM) representam operações destinadas a separar, concentrar ou purificar substâncias e ampliam a definição de filtração convencional para separações onde os solutos estão dissolvidos na corrente líquida ou gasosa. Os principais PSM compreendem Microfiltração (MF), Ultrafiltração (UF), Nanofiltração (NF), Osmose Inversa (OI), Diálise, Eletrodialise, Pervaporação e Separação de Gases. ^[5]

Em função da força motriz empregada, os PSM são didaticamente divididos em três categorias ^[4]:

- Processo cuja força motriz é o Gradiente de Pressão (Ultrafiltração, Microfiltração, Osmose Inversa e Nanofiltração)
- Processo cuja força motriz é o Gradiente de Concentração (Pervaporação, Diálise e Separação de Gases)
- Processo cuja força motriz é o Gradiente de Potencial Elétrico (Eletrodialise)

Os processos de separação por membranas, considerando-se apenas solvente puro, se enquadram na definição clássica de filtração, ou seja, são processos hidrodinâmicos onde a vazão volumétrica de fluido é diretamente proporcional a um gradiente de pressão transversal ao meio filtrante, e inversamente proporcional à resistência ao escoamento imposta pela conectividade, tortuosidade, tamanho médio de poros e torta de filtração gerada no decorrer da operação. ^[4]

Existem dois modos básicos de operar os processos de separação por membranas. Pode-se promover a operação frontal clássica ou a operação em fluxo cruzado ou tangencial. ^[4]

Os modos de operação convencional e tangencial se referem à direção do fluxo em relação à membrana.

Na filtração frontal a alimentação se dá perpendicularmente a posição do meio de separação (filtro ou membrana) e, no decorrer do processo, observa-se uma variação do fluxo permeado. Geralmente, ocorre a formação de “torta”, isto é, deposição de material na superfície do meio filtrante e este fator contribui para o aumento da resistência à transferência de massa, opera-se permanentemente em regime transiente. ^[4]

Na filtração tangencial, ou em fluxo cruzado, a solução que será tratada (corrente de alimentação) é alimentada de forma paralela à superfície da membrana, esta ação minimiza o acúmulo de componentes na superfície e no interior do meio filtrante, possibilitando assim que a operação seja conduzida em regime estabelecido (Figura II.4(a e b)). ^[4]

Na operação de filtração em fluxo cruzado há produção de duas correntes efluentes: permeado e concentrado. O permeado é a corrente que passa pela membrana, e nele são encontradas poucas ou nenhuma partícula maior que o tamanho médio de poros da membrana. O concentrado, por sua vez, é a corrente rica em partículas maiores, que são incapazes de permear a membrana. ^[4]

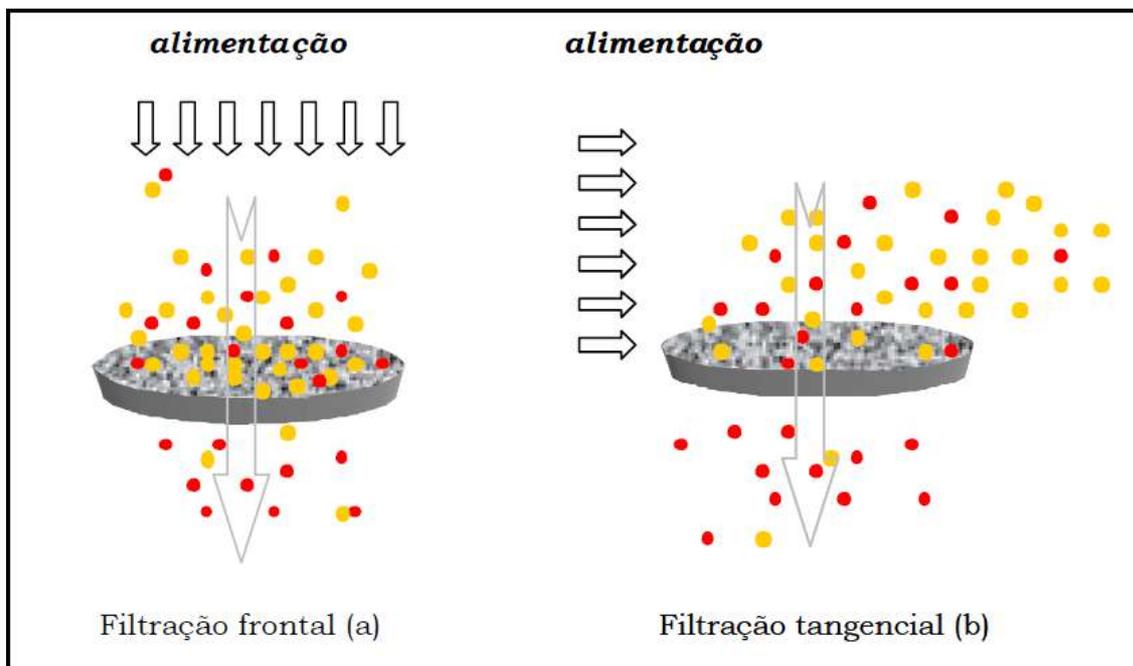


Figura II. 4 - (a e b) – Modelo esquemático das diferentes formas de operação dos PSM (filtração convencional e filtração tangencial) ^[4]

Dentre os processos citados anteriormente se faz necessário um melhor entendimento dos processos cuja força motriz é a gradiente de pressão, em especial a nanofiltração. Podemos defini-los da seguinte maneira:

- **Microfiltração:**

É o mais antigo entre os processos de separação por membranas que utilizam pressão hidráulica. As membranas utilizadas são porosas, com diâmetro de poro variando de 0,1 até 3 μ m. Os sistemas de microfiltração operam com pressões variando de 0,3 a 1,7 bar. As principais aplicações incluem: Clarificação de bebidas, Tratamento de água, Tratamento de efluentes industriais e domésticos, Tratamento de emulsão de óleo e água e processos de concentração e separação na indústria de alimentos. ^[6]

- **Ultrafiltração:**

Situa-se entre a microfiltração e a nanofiltração. Os diâmetros dos poros das membranas variam entre 0,001 μ m até 0,05 μ m, a pressão de operação dos sistemas pode

variar de 0,7 a 6,9 bar. É possível obter a separação de colóides e macromoléculas com peso molecular próximo de 1000g/mol.

A rejeição pela membrana é determinada pelo tamanho e forma dos contaminantes em relação ao diâmetro dos poros. O transporte do solvente através da membrana é diretamente proporcional à pressão aplicada. Pode ser utilizado em uma grande variedade de aplicações, incluindo: Indústria de laticínios (tratamento do soro do leite), Indústria de Alimentos (separação de amido e proteínas), Indústria mecânica e metalúrgica (tratamento de emulsões de óleo, água e efluentes) e Tratamento de água. [6]

- Osmose Inversa:

A membrana de osmose inversa é aquela que apresenta os poros menores, por onde atravessam somente as moléculas muito pequenas, como a água. Até os íons são retidos, por isso sua grande utilização em sistemas de purificação de água. [7]

- Nanofiltração:

É um tipo de filtração tangencial, cuja membrana é mais fina do que a de ultrafiltração, mas não mais fina do que a de osmose inversa. O diâmetro dos poros da membrana é da ordem de 0,001 μm . A pressão de operação nos sistemas de NF varia de 5 a 35bar. É possível separar moléculas com peso molecular de até 200g/mol e íons bivalentes, como cálcio e magnésio, e também partículas e íons. O mecanismo de separação não é apenas o de filtração, estando envolvidos também o mecanismo de solubilidade e difusão. Neste processo, a pressão osmótica começa a ter influência sobre o fluxo de solvente através da membrana. Pode ser utilizado em operações de abrandamento, tratamento de água e operações industriais para concentração de sucos de frutas, açúcares e leite. [7]

II. 6. Particularidades das Membranas de Nanofiltração

A nanofiltração apresenta uma seletividade diferenciada a íons em solução e passou a ser encarada como uma tecnologia econômica e ambientalmente viável para o tratamento de água do mar, águas salobras e efluentes com salinidade variada. [4]

Atualmente, as membranas de NF se mostram bastante eficientes e a técnica vem ganhando mercado em vários campos de aplicação [4]:

- Dessalinização de água do mar e salobra;
- Tratamento de efluentes;
- Produção de água ultra pura para indústria eletrônica;
- Concentração de leite;

- Concentração de alimentos industriais a base de frutas e açúcares;
- Tratamento de polpa de branqueamento (efluente da indústria têxtil);
- Separação de fármacos em “meio de cultivo”;
- Recuperação de metais de águas residuárias;
- Remoção de sulfatos da água do mar

Uma aplicação em que a eficiência da NF vem se mostrando interessante, é a dessulfatação de água do mar para injeção em poços de extração de petróleo, principalmente em poços *offshore*, onde a água do mar é a opção viável, até mesmo por fatores logísticos. ^[4]

Em um esforço conjunto da firma americana *Marathon Oil* com a *Film Tec Corporation*, subsidiária da *Dow Chemical Company*, foi desenvolvida uma membrana cuja característica principal era a capacidade de remover seletivamente íons sulfato da água do mar, mantendo em níveis mais altos a salinidade na forma de íons Cl^- e Na^+ . Os relatos da experiência citada mostraram que a nanofiltração pode ser uma eficiente ferramenta no tratamento de água de injeção, pois, além de eliminar o sulfato que de forma geral é um composto potencial gerador de incrustações, é possível manter a salinidade da água de injeção, fato que garante a manutenção da injetividade do poço. ^[4]

Em função da carga presente e da estrutura porosa do meio, as membranas de NF comerciais são capazes de promover separações muito específicas com grande eficiência. ^[4]

Em seu livro sobre nanofiltração, Schafer (2005) fala que tamanho e carga (e, em alguns casos, a hidrofobicidade) dos solutos influenciam diretamente as características de rejeição de membranas de NF. O pesquisador afirma que embora a membrana seja o principal elemento de estudo, quando se deseja pesquisar as peculiaridades de uma determinada separação, é preciso analisar os diversos parâmetros relacionados à operação e caracterizar a membrana com base nesses parâmetros. ^[4]

Ainda segundo Schafer, os métodos de caracterização das membranas de NF podem ser divididos em três grupos (Tabela II.2):

Tabela II. 2 – Métodos de Caracterização de Membranas de Nanofiltração^[4]

Parâmetro	Método	Característica
Propriedades de transporte	Medidas de retenção com moléculas iônicas	Carga Superficial Tamanho de Poros
	Medidas de retenção com moléculas sem carga	Tamanho de Poros
	Medidas de Permeabilidade de água (coeficiente de permeabilidade)	Resistência membrana
	Medidas de Permeabilidade de Solventes (coeficiente de permeabilidade)	Resistência membrana
Morfologia	Adsorção/ Dessorção gasosa	Tamanho de Poros Área Superficial
	Microscopia (FEM, SEM, AFM)	Rugosidade Superficial Tamanho de Poros Distribuição de Poros
	Espectroscopia (ATR – FTIR, NMR, XPS, Raman)	Composição Química
	Ângulo de contato	Hidrofobicidade
Carga	Medidas Eletro Cinéticas	Potencial Zeta Carga Superficial
	Titulação	Capacidade de Troca Iônica Carga Total
	Espectroscopia “Impedância”	Condutividade Iônica

II.7. Importância da Unidade de Remoção de Sulfato (URS)

A dessulfatação da água do mar, através da implantação de uma URS, é um método de tratamento utilizado para prevenir as incrustações que podem se formar nas instalações. Removendo-se o sulfato presente na água do mar diminui-se o risco da geração de incrustações de sulfato de bário e de estrôncio que pode resultar na perda de injetividade do reservatório.

Outro ponto relevante para implantação da URS é a vantagem da eliminação precoce do sulfato, no que diz respeito à prevenção de acidificação do reservatório.

O alto teor de sulfato facilita o processo de crescimento das bactérias redutoras de sulfato (BRS), que são responsáveis por consumir o sulfato da água do mar e pela liberação de S^{2-} no sistema como produto desta reação. O S^{2-} ao reagir como o H^+ livre na água, forma

H₂S, um produto ácido letal para a vida humana. Além do eminente risco de corrosão que a presença de H₂S impõe ao ambiente, este composto tem alta toxicidade, fator que agrava problemas relacionados à segurança no trabalho.

A tecnologia de membranas de nanofiltração para dessulfatação da água do mar com o objetivo de utilização desta como fluido de injeção, foi pioneiramente utilizada pela firma americana *Marathon Oil*, que instalou a primeira URS em 1988, na plataforma Brae Alfa no Mar do Norte e a segunda em uma plataforma no Golfo do México.^[4]

Problemas relacionados à utilização de inibidores de incrustação, devido ao pH baixo do reservatório e à grande concentração de cálcio, levaram a *Marathon* a buscar a tecnologia da nanofiltração para a remoção do sulfato da água do mar.^[12]

A primeira membrana desenvolvida para ser usada no processo de dessulfatação foi a série FILMTEC NF 40, que foi desenvolvida exclusivamente para a plataforma Brae Alfa, tendo a capacidade da remoção de sulfato da água do mar de um teor de 2700 mg/L para uma faixa entre 100 e 150 mg/L para uma vazão de 120.000BPD, tinha uma área exposta ao fluxo de 29,73 m². Baseados na experiência adquirida em Brae Alfa, uma segunda geração de membranas foi desenvolvida, a FILMTEC SR90, especificamente aplicada a nanofiltração, sendo utilizada até os dias atuais. As membranas FILMTEC SR90 permitem uma dessulfatação a níveis de 20 mg/L de SO₄²⁻, além de menores perdas de carga através das membranas.^{[9],[12]}

Este método se mostrou muito eficiente e tem sido largamente utilizado nos dias atuais em plataformas *offshore*.

O fato dos PSM serem de fácil operação e acima de tudo por serem modulares e com alta flexibilidade de conformação das membranas, acaba sendo um ponto a favor para escolha da técnica em detrimento de outras quando se planeja montar um sistema de dessulfatação da água do mar.^[4]

Para entender o funcionamento do sistema de remoção de sulfato é necessário entender o processo de nanofiltração. As membranas de nanofiltração utilizadas no sistema de remoção de sulfato têm por característica remover da água do mar os íons sulfato deixando passar por seus poros os íons cloretos que são importantes para garantir a salinidade da água que será injetada.^[9]

A membrana de nanofiltração é constituída por poros de 10 Å (Angstrom) e uma camada de carga negativa que ajuda a repelir os íons sulfato e permite a passagem de íons cloreto (1.8 Å).^[9]

Vu et al. (2000) relatam uma experiência de dessulfatação da água de injeção no campo de Girassol, Angola. Segundo seu estudo, foi possível reduzir a concentração de SO_4^{2-} de 2860 mg/L para 36 mg/L.^[4]

Outra vantagem da Remoção de sulfato é que em muitos reservatórios há traços de compostos radioativos, como é o caso do rádio. Os precipitados de sulfato, co-precipitam com rádio e os compostos radioativos formados podem ser carreados na extração, gerando graves problemas operacionais e de segurança.^[4]

McElhiney et al. (2001) realizaram experimentos de injeção de água do mar, com e sem tratamento de dessulfatação para avaliar o dano na formação rochosa em função do desenvolvimento de incrustações, como esperado, a formação de precipitado observada com a água que passou pelo tratamento foi significativamente inferior.^[4]

II.8 – Importância da Injeção de Água do Mar em Poços de Petróleo

Na etapa de produção de petróleo é necessário manter a pressão do reservatório através da injeção de um fluido, no caso a água do mar, a fim de aumentar o fator de recuperação (FR), que é a fração de óleo produzida em relação ao óleo presente no reservatório no instante inicial de produção.

O uso de outras fontes de água foi analisado, mas não considerado viável. A água de aquífero, por exemplo, não é aceita, pois para determinar se a composição desta água é adequada para injeção nos poços, é necessária uma perfuração prévia do solo marinho, o que teria um custo muito elevado.

Outra possibilidade seria a água produzida. Esta água é rica em partículas de óleo e sais, o que pode causar problemas ambientais ao ser descartada, visto isso, uma hipótese seria a reinjeção da mesma, porém somente a sua reinjeção não é suficiente para manter os níveis de pressão desejados, diminuindo assim, seu fator de recuperação. Sendo assim, é necessário que esta água seja completada com a água do mar, já que esta possui alta disponibilidade e abundância. A figura II. 5 esquematiza a mistura dessas águas:

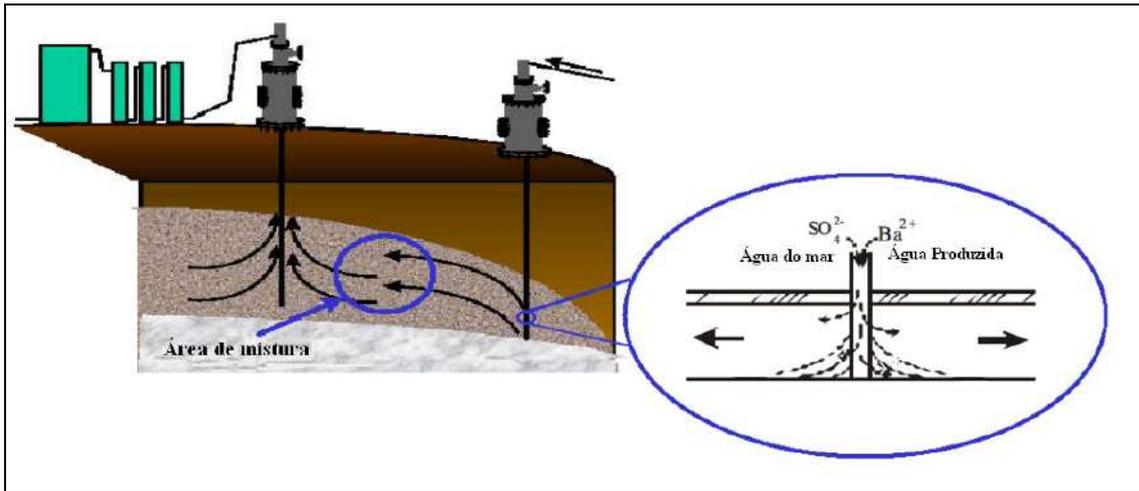


Figura II.5 – Esquema da mistura entre as águas produzida e do mar em um reservatório de petróleo.^[4]

Capítulo III – A Unidade de remoção de sulfato (URS)

Uma descrição da Unidade de Remoção de Sulfato de uma Plataforma *offshore* será apresentada neste tópico com o objetivo de mostrar características desde o pré-tratamento da água retirada do mar, a passagem pelas membranas de nanofiltração, que são componentes-chave desse processo, até a passagem pela desaeradora.

A captação da água do mar ocorre frequentemente a grandes profundidades, o que resulta em uma água de alimentação com uma temperatura mais baixa. Este fato desfavorece o crescimento microbiano nas membranas, uma vez que os microorganismos têm uma tendência a crescer a temperaturas mais altas.

Uma Unidade de Remoção de Sulfato é composta por filtros, que são divididos em filtros de filtração grossa e filtros de filtração fina do tipo cartucho, bombas de alta pressão, sistemas para injeção química, planta de remoção de sulfato, que é composta pelas membranas de nanofiltração, sistema de limpeza química *clean in place* e torre desaeradora, que pode ser por *stripping* de gás natural ou à vácuo.

Porém, a quantidade e capacidade de cada equipamento e o arranjo dos equipamentos em relação à desaeradora na unidade variam de plataforma para plataforma e levam em consideração a vazão de água a ser tratada que é função da quantidade de poços a serem explorados.

Nas figuras III.1 e III.2 podem ser observados os fluxogramas completos de uma Unidade de Remoção de Sulfato, com variação em relação aos possíveis arranjos na posição da desaeradora.

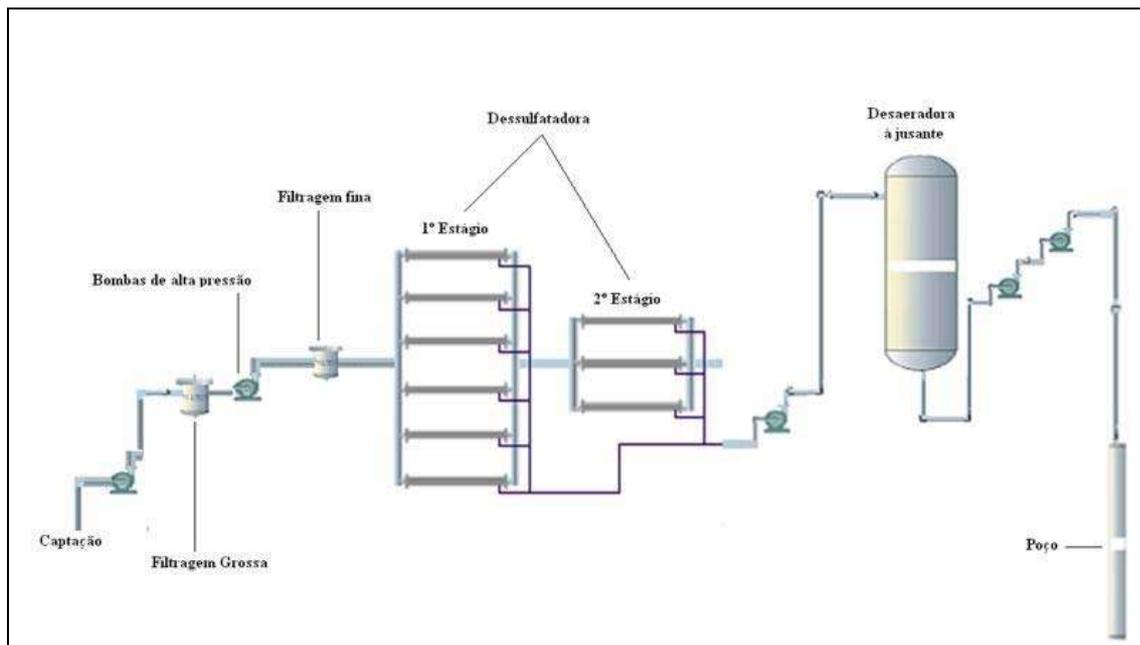


Figura III.1 – Fluxograma esquemático da URS com desaeradora à jusante da dessulfatadora.^[12]

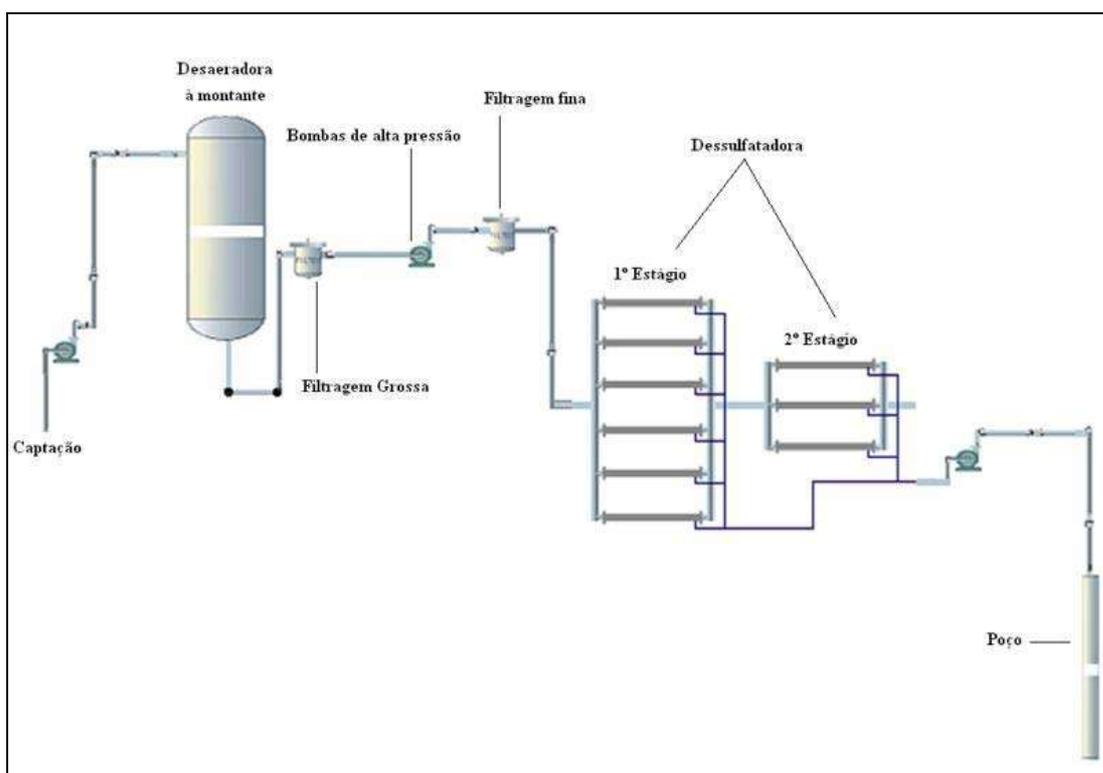


Figura III.2 – Fluxograma esquemático da URS com desaeradora à montante da dessulfatadora.^[12]

Para aumentar a eficiência e a vida útil das membranas de nanofiltração, são requeridos pré-tratamentos efetivos na água de alimentação. A seleção do pré-tratamento ideal irá maximizar a eficiência e a vida útil da membrana já que minimizará: *fouling*, incrustações e a degradação da membrana, otimizando assim o fluxo, a qualidade e a recuperação de produto e os custos de manutenção e operação.

Fouling é o acúmulo de materiais estranhos da água de alimentação na superfície da membrana ativa a ponto de causar problemas operacionais.

Mais especificamente, o *fouling* coloidal refere-se ao aprisionamento de partículas coloidais como flocos de ferro ou sedimentos, o *fouling* biológico (bioincrustação ou *biofouling*) é o crescimento de um biofilme e o *fouling* orgânico é a adsorção específica de compostos orgânicos, tais como substâncias húmicas e óleo sobre a superfície da membrana.

Já a incrustação, como visto anteriormente refere-se à precipitação e deposição de carbonato de cálcio, sulfato de bário, sulfato de cálcio e sulfato de estrôncio.

A diferença entre o *fouling* e o que chamamos de incrustação é que o primeiro seria a incrustação na membrana e o segundo termo seria referente à incrustação nos dutos.

Os pré-tratamentos da água de alimentação devem envolver uma abordagem total do sistema para uma operação contínua e confiável. Tais pré-tratamentos quando inadequados, muitas vezes exigem a limpeza freqüente dos elementos de membrana para restabelecer sua produtividade e rejeição de sais. O custo dessas limpezas, e a perda da performance do sistema podem ser bastante significativos.

A água do mar para ser injetada necessita passar por vários processos de enquadramento até ser considerada uma água com características ideais para injeção. Esta qualidade da água é mensurada através de análises feitas diariamente ou semanalmente de forma que seus resultados viabilizem a injeção de água. ^[9]

O presente trabalho foca ainda a passagem da água do mar pelas membranas antes de ser injetada, com isso parâmetros como a quantidade de ferro e cloro livres devem ser analisados, já que a membrana possui incompatibilidade a estes materiais.

A primeira etapa do pré-tratamento é a captação da água do mar. Nas primeiras unidades com sistema de injeção de água, a captação não acontece em grandes profundidades, já nas unidades que contém a unidade de remoção de sulfato é indicado que a captação seja realizada a uma profundidade média de 100 metros abaixo do nível da superfície, o que proporciona uma qualidade de água melhor, com menor possibilidade de vida marinha e sólidos dispersos. Ainda nesta etapa é usual dosar hipoclorito de sódio, que

atua na matéria orgânica prevenindo que a mesma seja carregada em grande quantidade para o sistema de injeção de água.^[9]

III. 1. Filtragem grosseira

Após a captação, a água do mar passa por um sistema de filtração, onde os filtros removem todas as partículas maiores de 50µm.

Este sistema de filtragem chamado também de filtração grosseira, pode ser projetado para filtros convencionais ou para filtros auto-limpantes, onde a retro lavagem pode ser acionada por tempo de operação, diferencial de pressão ou comando manual.^[9]

Essa limpeza dos filtros se dá através de um temporizador ou por diferencial de pressão, que é medido por um controlador. Existe um tempo pré-determinado para que a limpeza seja executada, porém quando o diferencial de pressão excede um valor pré-estipulado, o temporizador é substituído e a limpeza é iniciada automaticamente. A lavagem acontece enquanto os filtros permanecem ligados, o motor gira o braço de limpeza e a lavagem é realizada. Ocorre um desvio automático do fluxo de alimentação através de uma válvula por um período programado.

Os filtros grossos possuem uma grande importância no sistema, uma vez que aliviam a carga de sólidos nos filtros finos, já que são usados para remover fragmentos da água do mar.

III. 2. Dosagem química

O esquema de dosagem química consiste em sistemas de dosagem de antiincrustante, bissulfito de sódio, biocida e hipoclorito de sódio.

Existem algumas substâncias que podem atacar a membrana, como o cloro livre, que será mencionado no item III.2.3, por isso a dosagem química se faz necessária, para que haja preservação da membrana, prorrogando sua vida útil.

A dosagem química é de extrema importância, pois ajuda a prevenir alguns inconvenientes como microorganismos que podem causar incrustações na membrana, diminuindo assim sua eficiência e consequentemente aumentando o custo operacional, já que seriam necessários mais ciclos de limpeza.

III. 2.1. Dosagem de Anti-Incrustante

A dosagem de inibidor de incrustação é feita a montante das bombas de alta pressão para que seja minimizada a possibilidade de precipitação de sais solúveis presentes na água do mar. Existe uma taxa ideal para que a cristalização de sais seja controlada e prevenida no sistema de membranas.

O anti-incrustante é injetado através de bombas que são instaladas no sistema, o que proporcionará maior tempo de funcionamento e vida útil prolongada ao elemento de remoção de sulfato, resultando em redução dos custos operacionais.

A velocidade da bomba de dosagem de antiincrustante dependerá da vazão da água do mar.

III. 2.2 Dosagem de Biocida

A função do biocida é de destruir as bactérias e algas existentes na água que passa pelo sistema, onde podem ser efetuadas dosagens de choque ou dosagens contínuas.

Os biocidas de choque devem ser dosados à jusante dos filtros cartuchos e em altas taxas por períodos de alguns minutos a cada período de alguns dias, por exemplo, uma hora por semana, e que variam de acordo com o projeto. Esta dosagem é feita por meio de bombas de injeção, que são equipadas com válvulas de alívio de pressão (PSV), de modo a evitar a sobrepressão do sistema.

O propósito do biocida de choque é a prevenção do crescimento biológico no sistema de membrana e tubulações associadas, reduzindo assim a frequência de limpeza das membranas, aumentando a vida útil das mesmas.

As dosagens contínuas de biocida são geralmente efetuadas à jusante das membranas de nanofiltração e controlando o crescimento de microorganismos na água que chegará ao poço.

III. 2.3 Dosagem de Hipoclorito de Sódio

O hipoclorito é normalmente utilizado com o objetivo de destruir a atividade das bactérias e algas presente na água do mar captada, para isto, este reagente é dosado na linha de captação da água do mar.

O hipoclorito se dissolve na água do mar gerando oxigênio nascente, que é uma forma reativa do oxigênio, e será responsável por uma oxidação que irá degradar a membrana celular.

Na figura III.3 está ilustrada a ação do oxigênio nascente na membrana plasmática

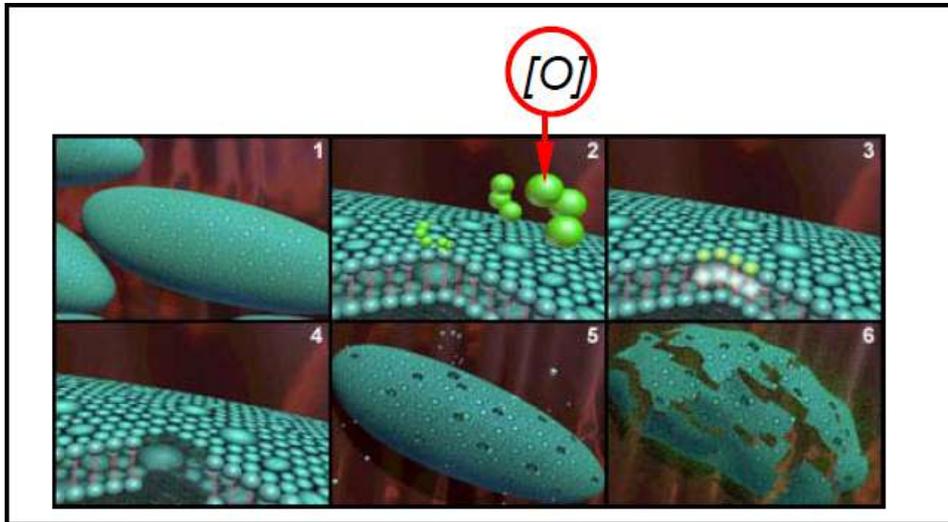


Figura III. 3 - Ação do íon hipoclorito na destruição por oxidação da membrana. [12]

Quanto ao local de aplicação deste reagente, existem diferentes possibilidades. A injeção pode ocorrer à montante da bomba de captação de água do mar, ocasionando uma boa mistura devido ao efeito de turbilhamento produzido pela bomba; à jusante da bomba, pois no caso da bomba de captação estar desligada e a injeção de hipoclorito ocorrer inadvertidamente, toda altura do tubo de captação pode ficar preenchida de hipoclorito; ou até à montante dos filtros que se encontram antes da desaeradora para controle microbiológico dos mesmos.

Existe um inconveniente concomitante a presença de hipoclorito, que é o aparecimento de cloro livre, que age oxidando a superfície da membrana, fazendo com que esta não rejeite os íons de sulfato da superfície.

III. 2.4. Sistema de Dosagem de Bissulfito de Sódio

À montante do sistema de remoção de sulfato de água do mar é importante ter um analisador de cloro livre, pois a membrana apresenta forte incompatibilidade com o cloro livre, podendo ser instantaneamente afetada no caso de contato.

Como comentado anteriormente, é realizada na captação da água a dosagem de hipoclorito de sódio e consequente aparecimento de cloro livre. Por isso, é necessária

também a injeção de Bissulfito de Sódio para seqüestrar este cloro livre, já que esse destrói o cloro livre com o contato. Porém por questões de segurança total das membranas um analisador de cloro deve ser instalado à montante das membranas de nanofiltração e este verifica e atesta se realmente não há presença de cloro livre na água que irá passar pelas membranas. Em caso de presença de cloro, o analisador de cloro livre aciona a parada do sistema de remoção de sulfato, logo temos uma parada no sistema de injeção de água. Em caso de não presença de cloro livre na água do mar, a mesma passa pelas bombas de alta pressão ou bombas *booster* que têm a finalidade de aumentar a pressão de alimentação das membranas no sistema de remoção de sulfato.

Não adicionar o Bissulfito de Sódio resulta em danos irreversíveis às membranas e reduz radicalmente o seu desempenho.

Além da remoção do cloro livre, o Bissulfito pode ter a função de reduzir a concentração de oxigênio, agindo como um agente seqüestrante de oxigênio dissolvido, como veremos mais adiante.

III. 2.5. Dosagem de Antiespumantes

Quando a desaeração é feita através de uma torre de vácuo, se faz necessária a injeção de antiespumantes para que não haja formação de espuma no topo da desaeradora, reduzindo a eficiência da mesma, já que estaria interferindo no funcionamento da bomba de vácuo.

Porém esta dosagem só é viável se o arranjo estiver feito de modo que a desaeradora esteja à jusante da dessulfatadora, pois os antiespumantes eficazes para aplicação em desaeradoras são polímeros de silicóna incompatíveis com as membranas de nanofiltração.

Esta incompatibilidade com a membrana ocorre devido ao elevado número de grupos metila na estrutura química do polímero, o que lhe confere uma característica apolar, como podemos observar na figura abaixo:

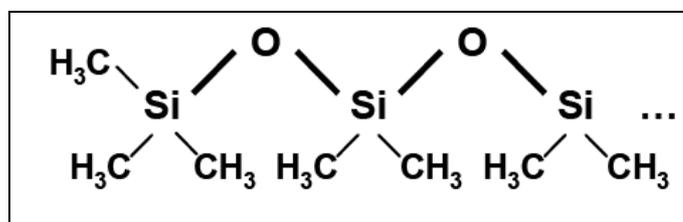


Figura III. 4- Estrutura química do polímero utilizado como antiespumante.^[12]

III. 3. Filtragem fina

O sistema de filtragem fina é composto por bombas de alta pressão e filtros cartuchos.

As bombas de alta pressão exercem a função de pressurizar a água do mar antes de ela entrar nos filtros cartuchos e nas membranas.

Os filtros cartuchos encontram-se instalados antes da entrada da água no pacote das membranas.

O fabricante das membranas de nanofiltração exige um grau absoluto de filtração, imediatamente à montante das membranas de 5 μm . Os sólidos particulados são os agentes que ocasionam o maior dano às membranas, neste grupo se encaixam os produtos de corrosão das tubulações e equipamentos anteriores às membranas, os corpos celulares de bactérias e algas proliferados no percurso até as membranas bem como o material particulado captado da água do mar.^[12]

III. 3.1. Bombas de Alta Pressão

Essas bombas aumentam a pressão da água de alimentação das membranas até um valor, tal que mesmo com a perda de carga (queda de pressão) causada pelas válvulas de controle na alimentação das membranas, ainda haja pressão e vazão suficientes para alcançar a conversão desejada nas membranas.

III. 3.2. Filtros Cartuchos

O elemento filtrante tipo cartucho é um cilindro poroso permeável que pode ter diversas dimensões. São montados em vasos pressão de diversos tamanhos e matérias-primas.^[7] O material utilizado no filtro mencionado é polipropileno plissado e os filtros cartuchos desta unidade retêm partículas até 5 μm .

A filtração nesses cartuchos, com eficiência de 99,98%, é feita de fora para dentro, isto é, o fluido tem que atravessar a parede porosa do meio filtrante, que irá reter as partículas maiores que o tamanho do poro. Essa filtração geralmente acontece da parte externa para interna, sendo os contaminantes, como os microorganismos, retidos em sua superfície ou em seu interior na espessura da parede.^{[7],[15]}

Os filtros de cartucho podem ser regenerados pela secagem/desidratação e subsequente remoção das partículas do lado da alimentação do filtro e apresentam menor exigência de espaço e um peso significativamente reduzido, quando comparado aos filtros multimedia,

dual media ou de areia. Eles, entretanto, usam um cartucho de filtro de alta capacidade que necessita ser substituído a cada dois ou três anos. ^[14]

Existe um filtro de proteção à montante das membranas, que é requerido pelo fabricante para proteger as mesmas. Com o uso do filtro cartucho a taxa de substituição do filtro de proteção foi aumentada de 40 a 80 dias, enquanto sem a filtragem fina essa taxa de substituição é reduzida para aproximadamente três dias. ^[14]

Segue a figura III.5 referente ao filtro de cartucho de polipropileno plissado:



Figura III. 5 - Filtros de cartucho de polipropileno plissado ^[16]

III. 4. Dessulfatação por nanofiltração

As membranas são meios filtrantes, em geral produzidos a partir de materiais poliméricos, que apresentam poros de dimensões variadas. Estes poros são responsáveis por todas as propriedades que tornam as membranas úteis em suas diversas aplicações. Como barreiras seletivas que atuam como uma espécie de filtro, as membranas são capazes de promover separações em sistemas onde os filtros comuns não são eficientes. ^[7]

De um modo geral, uma membrana é uma barreira que separa duas fases e que restringe, total ou parcialmente, o transporte de uma ou várias espécies químicas presentes nas fases. ^[4]

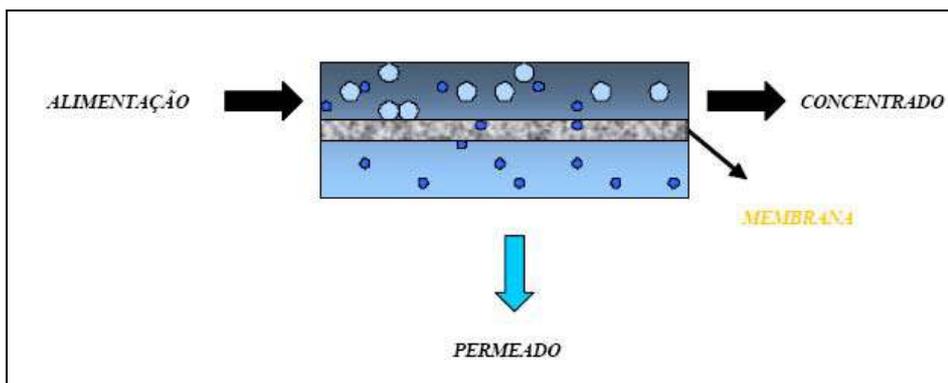


Figura III.6 - Representação esquemática de um processo de separação por membranas^[4]

Os parâmetros que caracterizam o bom desempenho das membranas são a permeabilidade da água e a permeabilidade do soluto. A membrana ideal deve possuir uma alta permeabilidade da água e uma baixa permeabilidade ao elemento que se quer filtrar.

A função da planta de Remoção de Sulfato é reduzir a quantidade de sulfato da água de injeção. A remoção de sulfato é essencial para prevenir incrustação no poço e no reservatório, que geram efeitos significativos na produtividade do reservatório.

As membranas de Nanofiltração são as preferidas para esse tipo de separação, pois são as mais seletivas e retiram somente os íons sulfato, desta forma a salinidade da água do mar é pouco alterada, o que reduz a possibilidade de dano ao reservatório.

As membranas têm um efeito muito significativo na redução do sulfato da água do mar, podendo diminuir a quantidade de SO_4^{2-} de 2860 mg/L para 36 mg/L, dependendo das condições de operação, como já foi citado anteriormente.

III. 4.1 Funcionamento das membranas de nanofiltração:

Para entender a nanofiltração, inicialmente é necessário entender o fluxo osmótico, que ocorre através de uma membrana ou película semipermeável, ou seja, que permite a passagem seletiva dos elementos com diferentes graus de restrição e dificuldade. O fluxo osmótico é regido pelo potencial químico do componente que passa livremente pela membrana, no caso das membranas dessulfadoras, o potencial químico é o da água ($\mu\text{H}_2\text{O}$).

Como a substância com maior mobilidade é a água, o seu potencial químico vai prevalecer na determinação do fluxo osmótico. O potencial químico depende predominantemente da pressão, da fração molar do componente permeável, no caso a água e da força iônica de cada componente presente.^[12]

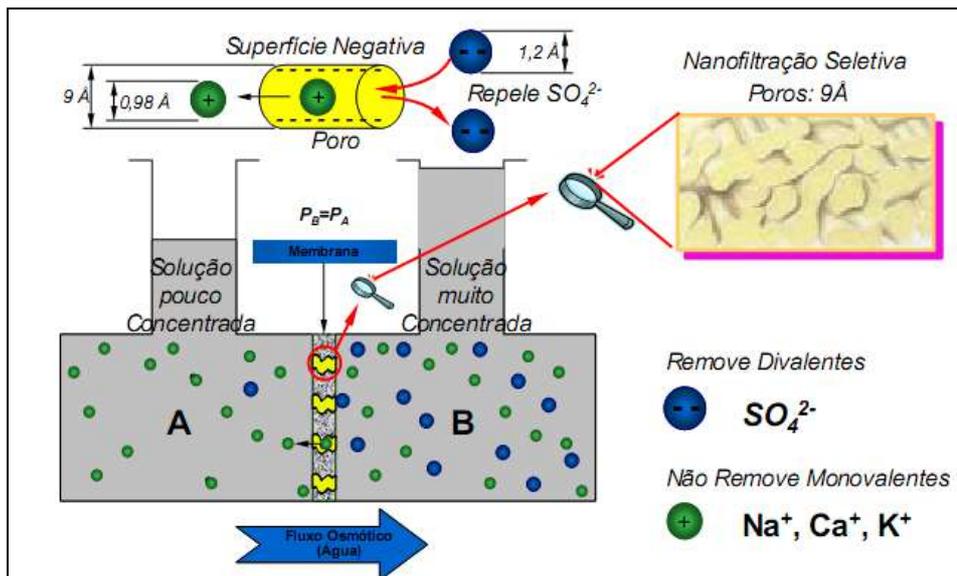


Figura III.7 - Ilustração do Fluxo de Água e Íons Através da Membrana de Nanofiltração^[12]

A figura III.7 mostra que há um compartimento mais concentrado (B) e um menos concentrado (A) e sabe-se que a tendência natural é que ocorra a migração do fluxo de água do lado menos concentrado para o mais concentrado para que o equilíbrio seja alcançado. Porém para que ocorra a separação do SO_4^{2-} dos demais componentes da solução, é necessário que o fluxo seja o contrário, ou seja, de B para A. Para isso, a pressão deverá ser aumentada no lado mais concentrado, até que o potencial químico da água no lado B ultrapasse o do lado A, o que irá forçar a passagem de fluxo inverso, como mostra a figura III.8. Como a membrana de nanofiltração possui alta seletividade, impedirá a passagem de SO_4^{2-} para o lado A, resultando em um permeado, que será a solução purificada com baixa concentração de SO_4^{2-} e um concentrado, que será o rejeito no lado B.

A nanofiltração também é dependente da passagem dos íons presentes. A superfície da membrana é carregada negativamente, o que faz com que os íons positivos passem livremente através da mesma, pois ocorre o equilíbrio de cargas na superfície dos poros durante sua passagem. Já os ânions monovalentes como o Cl^- , conseguem ter alguma permeabilidade nas membranas, pois sua carga negativa não é tão acentuada.

O íon sulfato possui duas cargas negativas e por isso quando se aproxima dos poros é repellido e impedido de passar através da membrana.

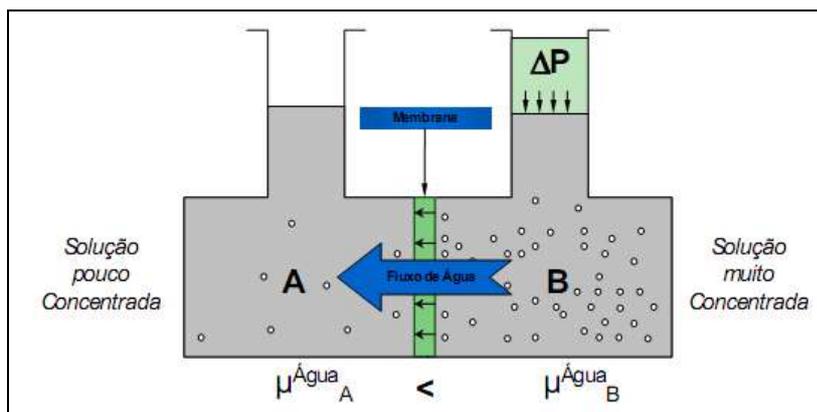


Figura III.8- Ação da pressão para obter o fluxo de água através da membrana.^[12]

III. 4.2 Descrição da etapa de dessulfatação

A água filtrada nos filtros cartuchos irá alimentar as membranas de remoção de sulfato. As membranas nessa etapa são alocadas no interior de vasos de pressão, que estão dispostos em seções, também chamadas de “trens” que são acopladas por uma entrada comum e um *header* para saída do permeado. Os “trens” são configurados em dois estágios e o número de membranas em cada estágio, varia de acordo com o projeto e o espaço disponível na plataforma.

O fluxo em cada trem é controlado por controladores de vazão, agindo sobre as válvulas que se encontram na entrada de cada seção.

O rejeito do primeiro estágio irá alimentar diretamente o segundo estágio. A água de produto proveniente do primeiro e do segundo estágio é misturada antes de desaguar no *header* final. O rejeito proveniente do segundo estágio é encaminhado para um dreno.

Com esse processo pode-se conseguir uma recuperação de 75% e a salmoura que resta do processo, também chamada de concentrado é descartada de volta para o mar através do dreno.

A figura III.9 mostra o esquema para que a recuperação de 75% seja alcançada.

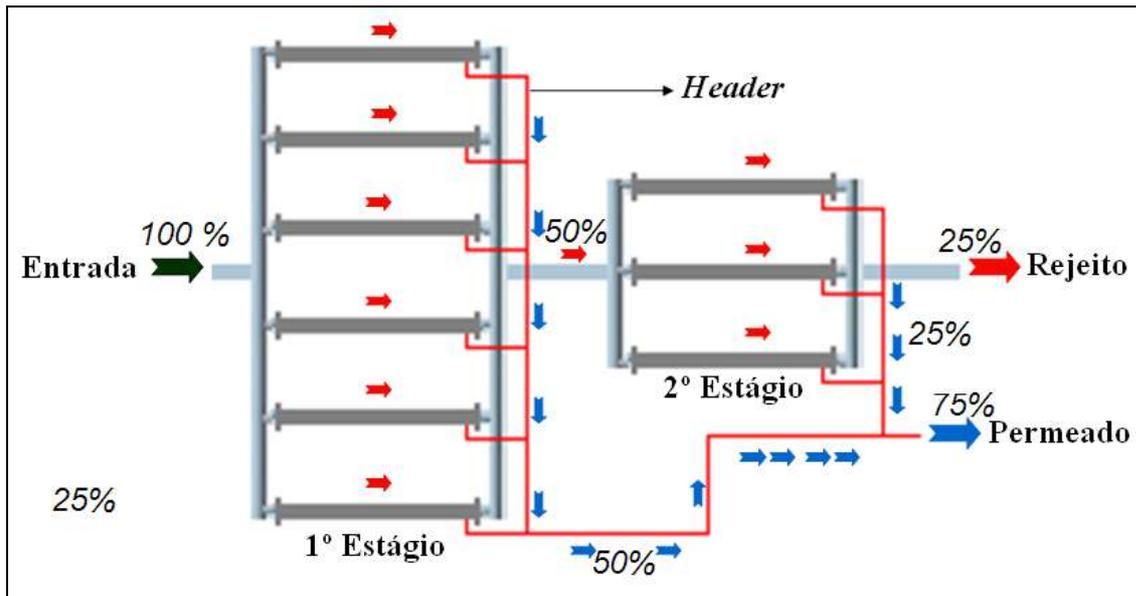


Figura III.9- Esquema para que a recuperação de 75% seja obtida.^[12]

O permeado proveniente da separação através das membranas é encaminhado para alimentar o sistema de desaeração.

Com relação à vida útil das membranas, não podemos dizer que existe exatamente uma vida útil, um prazo de validade, mas a sua duração é medida através de sua capacidade de filtração. Esta, por sua vez, varia de aplicação para aplicação, tudo vai depender da agressividade que as membranas terão de suportar em operação. Um fluido com grande turbidez, ou seja, que apresenta muito material particulado em suspensão provocará o entupimento precoce de uma membrana e, conseqüentemente, redução de sua vida útil.^[7]

Um problema que sempre surge quando se utilizam membranas é a diminuição da eficiência do processo em função do tempo. Na maioria dos casos, o principal causador desta perda de eficiência é o fenômeno conhecido como *fouling*, que se trata de um fenômeno que consiste na adsorção ou deposição de material na superfície da membrana ou ainda no interior dos poros da mesma.

Esta adsorção cria uma resistência adicional ao fluxo de massa através do meio levando, em conseqüência, a uma queda no fluxo de permeado que é o produto final da operação.^[4]



Figura III. 10: Foto de uma planta industrial. ^[17]

III. 4.3 Sistema *Clean in place* – Limpeza das membranas

O sistema *clean in place* tem a função de facilitar a limpeza das membranas quando o *fouling* estiver começando e/ou quando a qualidade do produto não estiver atendendo as exigências determinadas.

O sistema *clean in place* (CIP) consiste nos seguintes equipamentos:

- Tanques de limpeza química
- Aquecedores elétricos
- Bombas para injeção do agente de limpeza
- Filtro

A solução química para limpeza fica dentro dos tanques de estocagem. Cada tanque terá um aquecedor dentro dele para que seja feito um controle de temperatura durante a limpeza do fluido, essa temperatura aumentará até que alcance uma temperatura ótima (em torno de 40°C), o tempo de aquecimento dependerá da temperatura ambiente.

A escolha do tipo de produto químico a ser utilizado na operação de limpeza dependerá do tipo de *fouling* existente nas membranas, podendo ser soluções ácidas ou alcalinas.

Partículas Orgânicas são removidas utilizando-se uma solução de limpeza com um alto pH, enquanto partículas inorgânicas são removidas utilizando-se uma solução com um pH reduzido.

O produto químico é misturado com a água potável do sistema de água potável da plataforma e Bissulfito de Sódio para assegurar que todo cloro foi removido da solução e recirculado de volta para o interior do tanque através das bombas. O número de bombas depende do número de “trens” a serem limpos.

Essa recirculação ajuda na mistura e no aquecimento da solução de limpeza. Os tanques são dimensionados para conter toda a capacidade do Sistema de Remoção de Sulfato.

O sistema de limpeza é operado manualmente, com exceção do controle de vazão. O fluxo é regulado por uma válvula na linha de alimentação. O *set point* de vazão é ajustado manualmente antes do início da limpeza e depende da quantidade de “trens” serão limpos.

Uma vez misturados no tanque, e depois de fazer as verificações necessárias sobre o pH, temperatura e potencial redox, a solução é enviada às membranas através das bombas para que seja feita a limpeza.

Porém, antes de chegar ao banco de membranas, a solução passa pelo filtro, que irá remover partículas residuais provenientes do tanque de armazenamento, prevenindo possíveis danos as membranas.

III. 5. Remoção de Oxigênio dissolvido

A água do mar captada para injeção nos poços, a fim de aumentar o fator de recuperação e melhorar a produção, e que passa pela unidade de remoção de sulfato, deve também passar uma etapa de remoção de oxigênio dissolvido ou desaeração, antes de ser injetada.

Essa remoção do oxigênio é imprescindível em dois aspectos fundamentais. O primeiro aspecto seria a corrosão de equipamentos metálicos, visto que o oxigênio tem um efeito muito grande nas taxas de corrosão, logo sua remoção viabiliza a produção mantendo taxas de corrosão em níveis aceitáveis, aumentando a vida útil dos equipamentos e evitando que produtos de corrosão tamponem o poço. O segundo aspecto é o crescimento de microorganismos aeróbicos no poço de injeção, pois estes seres vivos dependem do oxigênio para sobreviverem e se desenvolverem, logo a desaeração inibe este crescimento.

Essa desaeração da água a ser injetada no poço pode ser feita de forma mecânica, química ou uma combinação dos dois métodos. A desaeração mecânica pode ser feita, principalmente, através de uma torre de desaeração à vacuo ou de uma torre de *stripping* de gás natural em contra corrente. Já a remoção química pode ser feita adicionando bissulfito de sódio na água a ser desaerada.

III. 5.1 Torre de *Stripping* de gás natural

Este método de desaeração mecânica consiste em entrar com a corrente de água saturada de oxigênio na parte superior e lateral da torre, fazendo com que esse fluxo de água encontre em contracorrente o gás natural que é alimentado na parte inferior e lateral da torre. Este processo está representado na figura III.11.

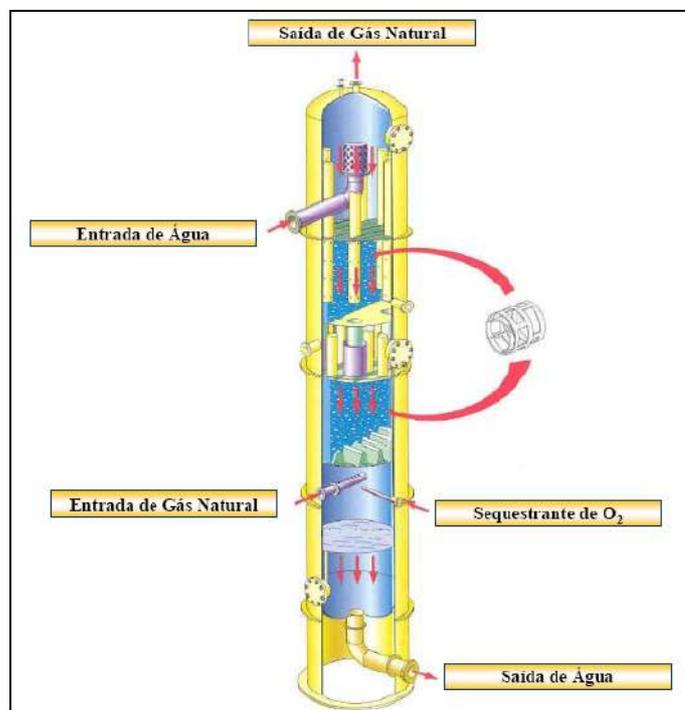


Figura III.11 – Esquema de uma desaeradora por stripping de gás natural^[12]

Devido à afinidade química entre as moléculas de oxigênio dissolvido na água e o gás natural, oxigênio é absorvido pela fase gasosa e sai pelo topo da torre, misturado ao gás natural e a fase líquida sai pelo fundo da coluna. A torre pode ser recheada, melhorando o contato entre as fases, aumentando assim a transferência de massa. Os gases dissolvidos passam da fase líquida (Água do mar) para a fase gasosa (Gás Natural) conforme as leis de Henry e de Dalton.

A corrente líquida que sai na base da torre alcança uma concentração de oxigênio dissolvido abaixo de 50 ppb (Partes por bilhão).

Pode-se reduzir ainda mais essa concentração de oxigênio dissolvido adicionando-se Bissulfito de sódio (sequestrante de O₂), que será visto na seção III.5.3, como podemos observar na figura III.11.

Um analisador de O₂ *online* monitora o conteúdo de O₂ da água desaerada e avisa, através de um alarme, se os níveis de oxigênio estiverem muito altos.

A desaeradora de *stripping* de gás natural não pode ser localizada à montante das membranas, pois existe a possibilidade de alguma falha operacional permitir o fluxo do gás pelas membranas. O gás natural arrasta frações de óleo dissolvido, devido à afinidade química e apolaridade semelhantes. Este óleo em contato com as membranas precipita e danifica permanentemente as membranas. ^[12]

III. 5.2 Torre de desaeração à vácuo

Este processo de remoção de oxigênio dissolvido se dá por meio da redução da pressão no topo da torre desaeradora, fazendo com que as moléculas de oxigênio se aglomerem no interior da fase líquida e migrem facilmente para a fase gasosa. Esse fenômeno ocorre, pois o oxigênio possui elevadas pressões de vapor.

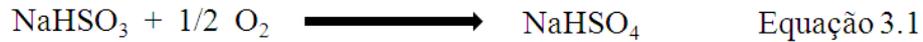
Processos usuais a vácuo conseguem reduzir o teor de oxigênio no efluente para até 50 ppb e, geralmente, necessitam da adição de antiespumante na base da torre para não prejudicar o funcionamento da bomba de vácuo.

As torres de desaeração à vácuo carregam consigo um risco de implosão causado pelo vácuo e, por esse motivo, necessitam de chapas de revestimento muito espessas. Com isso, a área utilizada na montagem dessas torres nas plataformas são maiores, pois estas são mais pesadas e espaçosas.

Além disso, este processo de remoção de oxigênio dissolvido é menos eficiente que o processo por *stripping* com gás natural em contra corrente, devido a alguns problemas relacionados à operação. Dentre eles estão às infiltrações de ar para dentro da torre durante o processo, que aumenta a pressão interna e devem ser prevenidas, a bomba de vácuo, que é um equipamento muito sensível às condições de operação e a formação de espuma no topo da desaeradora.

III. 5.3 Adição de sequestrante de oxigênio - Bissulfito de sódio

Este processo consiste em adicionar bissulfito de sódio (NaHSO₃), pois este reagente atua como sequestrante de oxigênio dissolvido, como mostrado na equação 3.1.



Porém, este processo é limitado pela concentração de oxigênio dissolvido na água e o volume a ser tratado, pois o reagente interage melhor com o cloro livre, minimizando a sua atuação sobre as moléculas de oxigênio, impedindo uma eficiente redução da concentração de oxigênio dissolvido e fazendo com que os custos relacionados a esse processo sejam mais elevados quando comparados com os processos mencionados anteriormente.

Com isso, o tratamento químico com bissulfito de sódio acaba sendo utilizado como um “polimento” para reduzir a concentração de oxigênio da água que vem da torre de desaeração por *stripping* com gás natural ou da torre de desaeração à vácuo, sendo adicionado, em ambos os casos, em um compartimento antes da saída da água na base da torre desaeradora.

Capítulo IV - Estudo comparativo dos arranjos possíveis entre as etapas de desaeração e dessulfatação

Existem prós e contras em relação à escolha do melhor arranjo para a posição da desaeradora em relação à dessulfatadora.

De acordo com pesquisas realizadas foi possível observar que não existe um padrão em relação à localização deste equipamento, ou seja, algumas plataformas consideram o arranjo da desaeradora à montante da dessulfatadora e outras à jusante. Mesmo em Unidades de uma mesma empresa, como é o caso da Petrobras, os dois arranjos possíveis podem ser vistos, o que indica que ainda não existe um consenso interno quanto ao melhor arranjo. A plataforma P-50 e o FPSO Brasil possuem o arranjo desaeradora à montante da dessulfatadora e a P-53 possui o arranjo à jusante da desaeradora.

A tabela IV.1 permite a visualização de diversas Unidades de Remoção de Sulfato no mundo, podendo as mesmas estarem em operação ou previstas.

Tabela IV. 1 – Informações sobre as Plantas Dessulfatadoras^[12]

nº	Projetos: Campo ou Plataforma	Posição da Dessulfatadora	Vazão (BBL/D)	Início de Operação	Localização	Operadora
Fora do Brasil						
1	ETAP (Eastern Trough Area Project) and associated Heron Cluster	Montante da dsaeradora	20.300	1998	Aberdeen, Escócia	BP Amoco
2	South Arne Platform	Montante da dsaeradora	125.000	2002	Setor Dinamarquês do Mar do Norte	Amerada Hess
3	Marathon's Ewing Bank 873 Platform	Jusante da dsaeradora	20.000	1994	Golfo do México	Marathon
4	Tiffany Platform	Jusante da dsaeradora	100.000	1994	Leste da Escócia, Mar do Norte	Agip
5	Brae Alpha Platform	Jusante da dsaeradora	120.000	1988	Mar do Norte	Marathon
6	Girassol-1 FPSO	Jusante da dsaeradora	390.000	2002	Angola, Oeste da África	Total Fina Elf
7	Girassol-2 FPSO	Jusante da dsaeradora	390.000	2003	Angola, Oeste da África	Total Fina Elf
No Brasil						
8	P-50 (Albacora Leste Field)	Jusante da dsaeradora	220.000	2006	Brasil	Petrobras
9	P-51 Marlim Sul	Jusante da dsaeradora	283.000	2008	Brasil	Petrobras
10	P-52 Roncador	Montante da dsaeradora	302.000	2007	Brasil	Petrobras
11	P-53 Marlim Leste	Jusante da dsaeradora	245.000	2008	Brasil	Petrobras
12	P-54 Roncador	Montante da dsaeradora	245.000	2007	Brasil	Petrobras
13	P-55 Roncador	Jusante da dsaeradora	302.000	Previsão Julho de 2011	Brasil	Petrobras
14	P-56 Marlim Sul Módulo 3	Indefinido	-	Previsão 2011	Brasil	Petrobras
15	Brasil FPSO para o Campo Roncador	Montante da dsaeradora	90.000	2007	Brasil	SBM/Petrobras

Nas seções IV.1 e IV.2 serão mostradas algumas vantagens e desvantagens de cada arranjo.

IV.1 Desaeradora à montante da dessulfatadora

Aspectos positivos:

- O cloro residual pode danificar a membrana e esse tipo de arranjo permite um controle confiável e eficiente deste agente, proporcionando um aumento da vida útil das membranas, logo, uma redução na perda da eficiência ao longo do tempo. Isto ocorre porque o Hipoclorito de sódio possui uma elevada pressão de vapor à temperatura ambiente, sendo arrastado conjuntamente com a remoção do oxigênio na Desaeradora, permitindo que o fluxo para a Dessulfatadora esteja isento de Cloro.
- Reduz a necessidade de instrumentação redundante para controlar a injeção de bissulfito utilizado para a remoção química do cloro.

- A localização da Desaeradora à montante da Dessulfatadora apresenta melhor qualidade da água produzida.

Aspectos negativos:

- Os antiespumantes siliconados são incompatíveis com as membranas, por isso não podem ser utilizados para controlar a formação de espuma na desaeradora.
- Existe um potencial de dano das membranas por golpe de aríete, devido às oscilações bruscas de pressão entre as membranas e o poço, sendo que a membrana não possui nenhuma interface após a mesma. Entretanto, o potencial de dano à membrana por golpe de aríete pode ser eliminado pela instalação de um controle de pressão.
- A Desaeradora à montante da dessulfatadora deve ser dimensionada para uma capacidade 25% maior que Desaeradora à jusante da Dessulfatadora, devido à perda do fluxo de rejeito pelas membranas na dessulfatadora.

IV. 2 Desaeradora à jusante da dessulfatadora

Aspectos positivos:

- A desaeradora à jusante da dessulfatadora pode ser projetada para uma capacidade 25 % menor que a desaeradora à montante da dessulfatadora pois não se perde o fluxo do rejeito na Dessulfatadora.
- Proteção natural das membranas contra golpe de aríete.

Aspectos negativos:

- A presença de oxigênio residual permite a ampla atividade e proliferação de bactérias aeróbicas nas membranas da dessulfatadora (*Biofouling*). Nesta configuração, o controle biológico na membrana é deficitário. Para compensar isto é recomendado, prover um tratamento antimicrobiano de choque muito agressivo, variando sempre o agente antimicrobiano e instalar um sistema e programa avançado de limpeza das membranas. Isto exige a perda da capacidade de parte do sistema durante os tratamentos, necessitando um acréscimo de capacidade total do sistema, para atender o volume de injeção requerido.
- Os fatores citados acima adicionados ao aumento da frequência de limpeza exigida, resultam na diminuição da vida útil das membranas, além do aumento rápido da concentração de sulfato na água de injeção, anteriormente às limpezas

das membranas, ou seja, o sistema opera mais distante da idealidade por mais tempo.

- Para garantir a total eliminação do cloro residual proveniente do tratamento bactericida anteriormente realizado, que é extremamente agressivo às membranas, deve ser utilizado bissulfito em excesso, resultando em maior consumo de reagentes químicos.

Capítulo V – Aspectos econômicos relacionados à unidade de remoção de sulfato (URS)

Em todo projeto se faz necessária a avaliação e estimativa de parâmetros econômicos, tais como, investimento total, custo total de operação e análises de viabilidade econômica.

O investimento total corresponde ao total de recursos mobilizados num empreendimento, sendo constituído do Investimento Fixo, Capital de Giro e Investimento de Partida.

O Investimento Fixo é a parte do investimento destinada à aquisição dos bens necessários à implementação do projeto, incluindo instalações de equipamentos e todos os recursos auxiliares necessários. Na indústria química, é comum estimar o Investimento Fixo tomando como base o valor dos equipamentos principais que serão utilizados no projeto, visto que, estes correspondem a maior parcela do investimento total. ^[25] Os demais valores que compõem o Investimento Fixo são estimados a partir de relações percentuais com o preço dos equipamentos principais. O investimento fixo pode ser dividido em investimento direto e indireto.

Os Investimentos Diretos podem ser divididos nos custos ISBL (*Inside Battery Limits*), relacionados aos custos das unidades envolvidas no processo, como por exemplo, os equipamentos, máquinas e materiais, e os custos OSBL (*Outside Battery Limits*), relacionados a unidades auxiliares necessárias ao processo, tais como unidades de tratamento de efluentes e instalações complementares, dentre outros. ^[25]

As despesas com a construção e o projeto estão relacionadas aos Investimentos Indiretos, como por exemplo, os custos com patentes, engenharia e supervisão, entre outros.

Capital de Giro é o patrimônio em conta corrente de que necessitam as empresas para atenderem às operações de produção e comercialização de bens, ou seja, é o capital de giro que garante a operacionalização do projeto. São os custos de investimento destinados ao pagamento de salários, à formação de estoque de matérias-primas e de produtos acabados e ao financiamento das vendas. Em média, o Capital de Giro representa 10 a 20% do Investimento Fixo. ^[21]

Os Custos de Partida da planta são os gastos com as modificações do processo que precisam ser feitos para que a planta possa operar na sua capacidade máxima. Estão envolvidos gastos com os equipamentos e materiais, com a mão de obra adicional necessária para o início de operação da planta e a perda de rendimento durante a remoção de imperfeições nas linhas de processamento e para que se possua capital para manter a planta

enquanto a mesma está parada ou ainda não está operando na sua capacidade máxima de produção. A faixa considerada é de 8 a 10% do Investimento Fixo, em plantas químicas. [20]

A estimativa de custos de um projeto industrial é composta por custos de produção e custos gerais. Em relação aos custos de produção, estes podem ser divididos em custos variáveis e custos fixos.

Os custos variáveis são aqueles que se alteram em função da variação da quantidade produzida, como é o caso das matérias-primas, energia e utilidades. Já os custos relacionados a impostos, seguros, aluguéis e juros são considerados custos fixos, pois permanecem mesmo quando interrompida a produção.

Os custos gerais correspondem a despesas administrativas que incluem salários de executivos e auxiliares, material de escritório, comunicações, etc. e que se encontram correlacionados apenas com a receita. [22]

No presente trabalho não será feito um estudo de viabilidade econômica, visto que, trata-se uma unidade auxiliar de uma plataforma de exploração e produção de petróleo. Os benefícios causados por uma URS estão relacionados a uma maior vida útil da plataforma e diminuição dos problemas gerados no caso de injeção de água sem o referido tratamento. Além disso, o produto final da URS, água tratada para injeção no poço, não gera receita, pois não será comercializado. Dessa forma, sem uma fonte de receita, a análise de viabilidade econômica por meio de fluxo de caixa não se faz útil.

Nos itens a seguir serão apresentadas as estimativas de investimento referente a aquisição de equipamentos e instalação, custos de operação, além de uma análise a respeito dos impactos causados pelos possíveis arranjos da desaeradora em relação a dessulfatadora no custo da URS.

V.1 – Estimativa do ISBL de uma URS

Nesta seção será estimado o valor do ISBL de uma unidade de remoção de sulfatos, a partir de informações e dados de projetos de URS's existentes e que se encontram em operação. Essas informações foram obtidas junto a fornecedores e empresas de projeto que atuam no ramo e não poderão ser divulgadas por questões legais e éticas. Além disso, foram realizadas algumas estimativas de custo de equipamentos utilizando o conceito de economia de escala, que é característico da Indústria Química.

Esse conceito de economia de escala é aplicado, pois o aumento da capacidade de um equipamento não provoca um aumento proporcional do custo do mesmo. Será utilizado um

fator de escala genérico largamente usado em engenharia química encontrado na literatura, no valor de 0,6.^[24]

Para fazer estas estimativas, utilizou-se como base o fluxograma de uma URS de uma plataforma em operação, que inclui todas as etapas já descritas no Capítulo III do presente trabalho e pode ser visto na Figura V.2, que se encontra no final desta seção.

Esta URS que será utilizada como base contém filtros grossos, filtros cartucho ou de filtração fina, trens de membranas de nanofiltração que compreendem os vasos de pressão e os elementos de membrana, sistema de limpeza *Clean in Place*, sistemas de dosagem química e desaeradora por *stripping* de gás natural.

A Tabela V.1 mostra a capacidade e quantidade de cada equipamento da URS utilizada como base.

Tabela V.1- Capacidade e quantidade de cada equipamento da URS base

Equipamentos	Capacidade		Quantidade
Pacote de Filtros Grossos	2667	m ³ /h	2
Pacote de Filtros Cartucho	533,4	m ³ /h	5
Bombas de Alta Pressão	533,4	m ³ /h	5
Trens de Membranas	533,4	m ³ /h	5
Torre desaeradora por Stripping de gás natural à jusante da dessulfatadora	2000	m ³ /h	1
Tanque de Armazenamento químico - Sistema "Clean in Place"	7	m ³	1
Aquecedor elétrico - Sistema "Clean in Place"	140	Kw	2
Filtro - Sistema "Clean in Place"	207	m ³ /h	1
Bomba de injeção - Sistema "Clean in Place"	207	m ³ /h	1
Tanque de armazenamento de Bissulfito de sódio	18	m ³	1
Tanque de armazenagem de Biocida (1)	12	m ³	1
Tanque de armazenagem de Biocida (2)	7	m ³	1
Tanque de armazenagem de Biocida da membrana	2,5	m ³	1
Tanque de armazenagem de Antiincrustante	3	m ³	1
Bombas de injeção química - Sequestrante de Cloro	2 - 40	L/h	2
Bombas de injeção química - Sequestrante de Oxigênio	0 - 70	L/h	2
Bombas de injeção química - Biocida (1)	0 - 70	L/h	2
Bombas de injeção química - Biocida (2)	0 - 3000	L/h	1
Bombas de injeção química - Biocida da membrana	0 - 140	L/h	2
Bombas de injeção química - Antiincrustante	0 - 20	L/h	2

O número de vasos de pressão e membranas de nanofiltração existentes nos cinco trens de membranas são, respectivamente, 345 e 2070, pois cada vaso de pressão contém seis membranas de nanofiltração.

Segundo informações de fornecedores de vasos de pressão e membranas de nanofiltração, o custo unitário de cada vaso é de US\$2.000,00 e US\$1.005,00 por membrana. Levando em consideração a quantidade de vasos de pressão e membranas, o custo total referente aos cinco trens de membranas será de US\$2.770.350,00.

Em relação ao custo dos pacotes de filtros grossos e filtros cartucho ou de filtragem fina, os valores não foram disponibilizados, porém, segundo um fornecedor, o custo de cada pacote de filtros, tanto grosso quanto cartucho, pode ser aproximado para 26,67% do custo total dos conjuntos vaso de pressão mais membranas de nanofiltração para este fluxograma específico. Com isso, obtivemos um custo aproximado de US\$738.760,00 por pacote.

Como no fluxograma utilizado como base há dois pacotes de filtros grossos e cinco pacotes de filtros cartucho ou de filtragem fina, alcançou-se um custo de US\$1.477.520,00 para os pacotes de filtros grossos e de US\$3.693.800,00 para os pacotes de filtros cartucho.

Outra etapa do processo é a passagem da água pelas bombas de alta pressão com capacidade de 533,4 m³/h. Porém, o custo de uma bomba de alta pressão com essa

capacidade não foi encontrado. Logo, o valor dessa bomba com capacidade de 533,4 m³/h será aproximado utilizando fator de escala, segundo a equação 5.1, tomando como referência uma bomba com características semelhantes e que tem a mesma finalidade, de capacidade de 700 m³/h, cujo custo disponibilizado por um fornecedor é de US\$1.500.000 por bomba.

$$\$_A = (Q_A / Q_B)^{0,6} \times \$_B \quad \text{Equação 5.1}$$

Onde:

$\$_A$ – Custo aproximado da bomba A

$\$_B$ – Custo da bomba B

Q_A – Capacidade bomba A

Q_B – Capacidade da bomba B

A tabela V.2 mostra o preço aproximado e capacidade da bomba A em comparação a bomba B.

Tabela V.2 – Preço aproximado da bomba A em comparação a bomba B

Bomba	Capacidade da bomba	Preço
A	533,4 m ³ /h	US \$ 1.274.278,00
B	700 m ³ /h	US \$ 1.500.000,00

Com isso, o preço estimado de uma bomba de alta pressão com capacidade de 533,4 m³/h é de US\$1.274.278,00. Como o processo utilizado como base para estimativa de investimento utiliza cinco bombas de alta pressão, o valor total referente às bombas de alta pressão será de US\$6.371.390,00.

No caso da desaeradora, um custo para uma torre desaeradora de uma unidade com a mesma capacidade, arranjo dos equipamentos e ação (*Stripping* de gás natural) da torre do processo assumido como base foi disponibilizado por um fornecedor. Logo, será assumido este valor para a desaeradora que é de US\$800.000,00.

Para completar a estimativa de custo total dos equipamentos utilizados na URS, é necessário saber o custo do sistema de limpeza química *Clean in Place* (CIP) e do custo dos sistemas de injeção química. Segundo informação de fornecedor, o sistema CIP representa 10% do custo total de equipamentos da unidade, assim como os sistemas de injeção química. Então, o somatório dos custos dos pacotes de equipamentos estimados e calculados anteriormente representa 80% do custo total de equipamentos. A tabela V.3 mostra o somatório destes custos anteriores.

TabelaV.3 - Lista de equipamentos que representam 80% do custo total

Pacote de equipamentos	Custo do pacote
Vasos de Pressão + Membranas	US\$ 2.770.350,00
Pacote de filtros grossos	US\$ 1.477.520,00
Pacote de filtros finos	US\$ 3.693.800,00
Bombas de alta pressão	US\$ 6.371.390,00
Torre desaeradora por Stripping de gas natural	US\$ 800.000,00
Total	US\$ 15.113.060,00

Como o custo total dos pacotes de equipamentos estimados anteriormente é de US\$15.113.060,00 e representam 80% do custo total de equipamentos, o custo do sistema CIP mais o custo dos sistemas de injeção química baseados nas informações do fornecedor é de US\$3.778.264,00.

Com isso, o custo total dos equipamentos pode ser estimado em US\$18.891.324,00 e tem uma seguinte distribuição percentual por etapa como mostrada na Figura V.1.

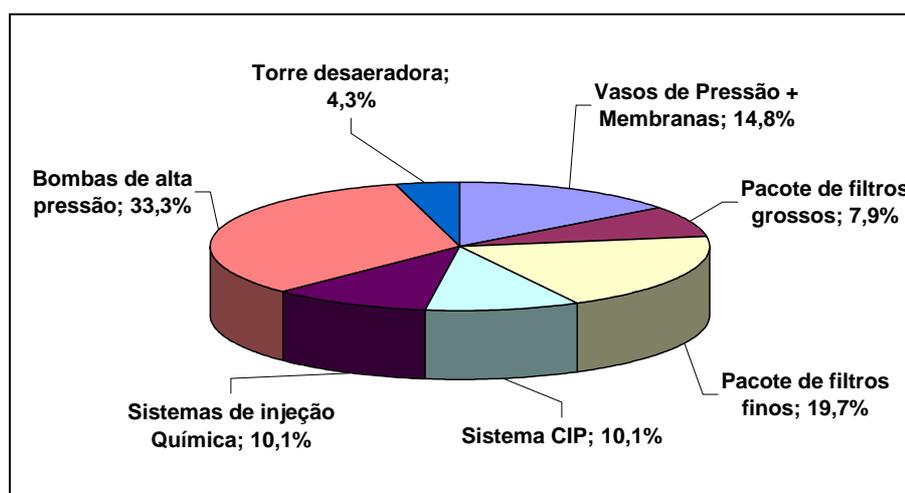


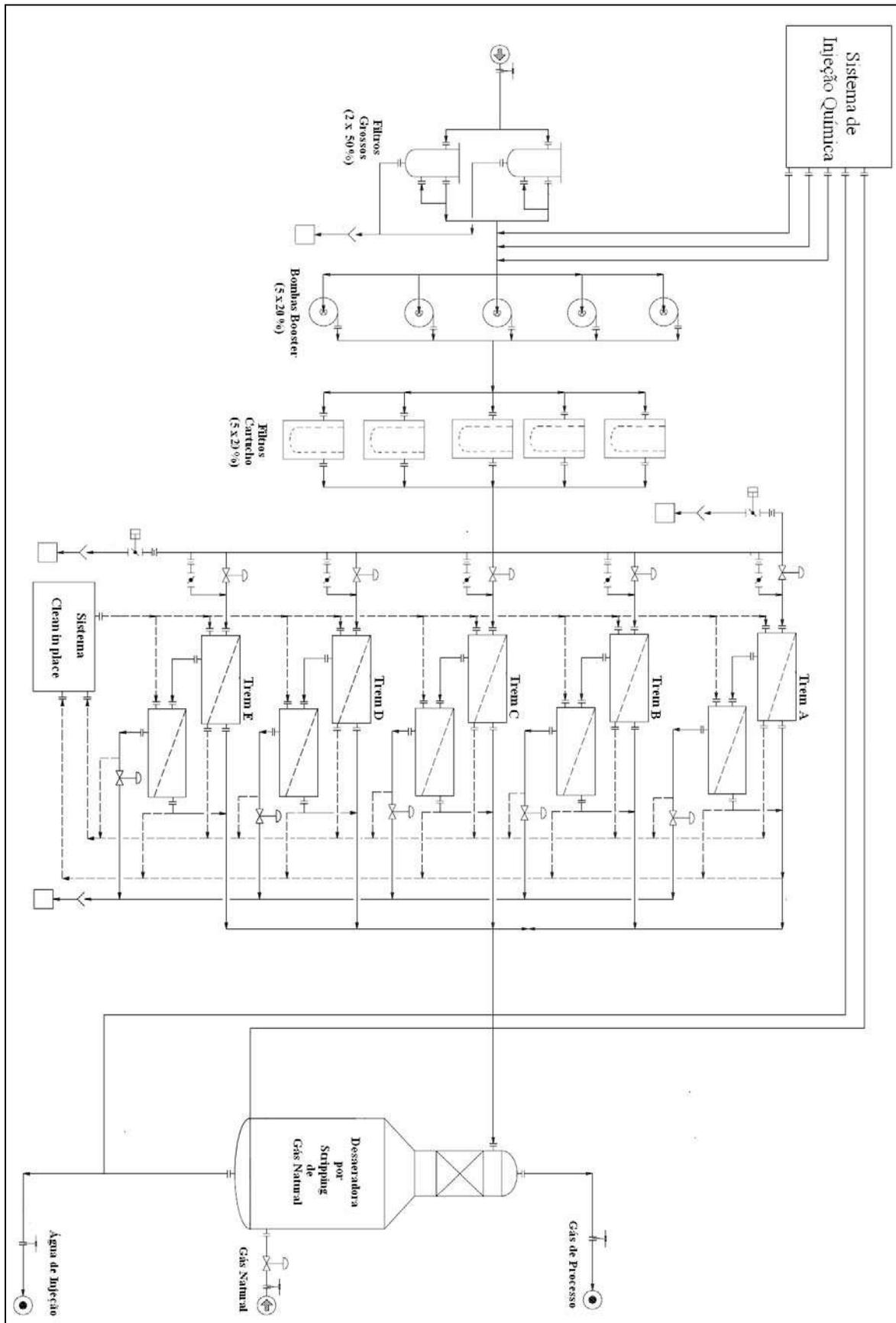
Figura V.1 – Percentual dos custos dos pacotes de equipamento

Após estimar o custo total dos equipamentos da URS em questão, é possível estimar o ISBL para a unidade, pois ainda segundo um fornecedor, para se obter os custos referentes a estruturas, tubulações e acessórios, instalações dos equipamentos, controle e instrumentação e todo o serviço de soldagem, montagem e testes deve se acrescentar 50% do valor total dos custos de equipamentos.

Com isso, para uma URS como a do fluxograma mostrado na figura V.2, o valor estimado do ISBL é de US\$28.336.986,00. A Tabela V.4 discrimina os custos de equipamentos e outros custos até o valor final do ISBL.

Tabela V.4 – Composição do custo ISBL

Estimativa do ISBL			
Quantidade	Aquisição de Equipamentos (AE) Equipamento	Custo Unitário (US\$)	Custo Total (US\$)
2	Pacote de Filtros Grossos (Coarse Filters)	738.760,00	1.477.520,00
5	Pacote de Filtros Cartucho (Cartridge Filters)	738.760,00	3.693.800,00
345	Vaso de Pressão	2.000,00	690.000,00
2070	Membrana de NF	1.005,00	2.080.350,00
1	Torre de desaeração por <i>Stripping</i> de Gas Natural	800.000,00	800.000,00
5	Bomba Booster	1.274.278,00	6.371.390,00
1	Sistema de limpeza - Clean in Place	1.889.132,00	1.889.132,00
1	Sistemas de injeção química	1.889.132,00	1.889.132,00
Custo total de equipamentos			18.891.324,00
Equipamentos destinados ao Controle de Qualidade			
Instalação de equipamentos			
Controle e Instrumentação			
Tubulações			
Materiais e Equipamentos Elétricos			
Montagem, soldagem e testes			
ISBL			28.336.986,00
50% AE			9.445.662,00



FiguraV.2 – Fluxograma elaborado com base em informações de empresas de projeto

V.2 – Estimativa do custo operacional de uma URS

O objetivo da presente seção é estimar o custo operacional da URS representada na Figura V.2, levando em consideração os custos anuais relacionados ao consumo de reagentes químicos, limpeza das membranas, troca de filtros cartucho, mão de obra e energia.

Os custos anuais relacionados ao consumo de reagentes químicos e limpeza das membranas serão estimados a partir de dados de uma URS que se encontra em operação com capacidade de 795 m³/h, inferior à capacidade da unidade tomada como base, que é de 2667 m³/h, e que foi fornecida por uma empresa que atua no ramo. Esta estimativa será calculada usando uma relação linear entre as capacidades, como mostrado na equação 5.2.

$$\$_A = \frac{Q_A}{Q_B} \times \$_B \quad \text{Equação 5.2}$$

Onde:

$\$_A$ – Custo relacionado aos reagentes químicos e limpeza da URS “A”

$\$_B$ – Custo relacionado aos reagentes químicos e limpeza da URS “B”

Q_A – Capacidade da URS “A”

Q_B – Capacidade da URS “B”

Na tabela V.5, estão mostrados os valores de custo referentes à URS com capacidade 795 m³/h.

Tabela V.5 – Custo de uma URS com capacidade de 795 m³/h com reagentes químicos e limpeza

Reagente Químico	Consumo Anual	Custo unitário	Custo anual por reagente
Biocida para Membranas	0,8 m ³ /ano	R\$ 55,26 /L	R\$ 44.208,00 /ano
Anti scalante para as membranas	24,8 m ³ /ano	R\$ 42,35 /L	R\$ 1.050.280,00 /ano
Biocida contínuo	40,7 m ³ /ano	R\$ 7,90 /L	R\$ 321.534,00 /ano
Biocida Injeção de Choque	16,6 m ³ /ano	R\$ 19,88 /L	R\$ 330.008,00 /ano
Sequestrante de Cl ₂ e O ₂	12,3 m ³ /ano	R\$ 3,63 /L	R\$ 44.649,00 /ano
Agente de Limpeza das Membranas Básica	6100,0 Kg/ano	R\$ 31,82 /L	R\$ 194.102,00 /ano
Agente de Limpeza das Membranas Ácida	3300,0 Kg/ano	R\$ 28,93 /L	R\$ 95.459,00 /ano
Custo total com reagentes químicos e limpeza			R\$ 2.080.240,00 /ano

A partir destes dados da Tabela V.5, é possível estimar os custos anuais relacionados aos reagentes químicos e limpeza da URS usada como base, utilizando a equação 5.2. Com isso, o custo anual com reagentes químicos e limpeza calculado é igual a R\$6.978.616,00 por ano, como mostra a Tabela V.6.

Tabela V.6 – Custo com reagentes e limpeza para cada URS

URS	Capacidade (m ³ /h)	Custo com Reagentes e Limpeza (R\$/ano)
A	2667	R\$ 6.978.616,00
B	795	R\$ 2.080.240,00

O custo anual relativo à troca de filtros cartucho será estimado a partir de uma relação percentual informada por uma empresa atuante no setor. Segundo informações obtidas, este custo é de 40 % do total gasto anualmente com reagentes químicos e limpeza. Logo, considerando o valor apresentado na Tabela V.6 este custo é estimado em R\$2.791.446,00 por ano.

Já os custos anuais de mão de obra e energia serão estimados a partir de relações percentuais encontrados na bibliografia^[18]. Para calcular os custos anuais com mão de obra e energia foi considerado que estes custos representam aproximadamente 65% a mais do que valor total gasto anualmente com reagentes químicos e limpeza, para cada tipo de custo. Com isso, mão de obra e energia representam um custo de R\$11.514.716,00 por ano cada.

O custo total relacionado com reagentes químicos, limpeza, troca de filtros cartucho, mão de obra e energia e mostrado na Tabela V.7.

Tabela V.7 – Relação dos custos de operação para a URS em estudo

Tipo de Custo	Custo operacional por tipo (R\$/ano)
Reagentes químicos	6.978.616,00
Limpeza	
Troca de filtros	2.791.446,00
Energia	11.514.716,00
Mão de obra	11.514.716,00
Total	32.799.494,00

V.3 – Impacto da posição da desaeradora no custo da URS

Uma das decisões mais importantes e difíceis a ser tomada em um projeto de uma unidade de tratamento de água do mar para injeção em poços de petróleo é a escolha da posição da desaeradora em relação à dessulfatadora. Como foi visto no capítulo anterior, são muitas as considerações sobre as vantagens e desvantagens de cada arranjo (desaeradora à montante ou à jusante da dessulfatadora). Esta decisão se baseia, principalmente, em estudos

econômicos (CAPEX / OPEX) e na qualidade da mão-de-obra empenhada na operação e manutenção da planta.

CAPEX é a sigla da expressão inglesa *Capital Expenditure* (em português, despesas de capital ou investimento em bens de capital) e que designa o montante de dinheiro despendido na aquisição (ou introdução de melhorias) de bens de capital de uma determinada empresa. O CAPEX é, portanto, o montante de investimentos realizados em equipamentos e instalações de forma a implantar o sistema de produção de um produto ou serviço ou para manter em funcionamento um negócio ou um determinado sistema. Por outro lado, o OPEX, sigla inglesa para *Operational Expenditure* (em português, despesas de operação), refere-se ao custo associado à manutenção dos equipamentos e aos gastos de consumíveis e outras despesas operacionais, necessários à produção e à manutenção em funcionamento do negócio ou sistema. Relacionando estes termos aos usados nas seções anteriores, o CAPEX é o investimento enquanto o OPEX diz respeito aos custos de produção. ^[19]

A partir das considerações sobre as vantagens e desvantagens de cada arranjo feitas no capítulo anterior, pode-se analisar como elas afetam o custo da URS:

- A redução da instrumentação para controlar a injeção de bissulfito impacta em menores custos, visto que reduzirá a complexidade operacional e de sistema de controle.
- O custo da URS pode variar dependendo da localização da desaeradora, também porque o custo deste equipamento varia de acordo com a capacidade, que não será a mesma.
- Se a remoção de oxigênio for feita antes da passagem pelas membranas, a desaeradora deverá ser projetada para a alimentação da unidade de remoção. Para uma injeção de água livre de sulfato de 100 MBWPD (Barril de água por dia), a desaeradora deverá ser dimensionada para 133 MBWPD, pois o rendimento da unidade de remoção de sulfato é 75%. E se a desaeradora se encontrar à jusante das membranas, o equipamento deverá ser projetado para a produção de água livre de sulfato, ou seja, 100MBPD, que terá um custo menor.
- A proteção natural das membranas contra golpe de aríete garante que não seja gasto capital extra para implementação de controle de pressão e menos ainda para uma possível troca das membranas, que seria necessário caso algum dano ocorresse.

- O aumento do consumo de reagentes químicos também é um fator que pode afetar o CAPEX da URS, visto que será necessário, para a injeção química, o uso de equipamentos de maior capacidade e conseqüentemente mais caros.

A Tabela V.8 apresenta um estudo para a plataforma P-51 de Marlim Sul de forma a comparar os valores de CAPEX e OPEX em função da posição da desaeradora.

Para esta plataforma foi tomada a decisão de montar a desaeradora à montante da dessulfatadora, já que tanto os dados de CAPEX como de OPEX foram favoráveis a este arranjo.

Tabela V.8 - Análise Comparativa da Localização do Processo de Desaeração para a Plataforma Petrobras P-51 para o Campo de Marlim Sul. [12]

Parâmetro	Desaeradora à Montante da Dessulfatadora 1 x 100 %	Desaeradora à Jusante da Dessulfatadora 1 x 100 %	Unidades de Medidas
Torre de Vácuo			
Vazão	2500	1875 cada	m ³ /h
Pressão de Entrada	0,5	0,5	barg
Pressão de Saída	-0,35	-0,35	barg
Diâmetro da Torre	5,6	4,1	m
Velocidade de Fluxo	102,6	141,7	m/h
Altura da Torre	17,2 (SS), 27 (OAH)	17,2 (SS), 27 (OAH)	m
Peso Seco da Torre	138,29	100	10 ³ kg
Peso Operacional da Torre	314,8	229,8	10 ³ kg
Área de Footprint	38	22	m ²
Estimativa de CAPEX (±15%)	1.087.625	826.938	US\$
Bombas de Vácuo			
Dimensões do Skid	3,7 x 5,1 x 3,75	3,7 x 5,1 x 3,75	m
Peso Seco do Skid	17,7	17,7	10 ³ kg
Peso Operacional do Skid	18	18	10 ³ kg
Área de Footprint	19	19	m ²
Estimativa de CAPEX (±15%)	816.250	751.250	US\$
Bomba Booster Adicional			
Dimensões do Skid	Não Requerida	4 x 33 %	unidade
Peso Seco do Skid	Não Requerida	6,5 x 9,5 x 4,3	m
Peso Operacional do Skid	Não Requerida	33,1	10 ³ kg
Área de Footprint	Não Requerida	34,1	10 ³ kg
Estimativa de CAPEX (±15%)	0	1.206.000	US\$
Limpeza das Membranas			
Frequência de Limpeza das Membranas SR90	6 por ano	12 por ano	vezes/ano
Potencial de Bio-fouling das Membranas SR90	Baixo	Alto	vezes/ano
Volume de Água Potável Consumido	2304	4608	m ³ /ano
Custo do Consumo Interno de Produtos Químicos (Diferença Relativa)	0	176.500	US\$
Injeção Química			
Antiespumante Metabissulfito de Sódio	Não Requerida	0,32 (1 ppm) 9 (35,8 ppm)	m ³ /semana
Dimensões do Skid Antiespumante Metabissulfito de Sódio	Não Requerida	2,3 x 3,0 x 2,75 2,3 x 3,0 x 2,75	m
Peso Seco do Skid Antiespumante Metabissulfito de Sódio	Não Requerido	3,9	10 ³ kg
Peso Operacional do Skid Antiespumante Metabissulfito de Sódio		3,9	10 ³ kg
Área de Footprint	Não Requerida	14	m ²
Estimativa de CAPEX (±15%)	Não Aplicável	334.000	US\$
Estimativa de OPEX (±15%) Antiespumante Metabissulfito de Sódio	0	172.700	US\$
Informações de Sumário			
Total Área de Footprint	57	103	m ²
Peso Total Fabricado	156	157	10 ³ kg
Peso Total Operacional	333	300	10 ³ kg
CAPEX Total	1.903.875	3.118.188	US\$
OPEX Total (Diferença Relativa)	0	349.200	US\$

Capítulo VI - Conclusões

A implantação de uma URS permite a injeção de uma água livre de sulfato em poços produtores de petróleo, evitando a formação de incrustações nas tubulações e garantindo assim, uma maior prevenção e evitando a ocorrência de parada de produção para intervenção em poços que foram obstruídos.

Não há uma posição definida a respeito do melhor arranjo a ser empregado. Pela Tabela IV.1, pode ser observado que a longo dos anos, os arranjos foram variados e que não há um modelo preferido nem mesmo quando se trata da mesma operadora, como é o caso da Petrobras.

A localização da Desaeradora em relação à Dessulfatadora deve ser feita mediante a análise de *CAPEX* e *OPEX*. Para o caso da Plataforma P-51 de Marlim Sul apresentado no item V.3, a melhor opção seria a desaeradora a montante da dessulfatadora, visto que essa conformação apresentaria menores dados de *CAPEX* e *OPEX*, e essa escolha deve ser fundamentada em vantagens econômicas, porém cada caso possui características diferentes e deve ser estudado individualmente.

Em relação aos aspectos econômicos, as informações utilizadas para se fazer as estimativas do ISBL da unidade são muito restritas, principalmente as que dizem respeito aos custos com reagentes químicos, limpeza, mão de obra, energia e troca de filtros.

Para os cálculos de estimativa do ISBL foram utilizadas informações conseguidas junto a fornecedores e empresas de projeto que atuam no ramo. Com essas informações, chegou-se a um valor de US\$28.336.986,00 e este valor está muito próximo ao valor do ISBL fornecido, de US\$30.000.000,00, para uma URS semelhante à utilizada como base para os cálculos.

Além disso, como o investimento total de uma plataforma de exploração e produção de petróleo gira em torno de US\$1.000.000.000,00, segundo a empresa fornecedora das informações, concluiu-se que o valor do ISBL para uma URS representa aproximadamente 3% deste investimento.

Já os custos operacionais relacionados com reagentes químicos e limpeza foram estimados a partir de dados de uma URS que se encontra em operação em uma plataforma com capacidade diferente da URS tomada como base, utilizando uma proporção linear entre capacidade e custo. Encontrou-se um valor de R\$6.978.616,00 por ano.

Com isso, foi possível calcular os custos relacionados com troca de filtros, mão de obra e energia utilizando valores percentuais destes custos em relação ao custo com

reagentes químicos e limpeza de membranas, que foram conseguidos junto às empresas consultadas e na literatura.

Estes valores foram de R\$2.791.446,00 por ano para troca de filtros cartucho, R\$11.514.716,00 por ano para mão de obra e R\$11.514.716,00 por ano para energia.

Devido à falta de informações, não se chegou a uma conclusão se os valores dos custos operacionais estão próximos aos valores reais de uma URS.

Capítulo VII - Referências Bibliográficas

1. Da Silva, Raphael Monteiro Pereira; Bedrikovetsky Pavel G. - Perda de produtividade e injetividade por incrustação, Boletim Técnico da Produção de Petróleo, Rio de Janeiro – Volume 2, Nº2, p.341 – 371.

2. Moreira, Alinne Dos Santos – Sistemas Laboratoriais para estudos de Incrustação de Sulfato de Bário em reservatório de Petróleo (Um Estado da Arte), Junho de 2006.

3. Patricio, Flavia Marcela Rigatto – Modelagem Analítica para Reinjeção de Água Produzida com efeitos na Incrustação de Sulfato de Bário, Junho de 2006.

4. Alves, Thais de Lima – Estudo da Formação de Incrustações Inorgânicas em Membranas de Nanofiltração Utilizadas em Processos de Dessulfatação, 2006.

5. Dos Ramos, Gabriela Marques – Fibras Ocas Compostas para Osmose Inversa e Nanofiltração Baseadas em Poli (álcool Vinílico) com resistência a agentes Oxidantes e Incrustações Orgânicas, Dezembro de 2008.

6. Mucciato, João Carlos – Em base no fenômeno natural – Revista Meio Filtrante, Ano V, Edição Nº20 – Maio/Junho de 2006. Acessado em 4 de janeiro de 2010.

7. Dias, Tiago – Membranas: Filtrante de Tecnologia Avançada / A eficiência do filtro de cartucho - Revista Meio Filtrante, Ano V, Edição Nº23 – Novembro/Dezembro de 2006. Acessado em 26 de janeiro de 2010.

8. Crabtree, Mike; Eslinger, David; Fletcher, Phil; Miller, Matt; Johnson, Ashley; King, George– La Lucha Contra las Incrustaciones – Remoción y Prevención – Oilfield Review – Otoño1999

9. Vasconcelos, Michelle A.; Ligório, Warley – Contribuição da Unidade de Remoção de Sulfato na Redução de Perdas por Incrustação: Um Estudo Comparado Aplicado ao Caso de Uma Plataforma de Produção “Offshore”

10. Revista da Engenharia de Instalações no Mar da FSMA, nº 03 Jan/Junho de 2009.

11. Petrobras, 2008. Bacia de campos – A maior reserva de petróleo do Brasil. Disponível em:
http://www2.petrobras.com.br/petrobras/portugues/plataforma/pla_bacia_campos.htm.
Acessado em 15 de Março de 2010.

12. Ribeiro, Jonatas Ribeiro – Tecnologia de Tratamento da Água do Mar para Injeção em Reservatório: Estudo da melhor seqüência de processo, considerando o posicionamento da Unidade dessulfadora por nanofiltração em relação a unidade desaeradora. Monografia

(especialização em Engenharia de Petróleo) – Escola Politécnica, Universidade Federal da Bahia, Salvador, Agosto de 2006.

13. Daher, José Sérgio – Avaliação de Incrustação de Sais Inorgânicos em Reservatórios Inconsolidados Através da Simulação Numérica, Dezembro de 2003.

14. Davis, Roy A.; Southwell George – Considerações práticas para assegurar a minimização de custos no projeto e operação de sistemas de remoção de sulfato – Exposição e Conferência de Óleo e Gás , Rio de Janeiro, setembro de 2006.

15. Dias, Tiago – Por dentro da produção de óleo e gás - Revista Meio Filtrante, Ano VII, Edição N°34 – Setembro/Outubro de 2008. Acessado em 26 de janeiro de 2010.

16. www.purifil.com.br/filtro-cartucho.htm

17. Habert, Alberto Cláudio; Borges, Cristiano Piacsek; Nóbrega, Ronaldo; de Oliveira, Daniela Romão; dos Ramos, Gabriela Marques; Bertoldo, Leonardo C. - Fundamentos e Operação do Processo de Osmose Inversa - Programa de Engenharia Química – COPPE Universidade Federal do Rio de Janeiro - Maio / Junho de 2005.

18. Davis, Roy A.; Southwell, Georde – Considerações práticas para assegurar a minimização de custos no projeto e operação de sistemas de remoção de sulfato – Exposição e conferência de óleo e gás, Rio de Janeiro, 2006

19. <http://pt.wikipedia.org/wiki/CAPEX>, acessado em 11 de agosto de 2010.

20. Gonzaga, Cristiane São Bento; Cotrim, Mariana Petrillo; Ribas, Rafael Cavaliere - Projeto de uma Planta para a Produção de Fator IX Recombinante - Projeto Final de Curso, EQ/UFRJ, Rio de Janeiro, setembro de 2009.

21. Martins, J.V.B., Apostila de Planejamento e Avaliação de Projetos, EQ/UFRJ. 2003.

22. Perlingeiro, Carlos Augusto G. - Engenharia de Processos – Análise, simulação, otimização e síntese de processos químicos, 2005.

23. www.wateranywhere.com , acessado em 10 de agosto de 2010.

24. Peters, Max S.; Timmehaus D. - Plant Design and Economics for Chemical Engineers, 1991.

25. Valle-Riestra, J. F. “Project Evaluation in the Chemical Process Industries” USA: McGraw-Hill, Inc.,1983.