



UNIVERSIDADE FEDERAL DA BAHIA
ESCOLA POLITÉCNICA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA INDUSTRIAL

ALBÉRICO RICARDO PASSOS DA MOTTA

**TRATAMENTO DE ÁGUA PRODUZIDA DE PETRÓLEO PARA
REMOÇÃO DE ÓLEO ATRAVÉS DA INTEGRAÇÃO DOS PROCESSOS
COM COALESCEDOR EM LEITO E MICROFILTRAÇÃO**

Salvador
2014

ALBÉRICO RICARDO PASSOS DA MOTTA

**TRATAMENTO DE ÁGUA PRODUZIDA DE PETRÓLEO PARA REMOÇÃO DE
ÓLEO ATRAVÉS DA INTEGRAÇÃO DOS PROCESSOS COM COALESCEDOR EM
LEITO E MICROFILTRAÇÃO**

Tese de doutorado apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Industrial, da Universidade Federal da Bahia, como requisito parcial à obtenção do título de Doutor em Ciências em Engenharia Industrial.

Orientadores: Prof. Dr. Cristiano Piacsek Borges
Prof. Dr. Karla Patrícia Santos Oliveira Rodriguez Esquerre
Prof. Dr. Asher Kiperstok

Salvador

2014

M921 Motta, Alberico Ricardo Passos da.

Tratamento de água produzida de petróleo para remoção de óleo através da integração dos processos com coalescedor em leito e microfiltração / Alberico Ricardo Passos da Motta. – Salvador, 2014.

256f. : il. Color.

Orientador: Prof. Dr. Cristiano Piacsek Borges.

Co-Orientadora: Profa. Dra. Karla Patrícia Santos Oliveira Rodriguez Esquerre.

Tese (doutorado) – Universidade Federal da Bahia. Escola Politécnica, 2014.

1. Petróleo - produção. 2. Água. 3. Óleo. I. Borges, Cristiano Piacsek. II. Esquerre, Karla Patrícia Santos Oliveira Rodriguez. III. Universidade Federal da Bahia. IV. Título.

CDD: 665.5

ALBERICO RICARDO PASSOS DA MOTTA

TRATAMENTO DE ÁGUA PRODUZIDA DE PETRÓLEO PARA REMOÇÃO
DE ÓLEO ATRAVÉS DA INTEGRAÇÃO DOS PROCESSOS COM
COALESCEDOR EM LEITO E MICROFILTRAÇÃO

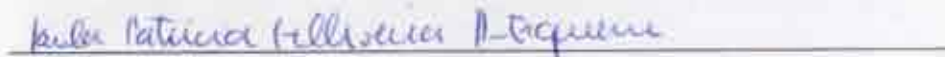
Tese de doutorado apresentada ao Programa de Pós-Graduação
em Engenharia Industrial, da Universidade Federal da Bahia,
como requisito parcial à obtenção do título de Doutor em
Ciências em Engenharia Industrial.

Aprovado em:

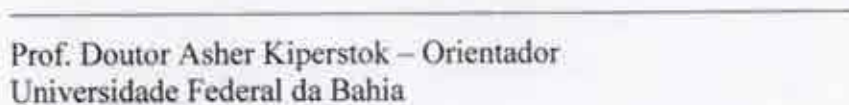
BANCA EXAMINADORA



Prof. Doutor Cristiano Piacsek Borges – Orientador
Universidade Federal do Rio de Janeiro



Prof. Doutor Karla Patricia Santos Oliveira Rodriguez Esquerre – Orientador
Universidade Federal da Bahia



Prof. Doutor Asher Kiperstok – Orientador
Universidade Federal da Bahia



Prof. Doutor Fabiana Valéria da Fonseca
Universidade Federal do Rio de Janeiro



Doutor Marcel Vasconcelos Melo
Petrobras S.A



Prof. Doutor André Bezerra dos Santos
Universidade Federal do Ceará



Prof. Doutor Luciano Matos Queiroz
Universidade Federal da Bahia

AGRADECIMENTOS

Meus pais, Alvino e Ruth (em memória), pelo estímulo e suporte dados para prosseguimento dos estudos.

Sandra Marinho, minha mulher e companheira, pela compreensão, abdicção e estímulo constantes ao longo de toda a jornada.

A “filhota” Daniela e a “mana” Raquel pela manutenção do equilíbrio e da harmonia do dia-a-dia e pela capacidade de integração de ambas.

Meus orientadores Cristiano Piacsek Borges, Karla Esquerre e Asher Kipersok pelo suporte técnico e acadêmico além do grande estímulo para superar os obstáculos. Agradecimento especial a Cristiano pelas horas consumidas nas discussões de orientação.

Ao Laboratório de Membranas da Coppe, pela aquisição e montagem da unidade experimental utilizada, destacando-se:

Cristiano Borges, pela viabilização dos recursos.

Bob, pela montagem e auxílio nos testes, sempre com grande simpatia e presteza.

Cristina e Beth pelo acolhimento e suporte no desenvolvimento dos ensaios preliminares.

A empresa Pam Membranas, destacando-se Bentes, pelo fornecimento do módulo de membranas e pelos testes de caracterização das membranas.

A Petrobras / Universidade Petrobras

Agradecimento especial a Adelino Carlos Leandro da Silva, por prover os meios necessários para viabilização do doutorado junto a empresa e para dar andamento às atividades experimentais.

Izabel Santana e Helton Oliveira pelo apoio e incentivo.

Às colegas e os colegas de sala do Ed. Civil Trade, pela manutenção de uma excelente atmosfera de trabalho.

Estagiários Pedro, Larissa, Rafaela, Lívia, Larissa e, principalmente, Lucas, que prestou uma contribuição valiosa na revisão de um artigo que acabou sendo publicado.

A Petrobras / Cenpes

Oswaldo Aquino pelo convite para desenvolvimento dos experimentos no Laboratório de Resuso de Água (LARA).

Marcel Vasconcelos Melo, pelo acolhimento na parte experimental do trabalho e por prover os meios para desenvolvimentos dos experimentos, além das preciosas consultas técnicas.

Ana Maria Travalloni, pela presteza na colaboração e no atendimento às preciosas consultas técnicas.

Lino e toda a equipe do LARA, pela postura extremamente colaborativa e pela manutenção de uma excelente atmosfera de trabalho.

Michelle, Rafael, Wallace, Marcus, Marcão, Rodrigo Abreu, pelo suporte e apoio direto nos experimentos, além de Rossana, Rosana, Junior.

Sara e Norma pelas orientações nas análises de laboratório.

Equipe de manutenção de tubulações, destacando-se Estevão e Miguel pelos meticulosos e perfeitos trabalhos constantemente realizados nas linhas e conexões das unidade experimental.

Oficina de manutenção mecânica – a João pelo pronto atendimento nos reparos e otimizações de componentes da unidade experimental e a Carmelo pela amigável recepção e presteza.

A Petrobras / Compartilhado / Biblioteca

Tatiana, Stephanie e Rafael, pelo excelente e meticuloso trabalho de normalização.

Ao Programa de Engenharia Industrial (PEI), destacando-se Tatiane na presteza no atendimento e apoio.

Ao grande amigo Jefferson Paim, pelo fantástico senso de amizade e companheirismo que desfruto desde criança.

Aos ex-colegas do Colégio da Polícia Militar - CPM Paulo Pinheiro, Paulo Bomfim, Carneiro, Miranda, Gomes e Luís Arthur, também pela amizade mantida até hoje.

RESUMO

A água produzida (AP) é a maior corrente de efluentes das atividades de produção de petróleo. Além dos elevados volumes gerados, a AP possui uma composição bastante diversificada, onde o teor de óleos e graxas (TOG) é um parâmetro que merece atenção especial. As tecnologias comumente aplicadas para remoção de TOG nem sempre são capazes de atingir o nível de eficiência desejado, principalmente se esse composto estiver presente na AP sob a forma de emulsão de óleo-em-água (O/A) e com gotas com diâmetros abaixo de 10 μm . O objetivo desta tese é avaliar o processo de tratamento de AP para remoção de óleo através da integração dos processos coalescedor em leito e membranas de microfiltração (MF). Essa associação visa combinar as vantagens e superar os problemas operacionais que ambos os processos apresentam, quando aplicados separadamente. No caso, o coalescedor de leito foi usado como processo de pré-tratamento a fim de reduzir o TOG na sua corrente de saída (TOG_{sc}), usada para alimentação das membranas. Os ensaios foram realizados utilizando amostras de emulsão O/A sintéticas, que foram geradas em uma planta industrial. O óleo utilizado foi petróleo bruto com grau API de 28,3°. O coalescedor utilizado operou em condição de fluxo ascendente. O seu leito foi constituído por resinas poliméricas de troca catiônicas, com uma altura de leito de 5 cm. O sistema de membranas foi constituído por um módulo de MF do tipo polimérica de fibra-oca, instalado de forma submersa em um reservatório. Os ensaios foram realizados com TOG na alimentação do coalescedor (TOG_{ac}) com valores de 200 e 400 mg.L^{-1} e com diâmetros de gotas de óleo entre 3 a 8 μm . No coalescedor, a velocidade do fluido (v) variou de 4,4 a 17,4 m.h^{-1} . As taxas de recuperação de água no sistema de MF (Rec) foram de 0,75 e 0,90; enquanto que os valores absolutos de pressão através das membranas (Δp_m) variaram de -0,12 a -0,30 bar. Os resultados mostraram que o coalescedor operou em condições estáveis, atingindo valores de eficiência de 35 a 52%, em termos de remoção de TOG. A eficiência global do processo integrado atingiu de 93 a 100% e o TOG no permeado (TOG_p) variou entre 0,1 a 14,8 mg.L^{-1} . Estes resultados indicam que o efluente do processo integrado apresentou uma boa qualidade, não só apenas para fins de descarte ou injeção, mas também para a reuso em processos industriais. A estabilidade do processo foi verificada para os parâmetros Δp_m , TOG_{ac}, v e Rec. Sobre o Δp_m , verificou-se que o menor dos seus dois valores testados (-0,20 bar) resultou em menores valores de TOG_p e de J_p no tempo de 6 horas. Sobre TOG_{ac}, v e Rec, verificou-se que a elevação de qualquer um desses três parâmetros acentuava o declínio de J_p , o que intensificava a ocorrência de *fouling* nas membranas de MF.

Palavras-chave: Coalescedor em leito, membranas, água produzida, petróleo.

ABSTRACT

Produced Water (PW) is the major effluent stream of the oil production activities. Apart from its large volumes generated, PW has a very diversified composition, wherein the oil and grease content (O&G) is a parameter of which is required a special attention. The technologies usually adopted for O&G removal are not always able to reach the desired level of efficiency, particularly if this compound is present in the AP under the form of oil-in-water emulsion (O/W) and with the oil droplets diameters below then 10 micrometers. The aim of this thesis is to evaluate the PW treatment for oil removal through the integration of the coalescer bed and microfiltration membranes (MF). The purpose of this association is to combine the advantages and overcome the operational problems that both processes have when applied separately. In this case, the coalescer bed was used as a pretreatment process in order to reduce the O&G content its outlet (O&Gco), used to feed the MF. The investigation were conducted by using oil emulsion synthetic samples that were generated in an industrial plant. The oil used was crude oil with a density API of 28,3°. The coalescer used operated in upflow condition. Its bed was composed of polymeric cationic exchange resin with a bed height of 5 cm. The membrane system was comprised of a module MF polymeric hollow-fiber type, installed in a submerged form a reservoir. The tests were carried out with values of O&G in the coalescer feed stream (O&Gcfs) of 200 and 400 mg.L⁻¹ and with oil droplets diameters in the range of 3 to 8 microns. In the coalescer bed, the fluid velocity (v) ranged from 4.4 to 17.4 m.h⁻¹. The values of water recovery rate (WRR) in the MF system were 0.75 and 0.90, while the values of transmembrane pressure (TMP) ranged from -0.12 to -0.30 bar. The results showed that the coalescer bed operated under stable conditions, reaching efficiency values of 35-52%. The overall efficiency of the integrated process reached 93-100% and the O&G in the permeate stream (O&Gp) ranged from 0.1 to 14.8 mg l-1. These results indicate that the effluent of the integrated process had a good quality, not just only for disposal or injection purposes, but also for its reuse in industrial processes. The process stability was verified for TMP, O&Gcfs, v and WRR. For TMP it was found that the smaller of the two tested values (-0.20 bar) resulted in lower values of O&Gp and Jp in the time of 6 hours. For O&Gcfs, v and WRR, it was found that the increasing of any of these three parameters values accentuated the Jp decline, which, intensified the occurrence of fouling on the MF.

Keyword: Coalescer bed, membranes, produced water, oil.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 – Fluxograma simplificado de um típico processo de produção de óleo e gás	18
Figura 2 – Representação esquemática do coalescedor em leito e seu princípio de funcionamento	38
Figura 3 – Representação esquemática dos mecanismos de captura por impacto inercial e interceptação indireta.....	45
Figura 4 – Representação esquemática dos mecanismos de captura por interceptação direta (gota G3), difusão (gota G4), sedimentação/flotação (gota G5) e por atração eletrostática (força de Van der Waals) (gota G6)	46
Figura 5 – Mecanismos de coalescência em um leito poroso	52
Figura 6 – Mecanismos de passagem das gotas pelos interstícios	54
Figura 7 – Mecanismos de liberação das gotas	56
Figura 8 – Curvas representativas de v_c	58
Figura 9 – Curvas representativas da dependência de TOG _{sc} na altura de leito	62
Figura 10 – Representação da molhabilidade e do ângulo de contato de uma gota da fase dispersa em uma superfície sólida	64
Figura 11 – Dependência do TOG _{sc} sobre a permeabilidade do leito (K_0) para diferentes valores de velocidade de fluido, v (16, 19, 30, 35, 40 e 45 m.h ⁻¹) e para TOG _{ac} de 500 mg.L ⁻¹ e altura de leito de 10 cm e para modo de fluxo horizontal.....	66
Figura 12 – Representação esquemática do processo de permeação.....	68
Figura 13 – Representação da polarização de concentração	71
Figura 14 – Fluxo ao longo do tempo com destaque para os fenômenos de polarização de concentração e <i>fouling</i>	72
Figura 15 – Representação gráfica do declínio do fluxo ao longo do tempo com destaque para os dois estágios de declínio	80
Figura 16 – Representação gráfica do fluxo limite (J_∞)	81
Figura 17 – Diagrama de processo e instrumentação (<i>P&ID</i>) da UGE – sub-unidade II.	88
Figura 18 – Diagrama P&I da Unidade Experimental	94
Figura 19 – Aspecto das resinas – vista dos grãos	95
Figura 20 – Aspecto das resinas - detalhe de um grão ampliado no MEV.....	95
Figura 21 – Unidade Experimental – vista geral, com destaque para o Coalescedor (à esquerda) e o Tanque de membranas (à direita)	97

Figura 22 – Aspectos das membranas de MF - vista do TQ-2 com o módulo das membranas submerso em operação.....	99
Figura 23 – Aspectos das membranas de MF - detalhe das membranas no interior do módulo	99
Figura 24 – Aspecto da água na 1ª etapa de lavagem do leito com a solução de detergente - no início da etapa	100
Figura 25 – Aspecto da água na 1ª etapa de lavagem do leito com a solução de detergente - ao final desta etapa	100
Figura 26 – Gráfico típico obtido durante a realização da determinação da permeabilidade do coalescedor, teste realizado após a limpeza do seu leito	101
Figura 27 – Aspectos do sistema de MF antes do início do processo de limpeza química - interior do TQ-2.....	103
Figura 28 – Aspectos do sistema de MF antes do início do processo de limpeza química - módulo das membranas	103
Figura 29 – Gráfico típico obtido durante a realização da determinação da permeabilidade das membranas, procedimento realizado após a limpeza das mesmas	104
Figura 30 – Curvas dos testes TOG conhecido versus COT , sendo esse último parâmetro medido através de oxidação térmica e oxidação química.....	105
Figura 31 – Curvas dos testes adsorbância versus TOG conhecido , sendo o primeiro parâmetro medido para duas situações: com extração prévia do óleo e sem extração prévia.....	106
Figura 32 – Curva do teste “Turbidez x TOG conhecido”	107
Figura 33 – Histograma representativo da granulometria da resina utilizada no leito do coalescedor, obtida através de um conjunto de peneiras acopladas ao equipamento “Retsch AS200”	110
Figura 34 – Evolução da elevação da pressão diferencial (Δp_c) e da queda de permeabilidade do leito do coalescedor (K_0) ao longo do tempo, para TOG _{ac} de 200 e 400 mg.L ⁻¹ e v de 4,4 m.h ⁻¹ (ensaios 14C e 18C).....	123
Figura 35 – Evolução da elevação da pressão diferencial (Δp_c) e da queda de permeabilidade do leito do coalescedor (K_0) ao longo do tempo, para TOG _{ac} de 200 e 400 mg.L ⁻¹ e v de 4,4 m.h ⁻¹	124
Figura 36 – Valores de permeabilidade do leito do coalescedor (K_0), medida antes do início de cada ensaio. A sua medição era feita após a limpeza do leito, operação que era realizada ao final de cada ensaio, e utilizado água potável	128

Figura 37 – Comportamento da queda de permeabilidade do leito do coalescedor (K_0) ao longo do tempo, para $TOG_{ac}=200$ e 400 mg.L^{-1} e $v=4,4 \text{ m.h}^{-1}$	129
Figura 38 – Comportamento da queda de permeabilidade do leito do coalescedor (K_0) ao longo do tempo, para $TOG_{ac}=200$ e 400 mg.L^{-1} e $v=8,7 \text{ m.h}^{-1}$	130
Figura 39 – Comportamento da queda de permeabilidade do leito do coalescedor (K_0) ao longo do tempo, para $TOG_{ac}=200$ e $v=4,4$ e $8,7 \text{ m.h}^{-1}$	130
Figura 40 – Comportamento da queda de permeabilidade do leito do coalescedor (K_0) ao longo do tempo, para $TOG_{ac}=400$ e $v=4,4$ e $8,7 \text{ m.h}^{-1}$	131
Figura 41 – Evolução dos TOG_{sc} e de E_c ao longo do tempo, para $TOG_{ac} = 200 \text{ mg.L}^{-1}$ e $v = 4,4 \text{ m.h}^{-1}$	133
Figura 42 – Evolução dos TOG_{sc} e de E_c ao longo do tempo, para $TOG_{ac} = 200 \text{ mg.L}^{-1}$ e $v = 8,7 \text{ m.h}^{-1}$	133
Figura 43 – Evolução dos TOG_{sc} e de E_c ao longo do tempo, para $TOG_{ac} = 400 \text{ mg.L}^{-1}$ e $v = 4,4 \text{ m.h}^{-1}$	134
Figura 44 – Evolução dos TOG_{sc} e de E_c ao longo do tempo, para $TOG_{ac} = 400 \text{ mg.L}^{-1}$ e $v = 8,7 \text{ m.h}^{-1}$	134
Figura 45 – Influência da velocidade do fluido ($v= 4,4, 8,7$ e $17,4 \text{ m.h}^{-1}$) na eficiência do processo para valores de TOG_{ac} de 200 e 400 mg.L^{-1}	138
Figura 46 – Variação do TOG_{sc} em função da velocidade do fluido, para TOG_{ac} de 200 mg.L^{-1} e para diferentes valores de tempo de operação da planta.....	139
Figura 47 – Evolução da queda de permeabilidade ($k_0/k_0\text{-inicial}$) do leito do coalescedor ao longo do tempo, com TOG_{ac} de 200 mg.L^{-1} e $v= 4,4 \text{ m.h}^{-1}$, para avaliação do procedimento de retrolavagem	143
Figura 48 – Evolução da queda de permeabilidade ($k_0/k_0\text{-inicial}$) do leito do coalescedor ao longo do tempo, com TOG_{ac} de 200 mg.L^{-1} e $v= 4,4 \text{ m.h}^{-1}$, para avaliação do procedimento de retrolavagem	143
Figura 49 – Evolução da eficiência do coalescedor ao longo do tempo para TOG_{ac} de 200 mg.L^{-1} e $v= 4,4 \text{ m.s}^{-1}$ ($Q_{ac}= 30 \text{ L.h}^{-1}$), com o processo operando com retrolavagem (curva 13C) e sem retrolavagem (curvas 11CM, 12CM, 20CM e 22CM).....	146
Figura 50 – Evolução do TOG_{sc} do coalescedor ao longo do tempo para TOG_{ac} de 200 mg.L^{-1} e $v= 4,4 \text{ m.h}^{-1}$ ($Q_{ac}= 30 \text{ L.h}^{-1}$), com o processo operando com retrolavagem (curva 13C) e sem retrolavagem (curvas 11CM, 12CM, 20CM e 22CM).....	146

Figura 51 – Evolução da queda de permeabilidade (K_0) do leito do coalescedor ao longo do tempo	150
Figura 52 – Evolução da eficiência do coalescedor (E_c) ao longo do tempo para TOGac de 200 mg.L ⁻¹ e $v= 8,7$ m.h ⁻¹	152
Figura 53 – Evolução da queda de permeabilidade (k_0/k_0 -inicial) do leito do coalescedor ao longo do tempo, para TOGac de 200 mg.L ⁻¹ e $v= 4,4$ m.h ⁻¹ e duas diferentes alturas de leito, 5 e 8 cm	154
Figura 54 – Evolução da eficiência do coalescedor (E_c) ao longo do tempo, para TOGac de 200 mg.L ⁻¹ e v de 4,4 m.h ⁻¹ para o leito do coalescedor com alturas de leito (L) 8 e 5 cm, ambos utilizando resinas novas	155
Figura 55 – Eficiência de tratamento ao longo do tempo, para TOGac de 200 mg.L ⁻¹ e velocidade superficial de 4,4 m.h ⁻¹ , para resinas nova (ensaio 4C) e usadas	157
Figura 56 – Comparação entre as quedas de fluxo (J_p/J_p -inicial) para condições de operação das membranas sem limpeza física alguma (ensaio 2M) e com retrolavagem e borbulhamento (ensaio 3M), ambos para TOGam de 200 mg.L ⁻¹ e Δp_m de -0,12 bar	159
Figura 57 – Comportamento da queda do fluxo de permeado das membranas ao longo do tempo, considerando-se a influência do TOGam e do Rec, para o Δp_m fixado em -0,20 bar	161
Figura 58 – Resultado de ensaios realizados com membranas operando isoladamente, em termos de TOGp e de E_m , utilizando diferentes TOGam, (100, 200 e 400 mg.L ⁻¹), diferentes Δp_m (-0,12; -0,20; -0,25 e -0,30) e diferentes Rec (0,75; 0,90 e valores variáveis).....	165
Figura 59 – Aspecto visual de duas amostras de AP antes de após o tratamento pelo processo de membranas estudado.....	166
Figura 60 – Eficiência de remoção de óleo (E_t , em %) e valores de TOG na saída do coalescedor em leito (TOGsc, em mg.L ⁻¹) e no permeado (TOGp, em mg.L ⁻¹) para ensaios realizados com o processo integrado e com valores de v de 4,4 e 8,7 m.h ⁻¹ ; Rec de 0,75 e 0,90 e TOG na corrente de alimentação (TOGac) de 200 mg.L ⁻¹ e 400 mg.L ⁻¹	168
Figura 61 – Eficiência de remoção de óleo (E_t , em %) e valores de TOG no permeado (TOGp, em mg.L ⁻¹) para ensaios realizados com o processo integrado e com valores de v de 4,4 e 8,7 m.h ⁻¹ ; Rec de 0,75 e 0,90; Δp_m de -0,20 e -0,30 e TOG na corrente de alimentação (TOGac) de 200 mg.L ⁻¹ e 400 mg.L ⁻¹	169

Figura 62 – Evolução dos TOGp e de Et para TOGac = 200 mg.L ⁻¹ e v= 4,4 m.h ⁻¹	172
Figura 63 – Evolução dos TOGp e de Et para TOGac = 200 mg.L ⁻¹ e v= 8,7 m.h ⁻¹	172
Figura 64 – Evolução dos TOGp e de Et para TOGac = 400 mg.L ⁻¹ e v= 4,4 m.h ⁻¹	172
Figura 65 – Evolução dos TOGp e de Et para TOGac = 400 mg.L ⁻¹ e v= 8,7 m.h ⁻¹	173
Figura 66 – Valores do Fluxo permeado (Jp, L.h ⁻¹ .m ²) no tempo de 6 horas nas condições de regime estabelecido para o sistema integrado.	176
Figura 67 – Variação do fluxo de permeado das membranas (Jp) para o sistema integrado, para TOG em mg.L ⁻¹ , v em m.h ⁻¹ , Δpm em bar e Rec adimensional	178
Figura 68 – Variação do fluxo de permeado das membranas (Jp) para o sistema integrado, para TOG em mg.L ⁻¹ , v em m.h ⁻¹ , Δpm em bar e Rec adimensional.	178

LISTA DE QUADROS

Quadro 1 – Tecnologias e processos de tratamento de AP.....	34
Quadro 2 – Comparação entre processos de tratamento da água produzida para remoção de óleo	36
Quadro 3 – Técnicas utilizadas para minimização do <i>fouling</i>	77

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 – Valores típicos dos parâmetros de qualidade da AP no mundo.....	27
Tabela 2 – Concentração e limitações de água produzida a partir de efluentes oleosos no mundo	30
Tabela 3 – Comparação entre equações que descrevem a captura de gotas pelo mecanismo de difusão.....	48
Tabela 4 – Características dos processos de separação por membranas em termos de dimensões de poros e força motriz	70
Tabela 5 – Petróleo Roncador Brasil comparado com os petróleos 3-RO-1-RJS e Roncador P-47	91
Tabela 6 – Composição química do petróleo Roncador Brasil	91
Tabela 7 – Parâmetros utilizados nos testes com o coalescedor em leite os seus valores correspondentes	114
Tabela 8 – Parâmetros utilizados nos testes com a membrana de MF e os seus valores correspondentes	117
Tabela 9 – Parâmetros utilizados nos testes com o sistema integrado e seus valores correspondentes	119
Tabela 10 – Valores e combinações dos parâmetros utilizados para avaliação do sistema integrado	120
Tabela 11 – Resultados do TOGc e da relação entre os valores de TOGc para os TOGam de 100 e 200 mg.L ⁻¹ , tanto para o Rec de 0,75 quanto para o de 0,90	163
Tabela 12 – Resultados do TOGc e da relação entre os valores de TOGc para os Rec de 0,75 e 0,90, tanto para o TOGam de 100 quanto para o de 200 mg.L ⁻¹	164
Tabela 13 – Eficiência de remoção de óleo (Ec) e valores de TOG na saída do coalescedor em leite (TOCsc) para diferentes valores de velocidade de escoamento (v) e TOG na alimentação (TOCac).....	169
Tabela 14 – Valores de Δpm utilizados nos ensaios realizados com o sistema integrado.	175
Tabela 15 – Valores dos Jp-inicial e dos TOGc médios dos ensaios considerados para análise do declínio do fluxo de permeado.	179

SUMÁRIO

1 INTRODUÇÃO	17
1.1 CONTEXTUALIZAÇÃO	17
1.2 OBJETIVOS	22
1.2.1 Geral	22
1.2.2 Específicos	22
1.3 ESTRUTURA DO TRABALHO	22
2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	24
2.1 ÁGUA PRODUZIDA	24
2.1.1 Caracterização e impactos	24
2.1.2 Gerenciamento e tratamento da água produzida	28
2.1.3 Tecnologias de tratamento disponíveis	33
2.2 COALESCEDORES EM LEITO	37
2.2.1 Aspectos gerais	37
2.2.2 Princípios e aspectos conceituais	40
2.2.3 Mecanismos de captura	42
2.2.3.1 Impacto inercial	42
2.2.3.2 Interceptação indireta	44
2.2.3.3 Interceptação direta	45
2.2.3.4 Difusão	46
2.2.3.5 Sedimentação / flotação	48
2.2.3.6 Atração eletrostática	49
2.2.4 Mecanismos de coalescência	51
2.2.5 Redispersão das gotas	55
2.2.6 Fatores que influenciam na eficiência do processo	56
2.2.6.1 Velocidade do fluido	57
2.2.6.2 TOG na corrente de alimentação	60
2.2.6.3 Altura do leito	61
2.2.6.4 Molhabilidade	63
2.2.6.5 Porosidade e permeabilidade	65
2.2.6.6 Outros parâmetros que influenciam o processo	66
2.3 TRATAMENTO DE EFLUENTES POR MEMBRANAS	67

2.3.1 Aspectos conceituais dos processos de separação por membranas.....	67
2.3.2 Aspectos conceituais da remoção de óleo da água produzida	73
2.3.3 Remoção de óleo através de processos de separação por membranas.....	74
2.3.3.1 Ocorrência de <i>fouling</i>	75
2.3.3.2 Técnicas de minimização do <i>fouling</i>	76
2.3.3.3 Fatores que afetam a eficiência do processo	79
2.3.4 Futuros avanços	84
3 METODOLOGIA.....	86
3.1 EFLUENTE GERADO	86
3.1.1 Descrição da Unidade Geradora de Emulsões.....	86
3.1.2 O óleo utilizado no preparo das amostras de AP.....	90
3.2 ESPECIFICAÇÃO DA UNIDADE EXPERIMENTAL.....	92
3.2.1 Descrição da unidade	92
3.2.2 Limpeza química do coalescedor	99
3.2.3 Limpeza química das membranas	101
3.3 ANÁLISE DE LABORATÓRIO E EQUIPAMENTOS UTILIZADOS.....	104
3.3.1 Teor de óleos e graxas	104
3.3.2 Diâmetro das gotas de óleo	108
3.4 DESENVOLVIMENTO DOS EXPERIMENTOS	108
3.4.1 Avaliação operacional do Coalescedor em leito.....	109
3.4.2 Avaliação operacional das membranas	114
3.4.3 Avaliação operacional do sistema integrado.....	117
4 RESULTADOS E DISCUSSÃO	121
4.1 COALESCEDOR EM LEITO	121
4.1.1 Verificação do comportamento da permeabilidade	122
4.1.2 Verificação do comportamento do TOG_{sc} e da E_c	132
4.1.3 Influência da velocidade do fluido e do TOG na alimentação.....	137
4.1.4 Influência da retrolavagem no processo.....	142
4.1.5 Influência da operação com saturação prévia do leito com óleo.....	148
4.1.6 Influência da altura do leito.....	153
4.1.7 Influência da força de iteração do leito	156
4.2 MEMBRANAS	158
4.2.1 Verificação da efetividade do processo de limpeza física utilizado.....	159
4.2.2 Verificação do comportamento do fluxo de permeado	160

4.2.3	Influência do TOG na alimentação e da taxa de recuperação de água	161
4.2.4	Verificação da qualidade do efluente no permeado	164
4.3	COALESCEDOR EM LEITO INTEGRADO A MICROFILTRAÇÃO SUBMERSA.....	167
4.3.1	Verificação da qualidade do permeado	167
4.3.2	Avaliação da estabilidade do processo integrado	171
4.3.2.1	Qualidade do permeado	171
4.3.2.2	Efeito da diferença de pressão através das membranas no TOGp e no Jp.	175
4.3.2.3	Efeito dos parâmetros TOG, v e Rec no declínio de Jp.....	177
5	CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES	181
	REFERÊNCIAS	185
	APÊNDICE A – DETERMINAÇÃO DA PERMEABILIDADE DO COALESCEDOR	196
	APÊNDICE B – ESTUDO DA VALIDAÇÃO DO MODELO QUE CORRELACIONA TURBIDEZ COM TOG	198
	APÊNDICE C – DETERMINAÇÃO DO TOG NA CORRENTE DE CONCENTRADO OU INTERIOR DO TANQUE DAS MEMBRANAS	205
	APÊNDICE D – RESULTADOS DOS ENSAIOS	207
	APÊNDICE E – LISTA DE TRABALHOS PRODUZIDOS EM FUNÇÃO DA TESE 256	

1 INTRODUÇÃO

1.1 CONTEXTUALIZAÇÃO

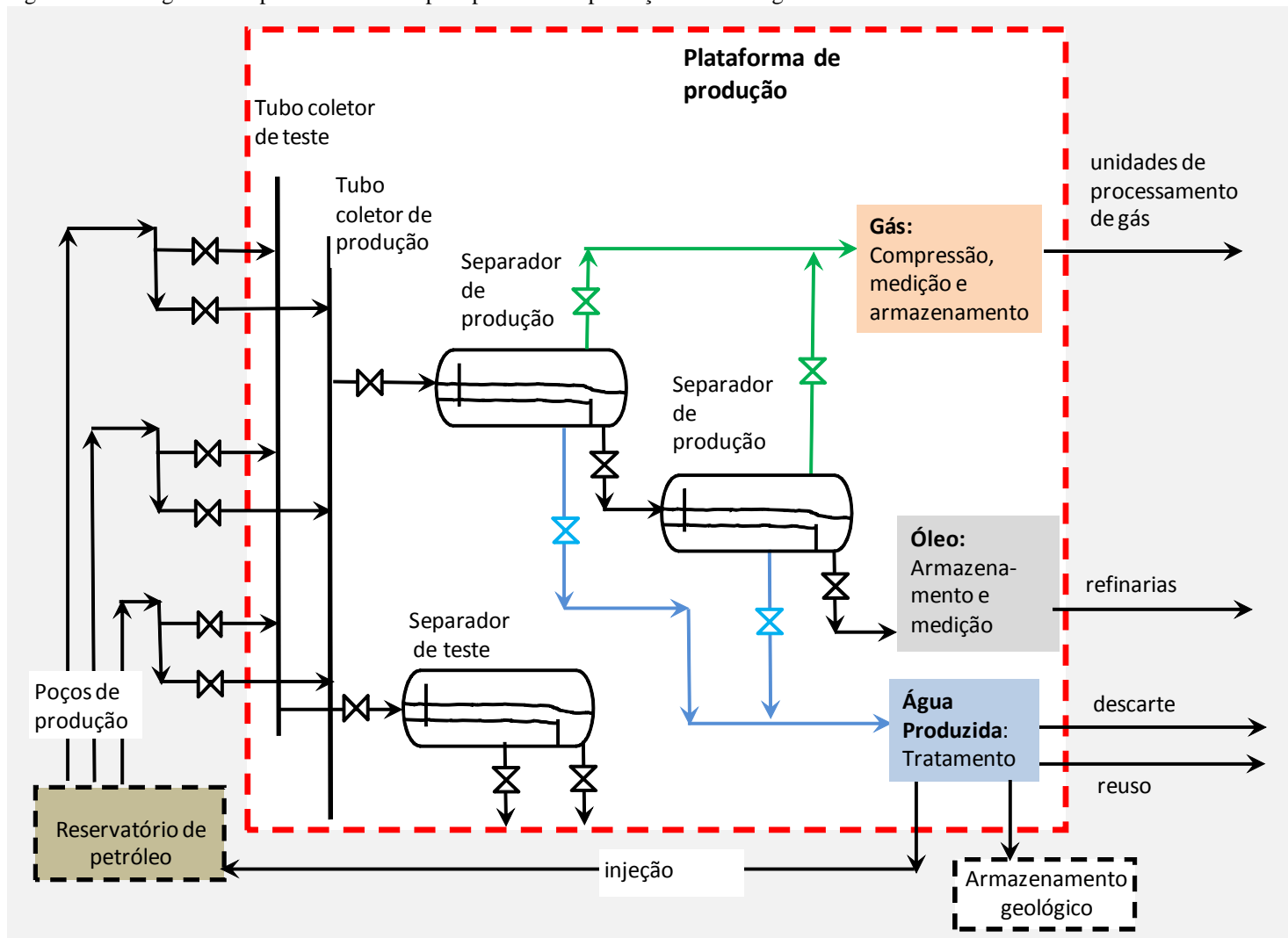
A água produzida (AP) é a água aprisionada nas formações subterrâneas que é trazida à superfície juntamente com petróleo e gás durante as atividades de produção desses fluidos. É composta por três porções distintas: as águas que ficam localizadas abaixo ou acima da zona de hidrocarbonetos (na rocha-reservatório), as da zona de hidrocarbonetos e as águas provenientes dos fluidos de perfuração que são injetados durante as atividades de produção (VEIL *et al.*, 2004).

Entre os aspectos da AP que merecem atenção estão os seus elevados volumes e a complexidade da sua composição. Esses aspectos fazem com que o gerenciamento dessa corrente requeira cuidados específicos, não apenas os relacionados com aspectos técnicos e operacionais, mas, também, os ambientais. Como consequência, o gerenciamento da AP resulta em custos consideravelmente elevados e que representam um percentual significativo dos custos de produção (AMINI *et al.*, 2012). A natureza da AP varia enormemente de um poço para outro, tanto em termos de características quanto de volume. Além disso, ambos esses fatores também dependem do tempo de vida do reservatório (NICOLAISEN, 2002).

A AP é gerada como subproduto do processo de produção de petróleo e gás. Sua geração ocorre durante algumas das etapas de separação pela qual esses fluidos passam para que possam se transformar em produtos comerciais. Essas etapas são denominadas de processamento primário.

A Figura 1 apresenta um fluxograma simplificado de um processo típico de produção de óleo e gás. O objetivo desse processo é separar a corrente de petróleo, proveniente do poço, em produtos comerciais, como óleo e o gás, gerando, como subproduto, água. Na primeira parte do processo, chamada de sistema de coleta, o petróleo proveniente dos poços é enviado para a tubulação de coletores (*manifolds*) de teste e de produção. Em seguida, o petróleo é enviado para a planta de separação de óleo e gás, também chamada de planta de processamento primário. A corrente de produção do poço geralmente contém vários hidrocarbonetos, desde os mais simples, na forma de gás (metano, propano, etc.), passando por condensado (hidrocarbonetos de densidade média), até óleo cru. Contém ainda diversos compostos indesejáveis, tais como água, dióxido de carbono, sais, enxofre e areia. O processo de produção de óleo e gás possui ainda um grande número de sistemas de utilidades, tais como sistemas de suprimento de água, energia, ar ou outras (DEVOLD, 2006).

Figura 1 – Fluxograma simplificado de um típico processo de produção de óleo e gás



Fonte: adaptado de Devold (2006).

As alternativas usualmente adotadas para o destino da AP são o descarte, a injeção e o reúso. Em todos os casos, há necessidade de tratamento específico a fim de atender as demandas ambientais, operacionais ou da atividade produtiva que a utilizará como insumo.

Em função da complexidade da qualidade da AP, o descarte, normalmente, é feito apenas no mar, quer diretamente, como é o caso de plataformas marítimas de produção de petróleo, quer através de emissários submarinos, como é o caso de algumas unidades de produção de terra.

Outra forma de descarte possível é a injeção da AP em reservatórios subterrâneos de água, em um processo, denominado de armazenamento geológico.

A injeção visa compensar a perda gradual de pressão no interior do reservatório de petróleo, a medida em que esse fluido vai sendo retirado ao longo do tempo de produção. Visa aumentar, como consequência, o percentual de recuperação de óleo. O tratamento da AP para injeção é necessário porque, mesmo que o objetivo seja injetar no mesmo reservatório de onde foi retirada, essa água tem as suas características alteradas ao chegar à superfície. Por exemplo, gases ácidos como o dióxido de carbono e sulfeto de hidrogênio são desorvidos da AP, o que provoca alteração do pH e, conseqüentemente, do seu equilíbrio termodinâmico, em termos de propriedades físicas e químicas (BADER, 2007).

As modalidades de reúso de água são: água de reúso potável e água de reúso não potável. Essa última inclui reúso para diversos fins, como: urbanos, agrícolas e florestais, ambientais, industriais, aquicultura e recarga de aquíferos (SANTOS *et al.*, 2006). No Brasil, a resolução CNRH 54/2006 (BRASIL, 2006) define as modalidades de reúso de água não potável, além de fornecer critérios gerais para essa prática.

No caso da AP, em função da sua natureza e dos riscos que ela pode oferecer às atividades antrópicas, o reúso é feito majoritariamente para fins industriais. Apesar disso, são reportados casos para outros usos da AP, como dessedentação de animais (pecuária e animais silvestres), aquicultura e irrigação de sementes (VEIL *et al.*, 2004).

Dos componentes da AP, o óleo é um dos que merecem atenção particular. O óleo pode estar presente na água sob as formas livre, em emulsão (ou emulsionada) e dissolvido. Dessas três, a forma emulsionada é a que mais preocupa, devido ao elevado grau de dificuldade encontrado para a sua remoção.

As tecnologias usualmente utilizadas para a remoção de óleo da AP nem sempre são capazes de atingir os níveis requeridos de eficiência (EBRAHIMI *et al.*, 2009), principalmente se esse composto estiver presente sob a forma de emulsão e com diâmetros de gotas menores que 10 μm (CHAKRABARTY; GHOSHAL; PURKAIT, 2008).

Emulsões são misturas homogêneas que consistem em uma fase dispersa finamente dividida e uniformemente distribuída em uma fase contínua. No caso da emulsão do tipo óleo-em-água (O/A), gotículas de óleo finamente divididas estão uniformemente dispersas em água (HONG; FANE; BURFORD, 2003).

Os métodos comumente utilizados para remoção dessas gotículas são separadores gravitacionais (STEWART; ARNOLD, 2011), flotação a ar (HONG; FANE; BURFORD, 2003), hidrociclones (SAIDI *et al.*, 2012), coalescedores em leito (SOKOLOVIĆ; SOKOLOVIĆ; SEVIC, 2009), membranas (CHAKRABARTY; GHOSHAL; PURKAIT, 2008) e filtração, esse último usando leitos de diferentes materiais, como serragem (CAMBIELLA *et al.*, 2006), carvão ou turfa (MATHAVAN; VIRARAGHAVAN, 1992) ou argilas organicamente modificadas (ALTHER, 1995).

Entretanto, esses processos apresentam limitações. Entre elas estão (MAITI *et al.*, 2011):

- O uso de onerosos produtos químicos e problemas de manuseio e disposição de elevados volumes de lodo, como é o caso dos separadores gravitacionais e da flotação a ar;
- Elevada complexidade operacional, consumo de energia, custos de investimento e custos operacionais, bem como dependência do valor do Teor de Óleos e Graxas (TOG) da AP a ser tratada, como é o caso das membranas;
- Baixa absorção, seletividade ineficiente para o óleo e regeneração do leito ineficiente, além de custos operacionais elevados, como é o caso da filtração.

A busca por novos processos de tratamento de AP é particularmente importante quando se verifica que a produção de petróleo tem aumentado consideravelmente ao longo dos anos. Entre 2001 e 2011, a produção mundial de petróleo aumentou em 12%, passando de 11,89 milhões para 13,29 milhões de m³ por dia. No Brasil, nesse mesmo período, o aumento foi ainda mais significativo: ultrapassou 60%, passando de 213 mil para 348 mil m³ por dia (BP, 2012). A produção brasileira está mais concentrada nos estados do Rio de Janeiro e Espírito Santo que detêm, aproximadamente, 74 e 15% do total, respectivamente (AGÊNCIA NACIONAL DO PETRÓLEO, GÁS NATURAL E BIOCOMBUSTÍVEIS, 2012).

Dos processos citados, dois tem se destacado nos últimos anos, em termos de pesquisa e de aplicação, no tratamento de efluentes oleosos: o coalescedor em leito e o processo de separação por membranas.

O processo com o coalescedor em leito consiste em se induzir a ocorrência de coalescência ao se passar o fluxo da emulsão através de um leito poroso. Ao passarem através

do leito, as gotículas da emulsão são ampliadas devido ao processo de coalescência envolvido. As gotículas da emulsão ampliadas são, então, enviadas para um separador gravitacional, e, em seguida, removidas. Embora o leito retenha alguma parte das gotas da emulsão na partida do processo, o mesmo difere de um filtro, uma vez que, após atingir o estado estacionário, o TOG a montante do leito é igual ao de jusante (LI; GU, 2005).

Os Processos de Separação por Membranas (PSM) se constituem em uma tecnologia bastante atrativa para remoção de óleo, sendo considerados como uma potencial alternativa para o problema de gotas com diâmetros na faixa de micrômetros ou sub-micrômetros (CHAKRABARTY; GHOSHALAND; PURKAIT, 2008).

Os PSM têm se mostrado capazes de tratar efluentes que apresentam elevados teores de óleo e de partículas de tamanhos médios e pequenos e com fluxos maiores que $150 \text{ m}^3 \cdot \text{m}^2 \cdot \text{h}^{-1}$, competindo, assim, com tecnologias de tratamento complexas, tais como flotação. Consequentemente, o processo é indicado para plataformas de produção de petróleo, incluindo as de médio e grande porte (CIARAPICA; GIACCHETTA, 2003).

Este trabalho apresenta uma investigação experimental do tratamento de AP para remoção de óleo pela integração de dois processos: coalescedor em leito e separação por meio de membranas de microfiltração (MF). O objetivo principal é alcançar uma qualidade do efluente final que atenda às normas operacionais ou à legislação para que o mesmo possa ser utilizado para injeção, descarte no mar ou reutilização em atividades produtivas de superfície. A integração dos processos visa associar as vantagens de cada um e superar os problemas e limitações operacionais que ambos apresentam quando utilizados separadamente.

Atualmente, é possível encontrar uma grande quantidade de trabalhos de investigação sobre os dois processos na literatura, não apenas em termos experimentais, mas também em termos teóricos. No entanto, não há alguma informação até agora sobre estes dois processos operando de uma forma integrada.

No caso das membranas de MF o TOG de saída é consideravelmente baixo, quando comparado com os parâmetros estabelecidos pela legislação para efeito de descarte da AP no mar. No entanto, o *fouling* da membrana é ainda uma grande desvantagem operacional (AL-OBEIDANI *et al.*, 2008; CHAKRABARTY; GHOSHALAND; PURKAIT, 2008).

Neste trabalho, o coalescedor em leito foi usado como processo de pré-tratamento, de modo a atenuar o TOG na corrente de alimentação das membranas, estendendo seu tempo de operação. O leito do coalescedor utilizado foi constituído por resinas de troca catiônica, com diâmetros entre 0,43 e 1,28 milímetros, trabalhando em condições de fluxo ascendente. A unidade de membranas de MF usada foi constituída por um módulo de fibra oca em

polieterimida submersa com tamanho médio de poros de 0,4 μm e área de permeação total de 0,5 m^2 .

1.2 OBJETIVOS

1.2.1 Geral

Estudar e avaliar o processo de tratamento de Água Produzida para remoção de óleo através da integração dos processos coalescedor em leito e membranas de microfiltração (MF).

1.2.2 Específicos

- Desenvolver metodologia para obter Água Produzida sintética que se aproxime da condição real, com diferentes concentrações de óleo e com diâmetros de gotas de óleo dentro da faixa de 3 a 8 μm ;
- Avaliar o desempenho operacional em escala de bancada de um coalescedor em leito granular, com leito constituído por resinas de troca catiônicas, para o efluente sintético citado;
- Avaliar o desempenho operacional em escala de bancada de membranas de microfiltração, implantadas em um módulo submerso, para o efluente sintético citado;
- Avaliar o desempenho operacional em escala de bancada de um sistema integrado composto pelos citados processos do coalescedor em leito granular e as membranas de microfiltração, para o efluente sintético citado.

1.3 ESTRUTURA DO TRABALHO

Este trabalho foi dividido em capítulos, cuja descrição sucinta se encontra a seguir.

No capítulo 2 é apresentada uma descrição detalhada da revisão bibliográfica, na qual são incluídos aspectos ligados a AP e os dois processos em questão. Em relação à AP são tratados fatores como as suas características, o seu gerenciamento e as tecnologias de tratamento disponíveis, com destaque para as mais utilizadas. Para o coalescedor em leito são

tratados os princípios de funcionamento do processo, os mecanismos de captura das gotas de óleo, coalescência das gotas e os fatores que influenciam na eficiência do processo. Já para as membranas são apresentados os aspectos conceituais dos Processos de Separação por Membranas (PSM), os aspectos conceituais da remoção de óleo da AP e a remoção de óleo através de membranas. Adicionalmente, são feitas considerações sobre os avanços futuros desse processo.

No capítulo 3 é apresentada a metodologia, descrevendo os equipamentos usados para geração de amostras de AP e para realização dos ensaios, os equipamentos e os procedimentos usados para as análises de laboratório e as condições em que os ensaios foram realizados.

No capítulo 4 são apresentados e discutidos os resultados dos ensaios realizados. Esse capítulo está dividido em três partes: a primeira trata sobre a operação do coalescedor operando separadamente, a segunda, sobre o processo das membranas, também operando de modo separadamente e, a terceira, sobre os dois processos operando de forma integrada.

Finalmente, nos capítulos 5 e 6, são apresentadas as conclusões do trabalho e as referências bibliográficas utilizadas.

2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Conforme descrito, a revisão bibliográfica está dividida em três partes, a primeira contempla a água produzida e as segunda e terceira, os dois processos de tratamento para remoção de óleo estudados: o coalescedor em leito e as membranas de microfiltração.

2.1 ÁGUA PRODUZIDA

A AP é apresentada de forma detalhada. Os itens estão divididos em caracterização e impactos, gerenciamento e tratamento da água produzida e tecnologias de tratamento disponíveis.

2.1.1 Caracterização e impactos

A AP representa a corrente de efluentes líquidos de maior volume das atividades de produção de petróleo (AMINI *et al.*, 2012). Estima-se um volume de AP produzido no mundo, no ano de 2011, igual a 41,34 milhões de m³ por dia, considerando-se a produção mundial de petróleo em 2011 [13,29 milhões de m³ por dia, conforme BP (2012)] e a relação entre os volumes de AP e petróleo de 3,12, citada por Dal Ferro e Smith (2007). No Brasil, a produção aproximada de AP em 2010 foi de 604 mil m³ por dia (NUNES, 2010).

A relação entre os volumes de AP e petróleo pode atingir valores maiores que os citados acima (3,12), como nos Estados Unidos, onde está próxima de 9:1 (SINGH, 2010). Próximo do fim da vida econômica dos poços, o percentual de água pode ser extremamente elevado, atingindo valores de 99% (ANDRADE, 2009) ou muito próximos de 100% (THOMAS, 2001).

O volume de AP no mundo tende a se elevar pelo amadurecimento dos campos de petróleo. Por outro lado, pode tender também a ser reduzido, em função do aprimoramento dos métodos de gerenciamento e do surgimento de campos de óleo novos (DAL FERRO; SMITH, 2007).

Além do volume de AP, sua composição, ou qualidade, também pode variar consideravelmente. Dois fatores influenciam de forma significativa as características físicas, químicas e biológicas da AP: a formação geológica e a localização geográfica do reservatório

(STEWART; ARNOLD, 2011). Esses fatores determinam o tipo e concentração de compostos inorgânicos e o tipo e especificação de hidrocarbonos coexistentes (BADER, 2007).

A qualidade da AP está intimamente ligada à composição do petróleo. O petróleo é formado, em quase sua totalidade, por uma mistura de hidrocarbonetos, como parafinas (normais e ramificadas), naftênicos, aromáticos e olefinas. Possui ainda outros constituintes, tais como compostos sulfurados, compostos nitrogenados, compostos oxigenados, resinas e asfaltenos e compostos metálicos (THOMAS, 2001).

Os principais compostos constituintes da AP são óleo, minerais dissolvidos da formação rochosa que constitui o reservatório de petróleo, compostos químicos residuais da produção, sólidos da produção, gases dissolvidos e microrganismos. Esses compostos estão apresentados a seguir (FAKHURU'L-RAZI *et al.*, 2009):

Óleo

Formado por uma mistura de vários compostos como benzeno, tolueno, etilbenzeno e xileno (BTEX), naftalenos, fenantrenos e dibenzotiofenos (NFD), hidrocarbonetos poliaromáticos (HPA) e fenóis. Os hidrocarbonetos são altamente insolúveis na água, de modo que a maior parte do óleo presente na AP está sob a forma dispersa (EKINS; VANNER; FIREBRACE, 2007). O óleo pode estar presente na água sob as seguintes formas (BADER, 2007):

- Óleo livre – óleo disperso sob a forma de gotas de grandes diâmetros, acima de 100 μm . É formado por hidrocarbonetos praticamente insolúveis, tais como aromáticos, polinucleares, policiclo-parafinas e parafinas pesadas. O óleo livre pode ser facilmente removido da água, através de separadores gravitacionais.

- Óleo em emulsão – óleo disperso presente sob a forma de gotas de pequenos diâmetros, variando entre 100 e 20 μm . É também formado por hidrocarbonetos praticamente insolúveis. Essa forma de óleo é mais difícil de ser separada da água. De fato, os diâmetros das gotas de emulsão podem atingir valores bem pequenos, na faixa de micrômetros ou sub-micrômetros (SPIELMAN; SU, 1977; HONG; FANE; BURFORD, 2003).

- Óleo solúvel – composto pelos hidrocarbonetos menos insolúveis na água, como BTEX e por fenóis.

Minerais dissolvidos da formação

Inclui os seguintes compostos:

- Sólidos dissolvidos totais (SDT) – são constituintes inorgânicos compostos por cátions (Na^+ , K^+ , Ca^{2+} , Mg^{2+} , Ba^{2+} , Sr^{2+} , Fe^{2+}) e ânions (Cl^- , SO_4^{2-} , CO_3^{2-} , HCO_3^-). Desses, predominam o Na^+ e o Cl^- . A concentração de STD na AP varia de valores menores que 100

até 300.000 mg.L⁻¹, dependendo da localização geográfica, da idade e tipo do reservatório de petróleo (STEWART; ARNOLD, 2011). A salinidade da AP, portanto, pode variar de valores abaixo dos usualmente requeridos para a água potável (250 mg.L⁻¹ para cloretos) até muito maiores do que o da água do mar (35.000 mg.L⁻¹).

- Metais pesados – a AP pode conter traços de vários metais, como cádmio, cromo, cobre, chumbo, mercúrio, níquel, prata e zinco (UTVIK, 2003).

- Materiais radioativos de ocorrência natural (MRON) – a fonte de radioatividade nas incrustações são os íons radioativos, principalmente o rádio, que é co-precipitado da AP juntamente com outros tipos de incrustações.

Compostos químicos residuais da produção

São originados dos compostos usados para tratar ou para prevenir problemas operacionais durante a produção de petróleo, como inibidores de incrustação e de corrosão, desemulsificantes, dispersantes e biocidas (BADER, 2007).

Sólidos da produção

Esses compostos são constituídos por uma alta variedade de compostos como sólidos da formação (areia, silte, argila, carbonatos), produtos de corrosão e incrustação, bactérias, ceras e asfaltenos.

Gases dissolvidos

Os gases mais comumente encontrados na AP são gás natural (metano, etano, propano e butano), dióxido de carbono (CO₂) e gás sulfídrico (H₂S). Esse último composto pode estar presente naturalmente ou ser produzido por bactérias redutoras de sulfato (BRS). Pode causar incrustação por sulfeto de ferro e ser tóxico, se inalado. O O₂ não é encontrado naturalmente na AP. Quando a AP é trazida à superfície, esse gás é, então, incorporado a sua composição, o que pode causar problemas como torná-la corrosiva e produzir sólidos insolúveis, devido a reações de oxidação. O CO₂ pode estar presente naturalmente e pode ser corrosivo ou precipitar-se como carbonato de cálcio (CaCO₃). A remoção de CO₂ e H₂S gera um aumento no pH, podendo gerar precipitados (STEWART; ARNOLD, 2011).

Microrganismos

Devido à elevada presença de tóxicos na AP, poucos microrganismos podem sobreviver (FAKHRU'L-RAZI *et al.*, 2009). Ainda assim, podem ocorrer BRS, devido à existência de sulfato na AP ou através da introdução desse composto pela água do mar usada como água de injeção. Podem ainda ocorrer bactérias anaeróbias, de modo geral. Em alguns casos, fungos e algas também podem estar presentes, sendo originários das atividades de

processamento da água na superfície (BADER, 2007). Bactérias podem obstruir ou causar corrosão nos equipamentos ou tubulações (AHMADUN *et al.*, 2009).

A Tabela 1 apresenta os valores típicos dos parâmetros de qualidade da AP no mundo.

Tabela 1 – Valores típicos dos parâmetros de qualidade da AP no mundo

PARÂMETRO	VALORES	METAIS	VALORES (mg.L ⁻¹)
Densidade (kg.m ⁻³)	1014 – 1140	Cálcio	13 – 25800
Tensão superficial (dinas.cm ⁻¹)	43 – 78	Sódio	132 – 97000
Carbono orgânico total (COT) (mg.L ⁻¹)	0 – 1500	Potássio	24 – 4300
Demanda química de oxigênio (DQO) (mg.L ⁻¹)	1220	Magnésio	8 – 6000
Sólidos suspensos totais (SST) (mg.L ⁻¹)	1,2 – 1000	Ferro	< 0,1 – 100
pH	4,3 – 10	Alumínio	310 – 410
Óleo total (IR; mg.L ⁻¹)	2 – 565	Boro	5 – 95
Voláteis (BTX; mg.L ⁻¹)	0,39 – 35	Bário	1,3 – 650
(Óleos e Graxas não-voláteis totais por CLG/EM) base (µg.L ⁻¹)	275	Cádmio ^a	< 0,005 – 0,2
Cloretos (mg.L ⁻¹)	80 – 200000	Cromo	0,02 – 1,1
Bicarbonatos (mg.L ⁻¹)	77 – 3990	Cobre	< 0,002 – 1,5
Sulfatos (mg.L ⁻¹)	< 2 -1650	Lítio	3 – 50
Nitrogênio amoniacal (mg.L ⁻¹)	10 – 300	Manganês	< 04 – 175
Sulfetos (mg.L ⁻¹)	10	Chumbo ^a	002 – 8,8
Fenóis (mg.L ⁻¹)	009 – 23	Estrôncio	0,02 – 1000
AGV's (Ácidos graxos voláteis) (mg.L ⁻¹)	2 – 4900	Titânio	< 0,01 – 0,7
		Zinco ^a	< 0,01 – 35
		Arsênio ^a	< 005 – 0,3
		Mercúrio	< 001 – 002
		Prata ^{a, b}	< 001 – 0,15
		Berílio	< 001 – 0004

^a Analisado por absorção atômica

^b Valor deve ser considerado como mínimo, devido à pobreza em solubilidade.

Fonte: adaptado de Tibbetts *et al.*(1992).

De acordo com a Tabela 1, verifica-se que a AP pode apresentar valores elevados de vários parâmetros, como DQO, óleo total, cloretos, nitrogênio amoniacal, sólidos suspensos totais, BTX e fenóis.

Alguns desses compostos são tóxicos, representando riscos para as espécies aquáticas que podem estar presentes no corpo receptor onde a AP for descartada. Estudos recentes

demonstraram a ocorrência de absorção de hidrocarbonetos presentes na coluna d'água por mexilhões e peixes (OSPAR COMMISSION, 2007).

Dos parâmetros acima, o Teor de Óleos e Graxas (TOG) é um dos que merecem maior atenção para instalações *onshore* e *offshore*. Nessas últimas, além do óleo, a salinidade é um parâmetro preocupante, (VEIL *et al.*, 2004), uma vez que pode alterar o *habitat* dos ecossistemas existentes, e alterar a classe da água do corpo receptor.

No caso das instalações *onshore*, o descarte de AP em cursos de água superficiais é, geralmente, proibido, exceto para casos em que a sua salinidade é baixa. O descarte da AP com salinidade elevada nos cursos d'água pode matar peixes de água doce e vegetação (STEWART; ARNOLD, 2011).

2.1.2 Gerenciamento e tratamento da água produzida

A alternativa a ser adotada para tratamento e destino da AP depende de vários fatores, tais como: localização da base de produção, legislação, viabilidade técnica, custos e disponibilidade de infraestrutura e de equipamentos.

O descarte deve ser realizado de modo a atender a legislação. No caso de plataformas marítimas no Brasil, o descarte deve atender à Resolução Conama nº 393/2007 (BRASIL, 2007). O principal parâmetro monitorado é o TOG, cujo valor permitido deve ser de 29 mg.L⁻¹, para a média aritmética simples mensal, e 42 mg.L⁻¹, para o valor máximo diário. Além desse parâmetro, o empreendimento deve fazer monitoramento semestral de outros compostos, tais como: compostos inorgânicos (arsênio, bário, cádmio, cromo, cobre, ferro, mercúrio, manganês, níquel, chumbo, vanádio, zinco), radioisótopos (rádio-226 e rádio-228), compostos orgânicos (HPA, BTEX, fenóis) e avaliação de HTP (hidrocarbonetos totais de petróleo) através de perfil cromatográfico, toxicidade crônica da água produzida determinada através de método ecotoxicológico padronizado com organismos marinhos e parâmetros complementares (COT, pH, salinidade, temperatura e nitrogênio amoniacal total).

No caso de proximidades do litoral, o descarte no Brasil deve atender à Resolução Conama nº 357/2005 (BRASIL, 2005) atualizada na Resolução Conama nº 430/2011 (BRASIL, 2011), que fixa as condições e padrões para descarte de efluentes nos corpos de água superficiais. Entre as condições está o teor de óleos e graxas, cujo limite máximo permitido deve ser 20 mg.L⁻¹.

Com relação à análise para determinações de TOG, destaca-se que o método requerido pelo CONAMA é o gravimétrico (BRASIL, 2007). Outros métodos usuais são os realizados

por meio dos valores de COT ou por turbidez (HONG; FANE; BURFORD, 2003), fluorescência com raios UV (EBRAHIMI *et al.*, 2010) e espectrometria com raios infravermelhos (SOKOLOVIĆ; SOKOLOVIĆ; SEVIC, 2009). Alguns desses métodos, como o por turbidez, tem a vantagem de dispensar as trabalhosas etapas de extração prévia do óleo da emulsão com solventes orgânicos, como o n-hexano (EBRAHIMI *et al.*, 2010) e o tetracloreto de carbono (SOKOLOVIĆ; SOKOLOVIĆ; SEVIC, 2009), usadas por alguns métodos.

Em nível internacional, destacam-se dois organismos que desempenham um importante papel com o objetivo de disciplinar e estabelecer critérios para o descarte de AP no mar: a Organização Marítima Internacional (International Maritime Organization - IMO) e a Convenção para Proteção do Ambiente Marinho do Atlântico-Nordeste. Essa última também é conhecida como Convenção OSPAR, denominação dada pelo fato de fundir duas outras convenções previamente realizadas sobre o assunto, uma na cidade de Oslo, no ano de 1972, e outra em Paris, no ano de 1974 (GARLAND, 2005).

A IMO foi criada em 1948 pelas Organizações das Nações Unidas (ONU) com o objetivo de cuidar dos assuntos marítimos internacionais. Um dos seus mais importantes instrumentos é a MARPOL 73/78, um documento técnico que combina o resultado de duas convenções da IMO. Uma delas é a convenção internacional para prevenção de poluição por navios (MARPOL), resultado de uma grande conferência realizada no ano de 1973 para tratar da poluição marítima por navios, e a outra é o protocolo de 1978, gerado a partir de outra conferência realizada para tratar de segurança de navios-tanques e prevenção de poluição.

A MARPOL 73/78 trata não somente de poluição por óleo, mas também por produtos químicos, substâncias perigosas, lixo e esgoto (INTERNATIONAL MARITIME ORGANIZATION, 2011; PROTOCOLO..., 1978). No seu anexo I, capítulo 7, são fixadas “prescrições especiais para plataformas fixas ou flutuantes” de produção de petróleo, o que inclui o descarte de água produzida no mar.

A OSPAR entrou em vigor no ano de 1998 (GARLAND, 2005), tendo sido ratificada por vários países da área do Atlântico Nordeste (Bélgica, Dinamarca, Noruega, Reino Unido, Portugal, Luxemburgo e outros) e aprovada pela comunidade Européia e Espanha (OSPAR COMMISSION, 2009a).

A OSPAR é responsável por cinco regiões, sendo duas delas com intensa atividade de produção de petróleo e gás: a região do “Grande mar do norte” e a dos “mares Celtas”. Suas medidas adotadas podem ser decisões, recomendações ou acordos. Entre as suas principais medidas para reduzir as descargas de óleo na AP, estão as definidas pela *Recommendation*

1/2001 da OSPAR, como a de fixar um limite máximo para concentração de óleo descartada (atualmente 30 mg.L^{-1}) e uma redução mínima de 15% na quantidade de AP descartada no mar, até o ano de 2006, com relação ao ano 2000. Essas medidas foram acompanhadas através de monitoramento (OSPAR COMMISSION, 2009b) onde os progressos, em termos de redução da quantidade de óleo puderam ser constatados.

Os padrões internacionais para descarte da AP no mar, em termos de TOG, estão apresentados na Tabela 2. Entre esses padrões, observa-se que os limites máximos de TOG estão entre 15 mg.L^{-1} (Venezuela e Argentina) e 50 mg.L^{-1} (Nigéria, Angola, Camarões e Costa do Marfim). Destacam-se, ainda Malásia, países do Oriente Médio, Austrália e países do Mar do Norte, todos com limite de 30 mg.L^{-1} , e Estados Unidos, com 29 mg.L^{-1} (STEWART; ARNOLD, 2011).

Tabela 2 – Concentração e limitações de água produzida a partir de efluentes oleosos no mundo

PAÍS	TOG / LIMITAÇÕES
Brasil	29 mg.L^{-1} (para todas as instalações)
Equador e Colômbia	30 mg.L^{-1} (para todas as instalações)
Argentina e Venezuela	15 mg.L^{-1} (para todas as instalações)
Indonésia	25 mg.L^{-1} (para todas as instalações e carga zero em águas interiores)
Malásia, Meio Leste	30 mg.L^{-1} (para todas as instalações)
Nigéria, Angola, Camarões, Costa do Marfim	50 mg.L^{-1} (para todas as instalações)
Mar Norte, Austrália	30 mg.L^{-1} (para todas as instalações)
Tailândia, Brunei	30 mg.L^{-1} (para todas as instalações)
EUA	29 mg.L^{-1} (águas do mar e carga zero em águas interiores)

Fonte: adaptado de Stewart e Arnold (2011).

Outra forma de descarte possível é a injeção da AP em reservatórios subterrâneos de água e reservatórios não produtores de petróleo (armazenamento geológico). No Brasil, essa prática deve atender à Resolução CONAMA nº 396 / 2008 (BRASIL, 2008), que trata da classificação das águas subterrâneas. Uma das condições fixadas para esse descarte é que ele seja feito apenas em águas de classe 5, definidas como “águas dos aquíferos, conjunto de aquíferos ou porção desses, que possam estar com alteração de sua qualidade por atividades

antrópicas, destinadas a atividades que não têm requisitos de qualidade para uso” (BRASIL, 2008).

Além disso, o órgão ambiental ou outro órgão competente deve autorizar o interessado, com base em estudos hidrogeológicos, apresentados por esse, demonstrando que a injeção não provocará alteração da condição de qualidade em relação ao enquadramento das águas subterrâneas adjacentes, sobrejacentes e subjacentes, por meio de monitoramento.

Conforme citado previamente, a alternativa de injeção para recuperação de petróleo (reinjeção para recuperação secundária de petróleo) visa compensar a perda gradual de pressão no interior do reservatório de petróleo, à medida que esse fluido vai sendo retirado, visando aumentar o percentual de recuperação de óleo. Trata-se da forma de destino mais adequado para a AP, uma vez que elimina, total ou parcialmente, o resíduo gerado pela atividade de produção (a AP), transformando-o em matéria-prima para o próprio processo. Esse procedimento está de acordo com os princípios dos programas de **produção mais limpa**, que resultam em ganhos econômicos e ambientais para a atividade produtiva.

As especificações gerais de qualidade de AP para reinjeção ou para descarte em águas superficiais são de menos de 10 mg.L⁻¹ de SDT e menos que 42 mg.L⁻¹ de TOG (BADER, 2007). As limitações devem-se ao fato de que tanto o óleo quanto os STD podem obstruir os poros da rocha-reservatório de petróleo, esses últimos ao se precipitarem quimicamente.

Algumas tecnologias vêm sendo desenvolvidas buscando um gerenciamento mais adequado da AP. No caso da produção *offshore*, uma alternativa a ser disseminada, em futuro próximo, são os sistemas submarinos de separação de AP. Nessa tecnologia, a água é separada do óleo no fundo do mar, logo na saída do poço. Em seguida, a AP é reinjetada em outro poço, não chegando, portanto, à superfície. Entre as suas vantagens está a de evitar com que o sistema de tratamento de água seja instalado no convés da plataforma, o que elimina, assim, a instalação de vasos de grande volume e de peso em uma área em que a disponibilidade de espaço é um aspecto extremamente importante para a operação do empreendimento (FIGUEIREDO *et al.*, 2004; VEIL *et al.*, 2004).

Outra tecnologia em fase de desenvolvimento são os separadores de óleo em água de fundo de poço (*down-hole oil/water separators* – DOWS). Esses equipamentos separam o óleo e gás da AP na parte inferior do poço e reinjetam uma parte dessa água numa outra formação ou outro local dentro da mesma formação, enquanto que o petróleo e gás são bombeados para a superfície. Um dos equipamentos que podem ser adaptados para esse fim

são os hidrociclones; em função das suas características de não ter partes móveis, o que se constitui em uma considerável vantagem (SAIDI *et al.*, 2012).

Com relação às alternativas de gerenciamento da AP ligadas à sua **redução na fonte**, são reportadas na literatura (VEIL *et al.*, 2004) algumas técnicas disponíveis, mas que requerem grandes desafios para serem aplicadas. As principais envolvem dispositivos de bloqueio mecânico ou a utilização de produtos químicos que desativam canais de escoamento ou fraturas dentro da formação e evitam que a água seja encaminhada para o poço. No caso dos produtos químicos, normalmente são usados polímeros que entram seletivamente nas fendas e caminhos ou trajetos por onde a água está, deslocando-a e, uma vez estando naquele local, impedem a passagem de água, permitindo a passagem do óleo para os poços.

O reúso é outra alternativa para o destino da AP. As modalidades para o reúso de água são classificadas como potável e não potável. No Brasil, a Resolução CNRH nº 54 (BRASIL, 2006) define as modalidades de reúso de água não potável, além de fornecer critérios gerais para essa prática. A resolução considera apenas a forma de reúso direto, não citando, portanto, a recarga de aquíferos, que é uma forma de reúso indireta. Essa última consiste em se injetar a água em determinado ponto do aquífero e coletá-la em outro ponto, localizado a jusante do primeiro, de modo a se tirar vantagem da capacidade de filtração do solo para remoção de determinados contaminantes.

No caso da AP, em função da sua natureza e dos riscos que ela pode oferecer às atividades antrópicas, o reúso é feito basicamente para fins industriais. Entre esses riscos estão os ligados à saúde humana e à vida das espécies dos ecossistemas que entrarem em contato com a água. Apesar disso, são relatados casos para outros usos, como dessedentação de animais (pecuária e animais silvestres), aquicultura e irrigação de sementes (VEIL *et al.*, 2004). Além dos riscos citados, o tratamento da AP com o fim específico de torná-la potável é complexo e oneroso. Para esse fim, Singh (2010) propôs um típico fluxograma de blocos de um sistema de tratamento de AP onde são removidos gradualmente TOG, SST, SDT, dureza, ferro, sílica, selênio, boro, COVs (Compostos Orgânicos Voláteis), ácidos orgânicos e outros compostos.

Na literatura são reportadas aplicações de reúso em várias atividades industriais. Entre essas, estão as próprias atividades de exploração e produção (E&P) de petróleo, processos de perfuração (PEACOCK, 2002) e fraturamento hidráulico (RAILROAD COMMISSION OF TEXAS, 2011; LAKE, 2011).

Na perfuração, a AP tratada é usada para preparo de fluido de perfuração, enquanto que, no fraturamento hidráulico, a água é empregada para fraturar a rocha-reservatório e,

assim, aumentar a sua permeabilidade pelo petróleo e, conseqüentemente, a produção desse fluido.

Outros usos reportados da AP tratada são como água de reposição de torres de resfriamento (DI FILIPPO, 2004; NETL, [200-?]), controle da geração de poeira e combate a incêndio (NETL, [200-?]), geração de vapor (JACINTO JUNIOR *et al.*, 2008) e irrigação (MELO *et al.*, 2010). Esses dois últimos foram registrados no Brasil.

Algumas das aplicações de reúso da AP poderiam ser questionáveis, se avaliadas isoladamente. Alguns desses casos são as aplicações em que o grau de qualidade da água requerido é elevado e resulta, portanto, na necessidade de uma maior eficiência do tratamento pelo qual a AP tem que ser submetida para se enquadrar às características exigidas. Esse tipo de aplicação mais rigorosa se justifica em função de determinados aspectos, como, por exemplo, a baixa salinidade da AP, a elevada demanda por água de boa qualidade e a escassez de outra fonte de água no local. Alguns desses exemplos são as utilizações de AP para geração de vapor e para irrigação, citadas acima. Ambas se justificam pelo fato terem sido desenvolvidas para o nordeste do Brasil, uma região carente de recursos hídricos.

2.1.3 Tecnologias de tratamento disponíveis

O tipo de processo a ser adotado para o tratamento da AP depende dos compostos que se deseja remover. Os compostos a serem removidos, por sua vez, dependem do destino final a ser adotado para a AP tratada que pode ser descarte, injeção ou reúso. Por exemplo, no caso da água para reinjeção, é necessário a remoção de dureza para reduzir os riscos de precipitação de sais pouco solúveis (como sulfatos de bário e estrôncio) que resultam em incrustações nas colunas de produção e / ou bloqueio dos poros da formação geológica, com conseqüente redução da sua permeabilidade (SINGH, 2010).

Dessa forma, o tratamento da AP pode ser feito com os seguintes objetivos (ARTHUR; LANGHUS; PATEL, 2005):

- Remoção de óleo sob as forma dispersas;
- Remoção de compostos orgânicos solúveis;
- Desinfecção, para remoção de bactérias e algas;
- Remoção de SS, turbidez e areia;
- Remoção de gases dissolvidos, como gases de hidrocarbonetos leves, CO₂ e H₂S;

- Dessalinização, para remoção de sais dissolvidos, sulfatos, nitratos e agentes de incrustação;
- Abrandamento, para remoção de dureza em excesso;
- Remoção de compostos diversos, como os MRON;
- Ajuste da razão de adsorção de sódio (RAS). Nesse último caso, é adicionado cálcio ou magnésio e o objetivo é o reúso da água na irrigação.

No caso de remoção dos hidrocarbonetos da AP, as tecnologias usadas dependem, em grande parte, de três fatores: o limite de solubilidade na água, o grau de volatilidade e as características moleculares dos hidrocarbonetos (BADER, 2007).

Para remoção dos compostos citados, são usados vários processos físicos, químicos e biológicos, conforme descritos no Quadro 1, a seguir (FAKHURU'L-RAZI *et al.*, 2009).

Quadro 1 – Tecnologias e processos de tratamento de AP

PROCESSO DE TRATAMENTO	FUNÇÃO / REMOÇÃO
Tratamentos físicos	
Adsorção em carvão ativado, argila orgânica, copolímeros, zeólitos e resinas	Carvão ativado: compostos orgânicos dissolvidos, alguns metais pesados e BTEX (benzeno, tolueno, etilbenzeno e xileno) solúveis. Argila orgânica: hidrocarbonetos livres insolúveis que contribuem para hidrocarbonetos totais de petróleo (HTP) e TOG. Copolímeros: TOG Zeólitos e resinas: compostos orgânicos dissolvidos, BTEX, TOG, SS, cálcio e magnésio.
Filtros de areia (precedido de aeração e decantação)	Remoção de metais, com destaque para Ferro.
Hidrociclones	Óleo disperso.
Evaporação	Salinidade e componentes do óleo.
Supressão de solventes por ar dissolvido	Hidrocarbonetos alifáticos e aromáticos.
C-TOUR (extração com líquido condensado)	Óleo disperso, compostos dissolvidos, incluindo hidrocarbonetos aromáticos policíclicos (PAH), naftalenos, fenantrenos e dibenzotiofenos (NPD) e fenóis.
Congelamento e descongelamento / evaporação	Sais dissolvidos.
Flotação a ar	Óleo e Sólidos em suspensão (SS).
Eletrodialise	Sais dissolvidos.
Tratamentos químicos	
Coagulação	Partículas suspensas e coloidais.
Precipitação química	Abrandamento com cal e soda: dureza, sulfetos, SDT e óleo Tratamentos específicos: metais pesados e

PROCESSO DE TRATAMENTO	FUNÇÃO / REMOÇÃO
	hidrocarbonetos.
Oxidação química	Compostos químicos refratários.
Processo eletroquímico	Demanda química e de oxigênio (DQO) e Demanda bioquímica de oxigênio (DBO).
Tratamento foto-catalítico	DQO.
Processo fenton	DQO e óleo.
Tratamento com ozônio	Compostos orgânicos dissolvidos e BTEX
Líquidos iônicos de temperatura ambiente	Compostos orgânicos solúveis
Desemulsificantes	Óleo.
Tratamento biológico	DQO e DBO.
Tratamento com membranas	Microfiltração, Ultrafiltração, Nanofiltração e Osmose Inversa: óleo, sólidos em suspensão (SS), compostos dissolvidos, BTX, metais pesados. Membranas de zeólito e argila bentonítica:

Fonte: adaptado de FAKHRU'L-RAZI *et al.* (2009).

As tecnologias para tratamento de AP podem ser agrupadas em quatro diferentes estágios, dependendo da capacidade de tratar águas oleosas, bem como o nível exigência, considerando a qualidade da água afluenta (DILLON, 2003). Esses estágios são:

- Estágio 1 – tem o objetivo de remover TOG em níveis aceitáveis para os processos de tratamento subsequentes. Normalmente são usados hidrociclones ou flotores;
- Estágio 2 – usados para remoção adicional de TOG, a fim de permitir a disposição da AP ou o seu envio para processos subsequentes. São usados processos biológicos diversos, como lodo ativado, ou processos físicos, como dessorção ou adsorção;
- Estágio 3 – usados para produzir efluentes com qualidade muito boa para reúso e visa a redução adicional de TOG. Alguns exemplos são: adsorção em carvão ativado e filtração em membranas;
- Estágio 4 – usadas para remoção de compostos dissolvidos, como sódio e sólidos dissolvidos totais. Entre esses processos se incluem a eletrodialise reversa, a osmose inversa e a troca iônica.

No caso da remoção de óleo, normalmente, o destino final da AP tratada é o descarte ou a injeção. Um dos processos mais utilizados é a flotação a ar precedida de adição de produtos químicos desemulsificantes (HONG; FANE; BURFORD, 2003). Outros processos usados são hidrociclones (SAIDI *et al.*, 2012), coalescedores em leito (SOKOLOVIĆ; SOKOLOVIĆ; SEVIC, 2009) e separadores gravitacionais (STEWART; ARNOLD, 2011).

Entretanto, esses processos apresentam limitações, como o elevado tempo de residência requerido, a utilização de produtos químicos especiais e caros, a geração de resíduos sólidos e baixas eficiências, principalmente no caso de gotas com diâmetros na faixa de micrômetros ou submicrômetros (HONG; FANE; BURFORD, 2002, 2003). O problema é ainda mais agravado quando estão presentes agentes tensoativos, muito comuns em emulsões O/A da AP. Esses compostos fixam-se às superfícies das gotículas de óleo, aumentando as forças de repulsão entre elas (HONG; FANE; BURFORD, 2003). O Quadro 2 apresenta os principais processos de tratamento de AP, para remoção de óleo, com algumas características comparativas entre eles.

Quadro 2 – Comparação entre processos de tratamento da água produzida para remoção de óleo

	MEMBRANAS	HIDROCICLONES	FLOTADORES	COALESCEDORES EM LEITO	SEPARADORES GRAVITACIONAIS CONVENCIONAIS	SEPARADORES GRAVITACIONAIS DE PLACAS
Princípio operacional	Filtração	Separação centrífuga	Flotação a gás natural	Coalescência + separação gravitacional	Separação gravitacional	Coalescência + separação gravitacional
Capacidade de remoção, em diâmetro de gota /(μm)	1	10 a 30	10 a 20	10 a 15	100 a 150	30 a 50
Requerimento de área superficial	Baixo	Baixo	Baixo	Baixo	Elevado	Elevado
Requerimento por produtos químicos	Não	Não	Sim	Não	Não	Não
Aplicação em instalações de tratamento da AP	<i>Onshore e offshore</i>	<i>Offshore</i>	<i>Onshore e offshore</i>	<i>Onshore e offshore</i>	<i>Onshore</i>	<i>Onshore</i>
Principais limitações	<i>Fouling e necessidade por limpeza química</i>	Bloqueio da porta de rejeito por areia ou incrustação e erosão por areia	Pouco efeito em gotas entre 2 e 5 μm ; uso de químicos e geração de lodo	Bloqueio dos poros e necessidade por retrolavagem	Tamanho e peso muito elevados; baixa eficiência para diâmetro de gotas menores	Tamanho e peso elevados

Fonte: adaptado de Stewart e Arnold (2011).

2.2 COALESCEDORES EM LEITO

Apresenta-se uma visão geral do coalescedor em leite e mais os seus princípios de funcionamento, os mecanismos de captura das gotas de óleo e de coalescência das gotas e os fatores que influenciam na eficiência do processo.

2.2.1 Aspectos gerais

Os coalescedores mecânicos podem ser classificados como: separadores gravitacionais (ou quiescentes), separadores de placas e coalescedores em leite poroso, dos quais se destacam o de leite de fibras e o de leite granular (LI; GU, 2005).

Os mais usados entre os separadores gravitacionais e os de placas são os separadores API (American Petroleum Institute), os PPIs (*Parallel Plate Interceptor*) e os CPIs (*Corrugated Plate Interceptor*). Esses dois últimos (PPI e CPI) possuem maior eficiência que o primeiro, pelo fato que as placas provêm maior superfície para as gotas de óleo coalescerem em gotas de maiores diâmetros e pelo fato de que são projetados obedecendo às condições de escoamento laminar (STEWART; ARNOLD, 2011).

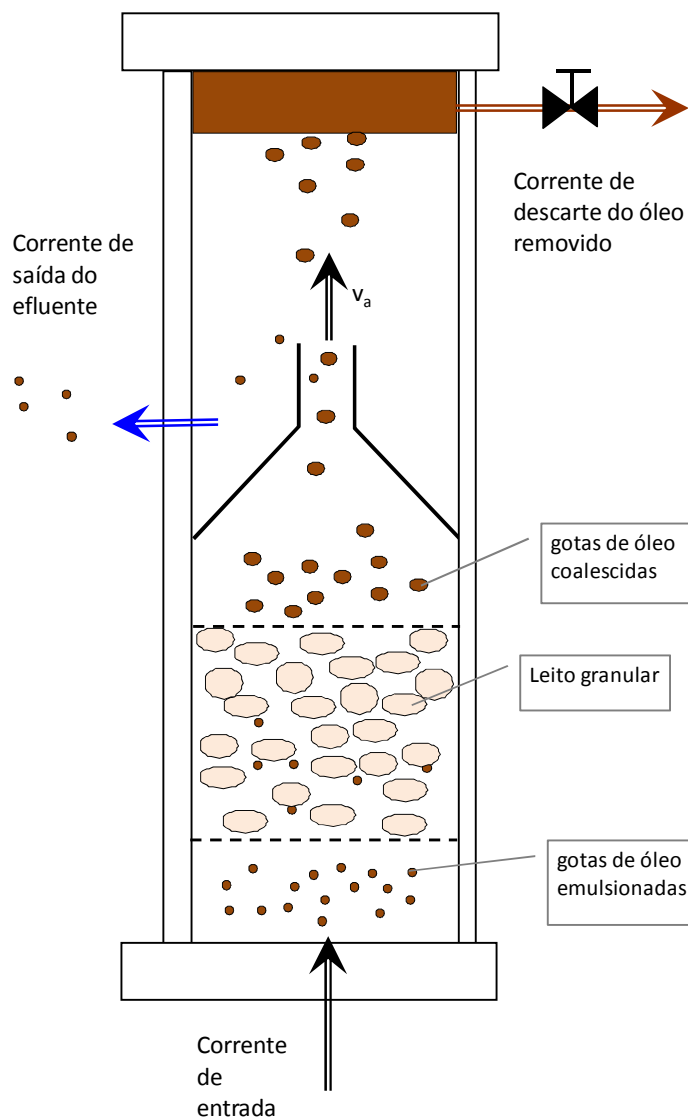
Os separadores gravitacionais são muito utilizados para remoção de óleo livre. Além disso, essas unidades promovem uma primeira separação de óleo com gotas maiores que 10 μm . Apesar disso, essas unidades não são suficientemente efetivas para as gotas remanescentes de menores diâmetros, e que flutam muito lentamente, aspecto que implicaria em unidades de decantação com tempo de detenção elevado a ponto de as tornarem proibitivas (SPIELMAN, 1968).

Um aspecto agravante é que, em grande parte dos casos, as gotas de óleo de pequenas dimensões (poucos microns ou menos) podem se constituir em uma fração muito pequena do volume da dispersão, o que as tornam demasiadamente diluídas para que se choquem entre si e que ocorra, assim, a coalescência de forma espontânea. Ademais, algumas dispersões contém tensoativos naturais e que podem inibir a coalescência (SPIELMAN; SU, 1977). Esse é o caso da água produzida de petróleo, em que agentes tensoativos solúveis em água e finos sólidos minerais são adsorvidos na superfície das gotas, dificultando, assim, o processo de desemulsificação (LI; GU, 2005). Os tensoativos mais comuns são asfaltenos e resinas (THOMAS, 2001).

O processo de tratamento com coalescedor em leite consiste em se induzir a separação das gotas de óleo emulsionadas em água, pela passagem da emulsão através de um leite

poroso. Nesse caso, as gotas pequenas são retidas no leito até que ocorra o seu crescimento por coalescência. As gotas maiores, então, são varridas para fora do material do leito pelas forças dinâmicas, uma vez que, agora, já possuem um tamanho tal que fazem com que elas possam flotar por separação gravitacional (HAZLETT, 1969). A Figura 2 ilustra um coalescedor em leito e seu princípio de funcionamento.

Figura 2 – Representação esquemática do coalescedor em leito e seu princípio de funcionamento



Fonte: O autor (2014).

A vantagens do coalescedor em leito incluem: trabalho contínuo durante um longo período de tempo, possibilidade de automação, a mobilidade, a alta eficiência de separação, simplicidade e facilidade de manutenção (GOVEDARICA *et al.*, 2013).

É importante destacar que para a separação de emulsões por meios porosos existem dois importantes mecanismos utilizados: (a) coalescência por filtros de leitos profundos e (b) separação por meio de filtros superficiais (SHIN; CHASE, 2004; SOKOLOVIĆ, R.; SOKOLOVIĆ, S., 2004; SOKOLOVIĆ *et al.*, 2003; SOKOLOVIĆ; VULIĆ; SOKOLOVIĆ, 2007; SPETH *et al.*, 2002). O coalescedor em leito está relacionado ao primeiro caso. No caso da filtração de superfície, os principais aspectos são que as partículas são retidas devido ao menor tamanho de poro e a geometria da superfície do filtro e que as mesmas ficam retidas na superfície de filtro (BANSAL *et al.*, 2011).

Os dois tipos de leito usualmente utilizados são o leito de fibras e o granular. O leito de fibras pode ser constituído por materiais diversos empacotados e compactados, como fibra de vidro ou polímeros diversos, enquanto que o leito granular pode ser constituído por materiais como vidro, plástico ou pedras, com dimensões diversas. Atualmente, os materiais de coalescência tradicionais incluem polipropileno, cloreto de polivinila (PVC), borracha de estireno-butadieno, materiais cerâmicos, areia de quartzo, antracito, serpentina, resina de troca catiônica, nylon modificado, plásticos de engenharia ABS, aço carbono, aço inoxidável, fibra de vidro, e assim por diante (ZHAO; LI, 2011).

Ambos os tipos de leito são capazes de forçar a separação do óleo por coalescência, alcançando uma boa eficiência. Entretanto, eles são muito susceptíveis a problemas de bloqueio de poros devido à presença de sólidos em suspensão. O leito de fibras pode ser confeccionado para ter porosidade e superfície específica maior do que leitos granulares grosseiros e, por isso, possibilita uma melhor separação de fases que o leito granular, para uma mesma altura de leito e condições operacionais similares. Apesar dessa vantagem, o leito de fibra é mais vulnerável a obstruções por sólidos, que, às vezes, são inevitáveis. Além disso, sua estrutura dificulta sobremaneira o processo de limpeza (SPIELMAN; SU, 1977). Dos dois tipos de leitos porosos, portanto, o granular apresenta vantagens com relação ao leito de fibras, uma vez que pode ser mais facilmente lavado quando ocorre obstrução dos poros (MADIA *et al.*, 1976).

O coalescedor em leito opera de forma similar a um filtro rápido de uma estação de tratamento de água. Alguns dos mecanismos de captura das partículas (impacto inercial, interceptação indireta, difusão e atração eletrostática, etc.) são similares, nos dois processos, inclusive. Entretanto, existem diferenças fundamentais entre ambos: o coalescedor opera em estado estacionário (se não houver presença de sólidos suspensos na emulsão) e a concentração de material que entra no leito é igual à concentração de saída do mesmo. A importância do leito está no fato de provocar um aumento do diâmetro das gotas de óleo, na

saída. Com diâmetros maiores, as gotas flutam com uma velocidade muito maior (SHERONY; KINTNER, 1971).

O processo de coalescência por leitos granulares já é conhecido desde o começo do século passado, sendo que suas aplicações em grande escala surgiram na década de 1930 (SHERONY; KINTNER, 1971). Entretanto, apesar do fato de que nas últimas décadas as pesquisas nessa área foram intensificadas consideravelmente, o processo de coalescedor de leite é um fenômeno complexo e afetado por um grande número de variáveis. Dessa forma, o projeto de um coalescedor depende da realização de testes em unidades de bancada (GOVEDARICA *et al.*, 2013).

2.2.2 Princípios e aspectos conceituais

Qualquer coalescedor que tem o objetivo de tratar dispersões de óleo deve primeiro ser capaz de capturar as gotas e, em seguida, mantê-las muito próximas das outras gotas. A captura de uma gota suspensa numa fase fluida contínua é teoricamente possível, devido a colisão dessa gota de acordo com uma ou mais de uma das seguintes possibilidades:

- Colisão com outra gota suspensa na corrente da dispersão;
- Colisão com uma obstrução na estrutura do leito como a fibra ou grão que compõe esse leito;
- Colisão com outras gotas que foram capturadas pelo leito e estão ligadas à sua estrutura (SAREEN *et al.*, 1966).

De acordo com Sareen *et al.* (1966) a probabilidade de ocorrência da captura por colisão das gotas da fase suspensa entre si é muito baixa. A segunda possibilidade, a de colisões das gotas com a estrutura do leito (fibras ou grãos), é muito mais importante, principalmente durante a fase inicial de operação do processo, quando o leito ainda está relativamente limpo de óleo. Entretanto, a taxa de captura das gotas é elevada consideravelmente, no caso da terceira possibilidade, quando ocorre a colisão das gotas com outras gotas que já foram capturadas pelo leito e estão ligadas à sua estrutura (IBRAHIM, 2011; AUSTIN; JEFFREYS, 1981).

Em determinados casos, contudo, a colisão das gotas entre si pode ser significativa na eficiência do processo, conforme verificaram esses autores. Com o aumento da concentração de óleo na corrente de alimentação, a densidade de gotículas de óleo aumenta, considerando-se que a distribuição de tamanho de gotículas de óleo permaneça é inalterada. Isso resulta em um aumento das colisões entre as gotas de óleo na corrente da dispersão, o que pode melhorar

a eficiência global de coalescência. Por outro lado, se a eficiência global de coalescência diminui com um aumento da concentração do óleo na alimentação, é sugerido que as colisões entre uma gota de óleo na corrente e uma gota de óleo na superfície do grão (ou no próprio grão) desempenham um papel dominante no processo. As concentrações de óleo testadas por esses pesquisadores (LI; GU, 2005) foram 2000, 5000 e 10.000 mg.L⁻¹.

Em um sistema de tratamento industrial, como é comum a presença de sólidos finos em suspensão, os coalescedores em leito podem operar tanto em regime de estado dinâmico quanto de estado estacionário. No estado dinâmico as gotas são retidas no interior do leito e a pressão diferencial entre a alimentação e a saída do leito aumenta continuamente com o tempo (SPIELMAN; SU, 1977). Nesse caso, o coalescedor opera de forma similar ao processo de filtração rápida utilizado em uma Estação de Tratamento de Água (ETA), que opera de forma descontínua, por requerer retrolavagens periódicas.

Por outro lado, no estado estacionário, a fase coalescida drena através da matriz sólida sob a ação de forças hidrodinâmicas e de tensões superficiais. No estado estacionário, a pressão diferencial é constante com o tempo e é determinada pela velocidade do fluido. Nesse caso, se forma óleo saturado no interior dos poros do leito, o que faz com que as pequenas gotas de óleo coalesçam na sua superfície, ao tentar atravessar o leito. Dessa forma, gotas maiores são formadas (glóbulos), que se desprendem da superfície dos grãos do leito, saindo do seu interior e flotando na superfície do líquido (SPIELMAN, 1968). A operação pode se processar por um longo período de tempo, principalmente se a concentração de sólidos em suspensão na água não for elevada (SOKOLOVIC; SOKOLOVIC; SEVIC, 2009).

O processo de retenção das gotas de óleo no coalescedor em leito difere do de uma peneira, onde o tamanho das malhas é menor que o das partículas. No coalescedor, tal qual em um filtro de uma ETA, as partículas têm tamanhos menores que os poros, podendo o seu leito reter gotas de óleo de 1/10 a, talvez, 1/50 da do abertura dos poros do leito (SHERONY; KINTNER, 1971).

Os mecanismos pelos quais a coalescência ocorre no interior dos leitos porosos vêm sendo exaustivamente estudados. Ainda assim, vários dos seus aspectos não estão completamente esclarecidos, carecendo, portanto, de novos estudos e pesquisas. O estudo da coalescência em meios porosos envolve o conhecimento de várias outras áreas, como filtração de água, mecânica dos solos e engenharia de reservatórios de petróleo (SPIELMAN, 1968).

De acordo com a literatura, o processo de coalescência pode ser classificado em etapas ou estágios, que podem variar acordo com o autor do trabalho. Hazlett (1969) classifica o processo em três etapas:

- Aproximação das gotas para o material do leito (a fibra ou o grão) ou para uma gota aderida a esse material;
- Adesão da gota ao material do leito ou a uma gota aderida a esse material;
- Liberação de uma gota, já aumentada de tamanho, do material do leito.

Austin (1979) também classifica o processo em três estágios, só que de forma levemente diferente de Hazlett (1969):

- Captura das gotas dispersas;
- Coalescência das gotas mais o fluxo da fase contínua através dos poros das mesmas;
- Liberação das gotas coalescidas.

A etapa de aproximação de Hazlett (1969) consiste na chegada da gota a um local apropriado do material que forma o leito (fibra ou grão) antes da subsequente ocorrência do processo de coalescência. A gota é transportada pelo fluxo do líquido que forma a fase contínua da dispersão. Esse fluxo tem uma trajetória formada por uma linha que, inicialmente, segue na direção do obstáculo (o grão ou a fibra do leito), contornando-o lateralmente, para, em seguida, continuar na mesma direção inicial.

Os diversos mecanismos de aproximação ou captura são largamente conhecidos, apesar de apresentarem aspectos que ainda não estão completamente sedimentados ou de apresentarem aspectos que são tratados e discutidos de forma específica por cada pesquisador. Além disso, ainda existe uma elevada divergência entre o grau de importância de cada um desses mecanismos para o processo. Esses mecanismos serão discutidos a seguir.

2.2.3 Mecanismos de captura

Os principais mecanismos de captura das gotas são: impacto inercial, interceptação, interceptação direta, sedimentação e atração eletrostática (ou *london forces*) e difusão (AUSTIN; JEFFREYS, 1981; IBRAHIM, 2011). Esses mecanismos são, portanto, similares aos que ocorrem nos processos de filtração rápida utilizados nas estações de tratamento de água (ETA).

2.2.3.1 Impacto inercial

No impacto inercial, a partícula (a gota de óleo) escapa da linha de fluxo do fluido nas proximidades, e pouco antes, do obstáculo (fibra ou grão) de tal modo que se choca com o mesmo, em vez de contorná-lo (Figura 3).

Esse mecanismo é fortemente afetado pela diferença de densidades entre o fluido da fase contínua e a partícula. Quando a densidade da fase dispersa excede a da fase contínua, a trajetória de uma gota que se aproxima do material do leito (fibra ou grão) pode não coincidir com a linha de fluxo do fluido. Esse mecanismo é importante na filtração de aerossol, onde a diferença de densidade é elevada e a velocidade da fase contínua é baixa (AUSTIN, 1979).

Entretanto, se uma gota tem a mesma densidade que a fase contínua ela tende a seguir a linha de fluxo do fluido pela qual está sendo carregada, contornando, assim, o obstáculo formado pelo leito. Isso não ocorrerá, contudo, se o fluxo for turbulento ou se houver formação de vórtices; nesse caso, a gota pode ser trazida para uma interface de fluido, mesmo se a diferença de densidade é baixa (SAREEN *et al.*, 1966).

No caso da separação das emulsões óleo em água, Redman (1963 *apud* IBRAHIM, 2011) sugere que se a densidade da gota é menor do que a da fase contínua, o mecanismo de impacto inercial irá agir para evitar que as gotas se aproximem do material do leito (fibra ou grão) ou da superfície da outra gota.

O mecanismo de impacto inercial depende de vários parâmetros. Alguns pesquisadores (CHEN, 1955 *apud* SHERONY; KINTNER, 1971; LEVICH, 1951 *apud* SHERONY; KINTNER, 1971) propuseram o número de Stokes como um importante parâmetro que define se a partícula irá se chocar com a fibra (no caso de um leito poroso com fibras). A equação de determinação do Número de Stokes (N_{stk}) está apresentada a seguir:

$$N_{stk} = \frac{d_p^2 \rho_c \cdot v}{9 \mu_c \cdot d_c}, \text{ onde:} \quad (1)$$

- d_p = diâmetro da gota que se aproxima (m);
- ρ_c = densidade da fase contínua, em g/cm^3 ;
- v = velocidade superficial do fluido, em cm/s ;
- μ_c = viscosidade da fase contínua, em g/cm/s ;
- d_c = diâmetro do obstáculo coletor que constitui o leito (fibra ou grão) (m).

Além desses parâmetros citados, fica implícito também que esse mecanismo é afetado pela temperatura, uma vez que esse parâmetro afeta a viscosidade.

Langmuir e Blodgett (1946 *apud* SHERONY; KINTNER, 1971) obtiveram 1/16 como o número de Stokes com o valor crítico, abaixo do qual o mecanismo de impacto inercial não ocorre.

2.2.3.2 Intercepção indireta

Nesse mecanismo, assume-se que as gotas de óleo seguem as linhas de fluxo do fluido, que contornam o obstáculo que forma o leito, e são capturadas por esse obstáculo se a distância entre o centro da gota e a periferia do obstáculo é menor que o raio da gota (AUSTIN, 1979). Caso contrário, a gota continuará seguindo e sendo carregada pela linha de fluxo do fluido e não será capturada (Figura 3).

Esse mecanismo também depende de vários parâmetros. Hazlett (1969) afirmou que para determinação da eficiência deste mecanismo, a equação de Langmuir (1942, *apud* HAZLETT, 1969) apresentada a seguir, poderia ser aplicada.

$$\eta_I = \frac{1}{2A} x \left[2(1 + N_R) \ln(1 + N_R) - (1 + N_R) + \frac{1}{1+N_R} \right], \text{ onde:} \quad (2)$$

- η_I = eficiência de captura de uma gota de óleo pelo mecanismo de intercepção indireta;
- A = função hidrodinâmica, definida pela Equação a seguir:

$$A = 2 - \ln Re \quad (3)$$

- N_R = Número de intercepção indireta, definido pela Equação a seguir:

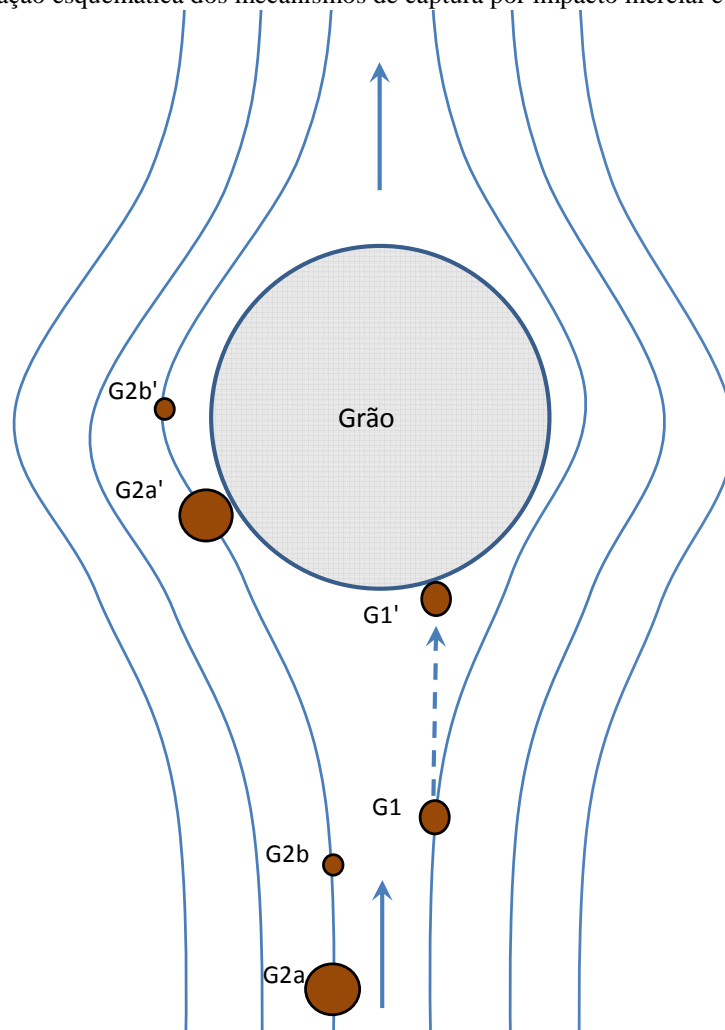
$$N_R = \frac{d_p}{d_c}, \text{ onde:} \quad (4)$$

- d_p é o diâmetro da gota que se aproxima (m);
- d_c é o diâmetro do obstáculo coletor que constitui o leito (fibra ou grão) (m).

O N_R é um dos principais parâmetros deste mecanismo. Segundo Hazlett (1969), a eficiência de intercepção varia muito com o diâmetro da fibra ou grãos de diâmetros menores são significativamente mais eficientes.

O número de Reynolds também é um particularmente importante, uma vez que as linhas de fluxo são influenciadas por esse parâmetro, sendo afetada por ele a partir de uma grande distância a montante do leito ou grão e deslocada da fibra lateralmente (HAZLETT, 1969).

Figura 3 – Representação esquemática dos mecanismos de captura por impacto inercial e interceptação indireta



São mostradas as linhas de fluxo do fluido e três gotas nas suas posições iniciais (G1, G2a e G2b) e finais (G1', G2a' e G2b'), respectivamente. Verifica-se a captura da gota G1 por impacto inercial e da gota G2a por interceptação indireta. A gota G2b não é capturada por ambos os mecanismos.

Fonte: O autor (2014).

2.2.3.3 Interceptação direta

Nesse mecanismo a captura ocorre pelos poros; a gota de óleo que se aproxima do leito é retida pelos poros, através dos quais ela não pode passar. É um tipo de mecanismo que predomina mais em processo de coalescência de emulsões primária, onde os diâmetros de gotas são maiores.

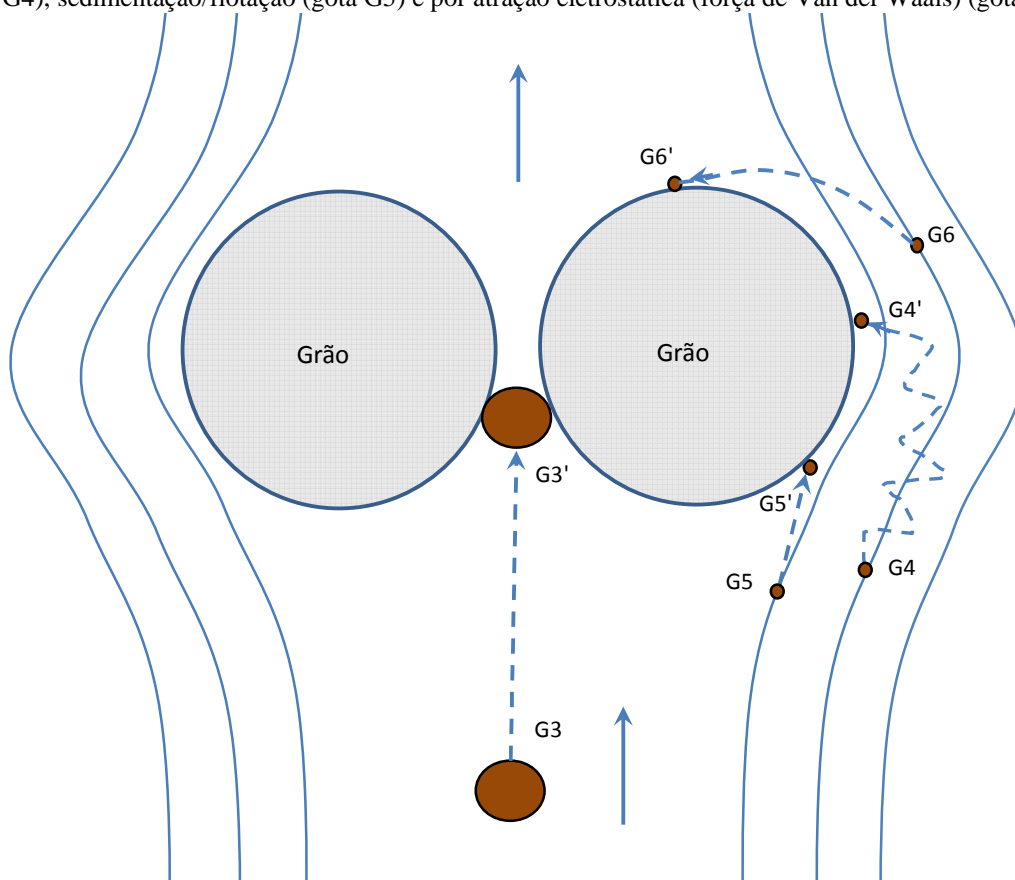
O mecanismo de interceptação direta pode ser caracterizado por um segundo número de interceptação, definido por:

N_{Rd} = Número de interceptação direta, definido por:

- $N_{Rd} = \frac{d_p}{d_a}$, onde: (5)
 - d_p é o diâmetro da gota que se aproxima (m);
 - d_a é o diâmetro da abertura do poro (m).

A Figura 4 mostra os mecanismos de captura das gotas por a interceptação direta, difusão, sedimentação e atração eletrostática.

Figura 4 – Representação esquemática dos mecanismos de captura por interceptação direta (gota G3), difusão (gota G4), sedimentação/flotação (gota G5) e por atração eletrostática (força de Van der Waals) (gota G6)



Fonte: O autor (2014).

2.2.3.4 Difusão

A difusão é caracterizada pela tendência que a partícula apresenta de escapar da linha de fluxo do fluido, desenvolvendo um movimento aleatório e transversal à essas linhas de fluxo (HAZLETT, 1969; AUSTIN, 1979), antes de atingir o obstáculo (material coletor) do leito.

Isso ocorre com partículas na faixa de tamanho sub-microns e é devido ao movimento Browniano; as gotículas de óleo são constantemente bombardeadas pelas moléculas da fase

contínua, comportamento que pode contribuir para a eficiência de captura (AUSTIN; JEFFREYS, 1981). Partículas maiores não estão sujeitas a esse mecanismo (SAREEN *et al.*, 1966).

Um parâmetro largamente utilizado para caracterizar a difusão é o número de Peclet, apresentado a seguir.

$$N_{Pe} = \frac{d_c v}{D}, \text{ onde:} \quad (6)$$

- N_{pe} = número de Peclet;
- d_c = Diâmetro do coletor do leito (m);
- D = Coeficiente de difusão molecular (m^2/s);
- v = Velocidade superficial (m/s).

Nesse caso, difusão é a medida da taxa de transporte por forças convectivas pelo transporte por difusão molecular (AUSTIN, 1979).

Outro parâmetro utilizado por muitos pesquisadores para caracterizar difusão é o número de Sherwood. Entretanto, esse parâmetro se aplica, apenas, para casos com baixos valores do número de Reynolds e pequenos tamanhos de partículas. O número de Sherwood está representado a seguir:

$$N_{Sh} = \frac{l}{\pi d_c D C}, \text{ onde:} \quad (7)$$

- N_{Sh} = **Número de Sherwood**;
- d_c = Diâmetro do coletor, em m;
- D = Coeficiente de difusão molecular, em m^2/s ;
- C = **Concentração fracional da dispersão**,

Nesse caso, difusão é considerada como uma medida de transferência de massa ou uma taxa de deposição (AUSTIN, 1979).

Estudando esse mecanismo, Austin (1979) afirmou que essa abordagem através do N_{sh} , pode ser útil para correlacionar os resultados para diferentes geometrias do coletor do leito. Afirmou ainda que para coletor com um formato cilíndrico, o número de Sherwood está relacionado com a eficiência de captura, através da seguinte equação:

$$N_{Sh} = \eta_D N_{Pe} \quad , \text{ onde:} \quad (8)$$

- η_D = Eficiência de captura da gota pelo mecanismo de difusão.

Dessa forma, as equações propostas pelos diversos pesquisadores, foram rearranjadas com base nessa equação e estão apresentadas na Tabela 3, a seguir.

Tabela 3 – Comparação entre equações que descrevem a captura de gotas pelo mecanismo de difusão

PESQUISADORES	EQUAÇÃO DE TRANSPORTE PROPOSTA	EFICIÊNCIA DE CAPTURA DA DIFUSÃO (fórmula modificada)
Langmuir (1942)	$\eta_D = 2,16(2A)^{-1/3} N_{Pe}^{-2/3}$	$2,16(2A)^{-1/3} N_{Pe}^{-2/3}$
Friedlander (1967)	$N_{Sh} = 1,035 \pi (2A)^{-1/3} N_{Pe}^{1/3}$	$3,25(2A)^{-1/3} N_{Pe}^{-2/3}$
Emi; Okuyama; Yoshioka (1973)	$\eta_D = 6 N_{Re}^{1/6} N_{Pe}^{-2/3}$	$6 N_{Re}^{1/6} N_{Pe}^{-2/3}$
Rajagopalan, Tien (1977)	$\eta_D = 4,04 N_{Pe}^{-2/3}$	$4,04 N_{Pe}^{-2/3}$
Prieve, Ruckenstein (1974)	$N_{Sh} = 0,995 N_{Pe}^{1/3}$	$3,98 N_{Pe}^{-2/3}$
Spielman; Goren (1972)	$\eta_D = 2,3(2A)^{-1/3} N_{Pe}^{-2/3}$	$2,3(2A)^{-1/3} N_{Pe}^{-2/3}$

Fonte: adaptado de Austin (1979).

O que essas modificações têm em comum é a eficiência e o número de Peclet e de não comum é o número de Reynolds. Para o cálculo da eficiência, enquadradas nessas comparações, a conclusão que se chega é que, quando estudadas mais a fundo, elas são similares. Dessa forma, a aplicação dessas equações não apresentam erros relevantes, principalmente a eficiência ser pequena proveniente a difusão (AUSTIN, 1979).

2.2.3.5 Sedimentação / flotação

No mecanismo de sedimentação/flotação, a partícula é desviada da trajetória da linha de fluxo da fase contínua devido às forças de empuxo e se choca contra o obstáculo que constitui o leito (AUSTIN, 1979). Sua magnitude é caracterizada pelo número de gravidade, que é a relação entre a velocidade terminal da gota de óleo (ascensional), assumindo um fluxo viscoso, pela velocidade superficial da dispersão através do leito. A citada velocidade terminal é definida pela equação de Stokes.

A equação que define o número de gravidade está apresentada a seguir:

$$N_g = [d_p(\rho_d - \rho_c)g]/[18\mu_c v], \text{ onde:} \quad (9)$$

- N_g = Número de gravidade;
- d_p = Diâmetro da partícula (gota de óleo), em m;
- ρ_d = Densidade da fase dispersa, em Kg/m³;
- ρ_c = Densidade da fase contínua, em Kg/m³;
- g = Constante gravitacional, em m/s²;
- μ_c = Viscosidade da fase contínua, em Ns/m²;
- v = Velocidade superficial do fluido, em m/s.

Rajagopalan e Tien (1977) mostraram que a eficiência de captura devido ao mecanismo de sedimentação/flotação é igual ao número de gravidade, como se segue:

$$\eta_s = N_g ; N_g > 10^{-3}, \text{ onde:} \quad (10)$$

- η_s = eficiência do mecanismo de sedimentação / flotação.

Essa última condição não é restritiva na prática, uma vez que a contribuição para a eficiência do processo devido a sedimentação não é significativa, para valores de N_g abaixo de 10^{-3} .

Austin (1979) chama ainda a atenção para o fato de que o mecanismo de sedimentação/flotação contribui para a captura da gota de óleo quando esta está localizada à montante do material coletor de que é formado o leite, mas se opõe a captura, quando a gota está localizada à jusante do mesmo.

2.2.3.6 Atração eletrostática

As forças de atração eletrostática são definidas na literatura por *London forces* ou *Van der Waals' forces*. As opiniões sobre a influência da atração eletrostática são divergentes. Enquanto determinados autores consideram esse, um mecanismo de grande importância no processo de coalescência em meios porosos (SAREEN *et al.*, 1966) outros (SHERONY; KINTNER, 1971) consideraram o mecanismo como insignificante.

O processo foi detalhadamente estudado por vários pesquisadores (SPIELMAN, 1968; SPIELMAN; FITZPARTICK, 1974). Quando gotículas de óleo se aproximam do material do coletor (leite ou grão) forças de atração eletrostática aumentam de intensidade rapidamente, a tal ponto que podem superar os efeitos de retardamento hidrodinâmicos ou de compensar as

forças de interação formada por uma dupla camada elétrica que usualmente se forma em torno de uma gota de diâmetros muito reduzidos.

Spielman (1968) afirmou que a força de atração entre partículas de um sistema líquido-líquido e uma superfície plana pode ser definido pelo número de aderência. Número de aderência representa a força que pode existir no coalescedor, operando com uma dispersão secundária em um leito poroso. A sua equação está representada a seguir.

$$N_{Ad} = 4Q / (9\pi N_R^2 \mu_c A_S v d_p^2), \text{ onde:} \quad (11)$$

- N_{Ad} = Número de aderência, em cm/s;
- Q = constante de Van der Waal's ou constante de Hamaker;
- N_R = Número de intercessão indireta;
- μ_c = Viscosidade da fase contínua, Ns/m²;
- A_S = Parâmetro de escoamento caracterizando a influência de uma vizinhança de coletores esféricos.
- v = Velocidade superficial, em m/s;
- d_p = Diâmetro da gota, em m.

Para um leito esférico Spielman (1968) descreveu a eficiência de captura pelo mecanismo de atração eletrostática através da seguinte equação:

$$\eta_L = 2A_S N_R^2 (9/5 N_{Ad})^{0.3333}, \text{ onde:} \quad (12)$$

- η_L = Eficiência de captura das gotas pelo mecanismo de atração eletrostática
- N_R = Número de interceptação indireta

A variável A_S é função dos vazios do leito. Seu valor pode ser determinado pela equação proposta por Happel (1958 *apud* AUSTIN, 1979), para fluxo em torno de um grão com característica esférica. Essa equação está representada a seguir:

$$A_S = 2(1 - \gamma_S^5) / (2 - 3\gamma_S + 3\gamma_S^5 - 2\gamma_S^6) \text{ onde:} \quad (13)$$

- $\gamma_S = (1 - \epsilon_1)^{0.3333}$, e onde: (14)

o ϵ_1 = Fração de porosidade da porosidade do coalescedor

2.2.4 Mecanismos de coalescência

Após a etapa de captura da gota de óleo, ela tenderá a se aderir e se espalhar sobre a superfície do coletor (fibra ou grão). No caso de uma emulsão água em óleo (A/O), a literatura destaca que (HARTLAND, 1967 *apud* HAZLETT, 1969) uma película de água formada na superfície da fibra ou grão oferece resistência a esse espalhamento. Esse filme deve se tornar relativamente fino, até um valor de espessura mínimo, para que ocorra a sua ruptura e, dessa forma, ocorrer a aderência da gota. A espessura de ruptura do filme é muito maior, para líquidos mais viscosos.

Weatherford (1967 *apud* HAZLETT, 1969) afirmou que o processo de drenagem do filme não é controlador da coalescência para líquidos pouco viscosos, mas que a ruptura do filme é um processo limitante da mesma.

No caso de emulsões óleo em água (O/A), a fim de que as gotas de óleo possam se aglutinar e coalescer com outra, deve haver ruptura do filme de água presente. Quando uma emulsão O/A passa através de um leito de fibras, existe uma tendência para as gotículas de tamanho de microns da fase dispersa sejam forçadas umas contra as outras à medida que elas se movem através dos espaços vazios. O desbaste do filme de água, então, ocorre e as gotas se aglutinam umas com as outras enquanto se movem (SAREEN *et al.*, 1966).

A captura das gotas ocorrem tanto pelas gotas já capturadas quando pelo material coletor do leito. Em seguida, as gotas iniciarão a coalescência, processo que permanece ocorrendo até que forças hidrodinâmicas causem a desagregação de porções de óleo do leito do coalescedor.

Kintner e McAvoy (1970 *apud* SHERONY; KINTNER, 1971) afirmaram que existe um certo tempo de repouso entre a colisão e a coalescência. Nesse período de tempo, a película existente entre a gota e interface se tornará menos espessa. Consideram ainda que é possível que ocorram um processo semelhante, quando quando duas gotas de óleo colidem entre si.

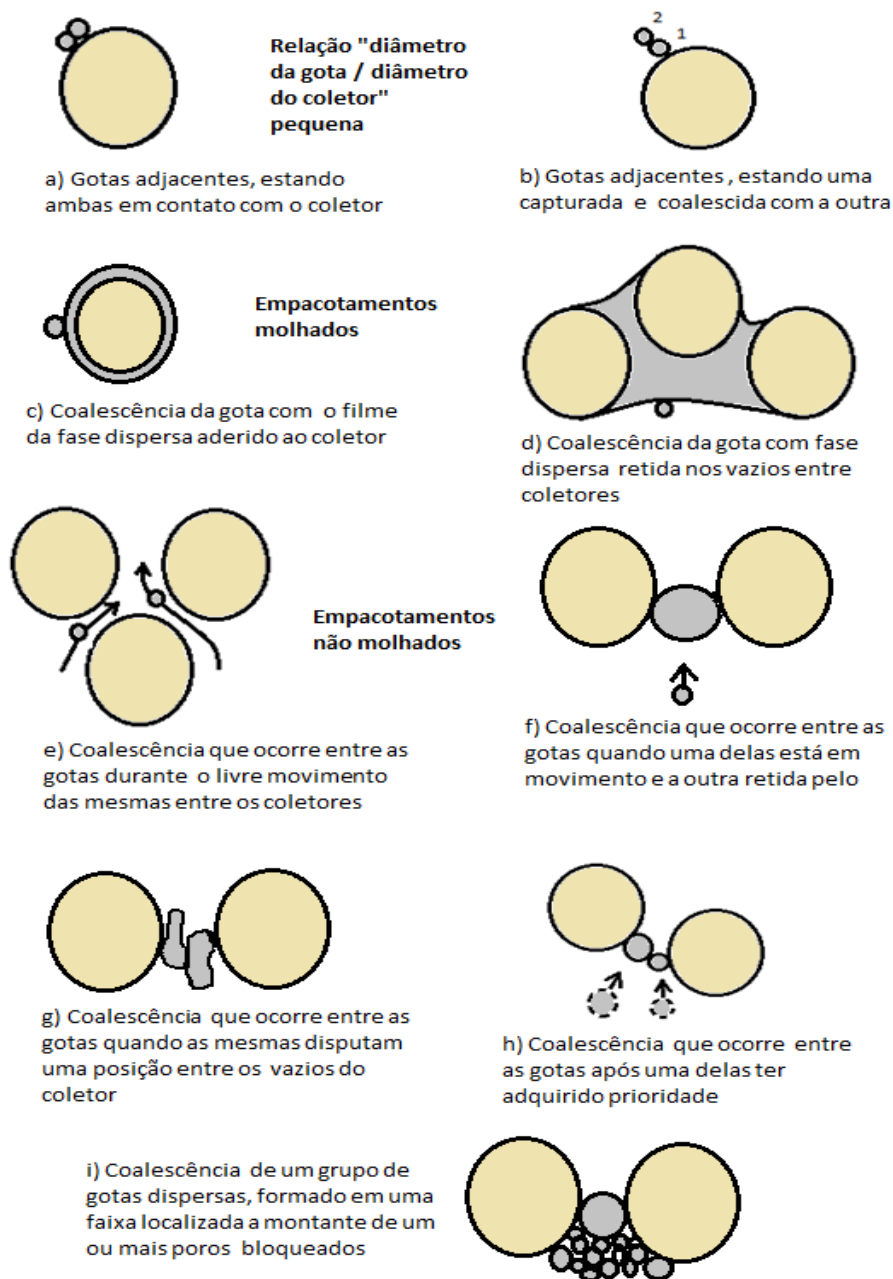
Acrescentam que se a colisão ocorre em um fluxo de fluido e esse tempo de repouso é muito longo, a coalescência nunca irá ter lugar, porque o fluxo de fluido irá varrer a gota que se aproxima para fora da gota estacionada. Portanto, apenas uma fração das colisões entre as partículas no fluxo de partículas e as fibras ou grãos resultará na coalescência.

No processo de aderência, a gota é deformada pela pressão exercida pelo processo de drenagem do filme. A tensão superficial afeta a deformabilidade da gota e, dessa forma, alguns aditivos auxiliares de coalescência podem reduzir essa pressão e, assim, aumentar a

deformabilidade da gota (PRINCEN, 1963). A ruptura do filme, quando se tornou fino, é uma consideração importante no processo de aderência. Algumas formas pelas quais a aderência pode ser reduzida são: a movimentação de ondulações através da interface deformável, ciscos de detritos sólidos na interface ou existência de finas arestas ou pontas da fibra ou grão (ALLAN; MASON, 1961).

A ocorrência da coalescência pode se dar através de diversas formas de comportamento, conforme pode ser visto na Figura 5.

Figura 5 – Mecanismos de coalescência em um leito poroso



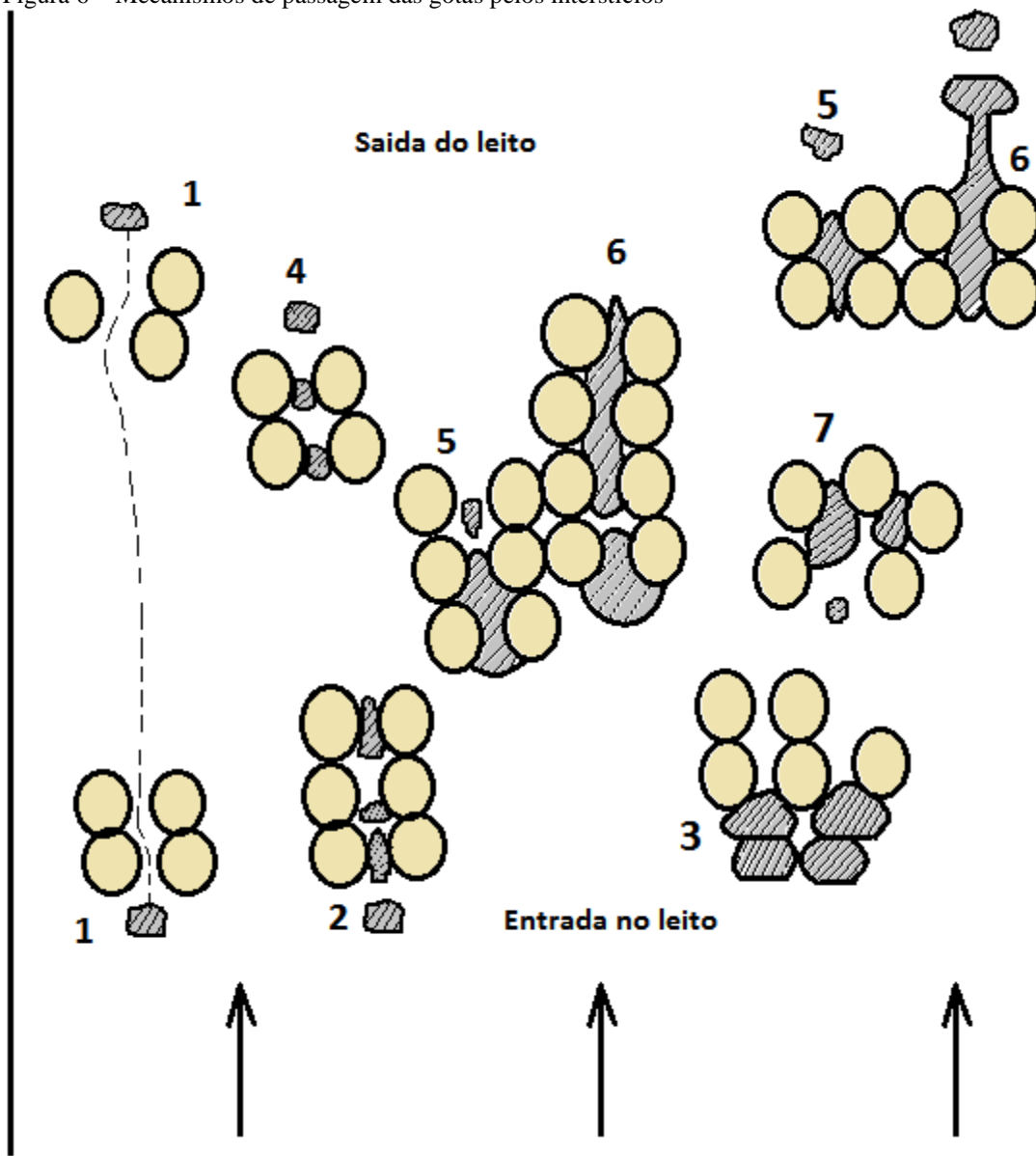
Fonte: adaptado de Austin (1979).

Esses comportamentos podem ser classificados em três tipos:

- Coalescência entre gotas adjacentes, com captura pela superfície do coletor – ocorre quando o diâmetro das gotas de óleo são muito pequenos, quando comparados com o diâmetro do coletor. Pode ocorrer de duas formas:
 - Quando ambas as gotas adjacentes são capturadas pela superfície do coletor;
 - Quando apenas uma gota é capturada pela superfície do coletor e a segunda é capturada pela primeira.
- Coalescência de gotas com filmes de óleo – também pode ocorrer de duas formas:
 - Quando o filme de óleo se forma aderido a um coletor;
 - Quando o filme se forma retido nos vazios localizados entre dois ou mais coletores.
- Coalescência entre gotas em pacotes de coletores não molhados de óleo – pode ocorrer de diversas formas, como se segue:
 - Quando gotas se movimentam livremente entre os coletores e coalescem umas com as outras;
 - Quando a coalescência ocorre entre uma gota em movimento e outra já retida pelo espaço entre dois ou mais coletores (por interceptação direta);
 - Quando gotas são espremidas umas contra as outras em razão de disputa por um espaço vazio localizado entre dois ou mais coletores;
 - Quando uma das gotas ganha prioridade de passagem pelo espaço entre os coletores e a outra está imediatamente a seguir;
 - Quando a coalescência ocorre localmente em um grupo formado a jusante de um poro já bloqueado.

Um aspecto importante do processo é referente à passagem das gotas através dos interstícios. Com relação a esse aspecto, vários mecanismos foram propostos por Wilkson (1974 *apud* AUSTIN, 1979). Esses mecanismos estão apresentados na Figura 6.

Figura 6 – Mecanismos de passagem das gotas pelos interstícios



(1) Passagem da gota sem restrição. (2) Passagem da gota com restrição. (3) Restrição na entrada do leito. (4) Ocorrência sequencial de retenção- impacto-liberação. (5) Liberação da gota pós coalescência sem restrição. (6) Liberação da gota pós coalescência com restrição. (7) Criação de caminhos preferenciais.

Fonte: adaptado de Austin (1979).

Conforme pode ser observado na Figura 6, os mecanismos de passagem das gotas pelos interstícios pode ocorrer:

- (1 e 2) Em função da restrição da passagem da gota: com restrição (a penetração ocorre devido às forças cinéticas) ou sem restrição.
- (3) Em função da restrição na entrada do leito.
- (4) Devido a ocorrência sequencial de retenção, seguida de impacto, seguida de liberação.

- (5 e 6) Em função da liberação da gota pós coalescência: com restrição ou sem restrição.
- (7) Em função de criação de caminhos preferenciais.

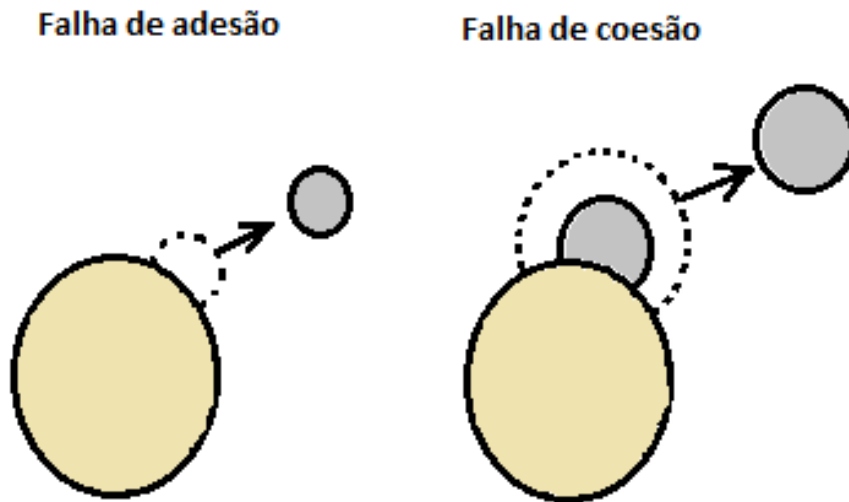
A probabilidade de ocorrência de cada um desses mecanismos depende do valor do número de interceptação direta (N_{Rd}) visto anteriormente. Contudo, existem várias diferenças entre as condições sobre as quais os coalescedores operam, tanto com relação a emulsões primárias quanto a secundárias. Uma delas é que, para gotas de emulsões secundárias a deformação das gotas e drenagem do filme interveniente da fase contínua não ocorre com facilidade. Outra delas é que uma passagem entre os coletores de forma sem restrições, pode não ser importante, uma vez que os poros podem ser bloqueados tanto por gotas grandes quando por gotas pequenas que se aproximam dos mesmos simultaneamente (AUSTIN, 1979).

2.2.5 Redispersão das gotas

A última etapa do processo é a separação das gotas aderidas. Para que isso ocorra, as forças hidrodinâmicas que agem sobre a gota devem superar a força de adesão que existe entre a gota e o coletor (fibra ou grão) antes da separação da gota. Os fatores que afetam o tamanho das gotas separadas são: velocidade do fluido, a concentração de surfactantes e o tamanho das fibras ou dos grãos. Velocidades maiores removem gotas menores (BEATTY, 1966 *apud* HAZLETT, 1969).

A Figura 7 mostra duas formas de falhas que ocorrem no processo de liberação das gotas. Ocorrência de falhas na adesão causa a liberação de toda uma gota, mas quando a adesão é suficientemente forte e a tensão interfacial é baixa (VINSON; CHURCHILL, 1970) a falha coesiva ocorre apenas quando parte da gota é desagregada.

Figura 7 – Mecanismos de liberação das gotas



Fonte: adaptado de Austin (1979).

2.2.6 Fatores que influenciam na eficiência do processo

Um grande número de parâmetros é fundamental e determinante para a separação de uma dispersão líquido-líquido, como é o caso da AP. Isso se aplica a ambos os mecanismos de separação existentes para separar emulsões por meios porosos citados anteriormente: coalescência por filtros de leitos profundos e separação por filtros superficiais. Esses parâmetros podem ser classificados da seguinte forma: (SOKOLOVIĆ, R.; SOKOLOVIĆ, S., 2004; SOKOLOVIĆ; VULIĆ; SOKOLOVIĆ, 2007; IBRAHIM, 2011; SHIN; CHASE, 2004):

- Propriedades das fases dispersa e contínua: diâmetro das gotas, diferença de densidade entre as fases dispersas e contínua, tensão interfacial, viscosidade e presença de surfactantes.
- Condições operacionais: sentido do leito e do fluxo, velocidade do fluido na entrada do leito, queda de pressão, temperatura e TOGac.
- Propriedades do leito: molhabilidade e rugosidade superficial, tamanhos de poros, espessuras da fibra, permeabilidade, espessura do leito, etc.

Além dos fatores citados acima, consideram-se extremamente importantes a configuração hidráulica da unidade e a interdependência de algumas variáveis entre si (SOKOLOVIĆ; VULIĆ; SOKOLOVIĆ, 2007).

2.2.6.1 Velocidade do fluido

A velocidade do fluido (v) desempenha um papel especialmente importante no fluxo de uma emulsão por um meio poroso, uma vez que esse parâmetro controla os mecanismos de captura e a probabilidade de captura das gotas de óleo, além da distribuição da fase dispersa em cada um dos três regimes de fluxo de óleo citados previamente e a desagregação e liberação do óleo retido no interior do leito (SOKOLOVIĆ; VULIĆ; SOKOLOVIĆ, 2007).

De fato a velocidade é um parâmetro que influencia em todos os mecanismos de aproximação das gotas, como impacto inercial, interceptação indireta, difusão, sedimentação/flotação e atração eletrostática. A influência da velocidade pode se dar tanto de forma direta, como a que ocorre quando a linha de fluxo que carrega a gota de óleo se aproxima do coletor, quanto indireta, como a que ocorre com a alteração do número de Reynolds e que reflete as condições de turbulência do fluxo. A velocidade do fluido é, portanto, um parâmetro de fundamental importância na eficiência de remoção de óleo do coalescedor.

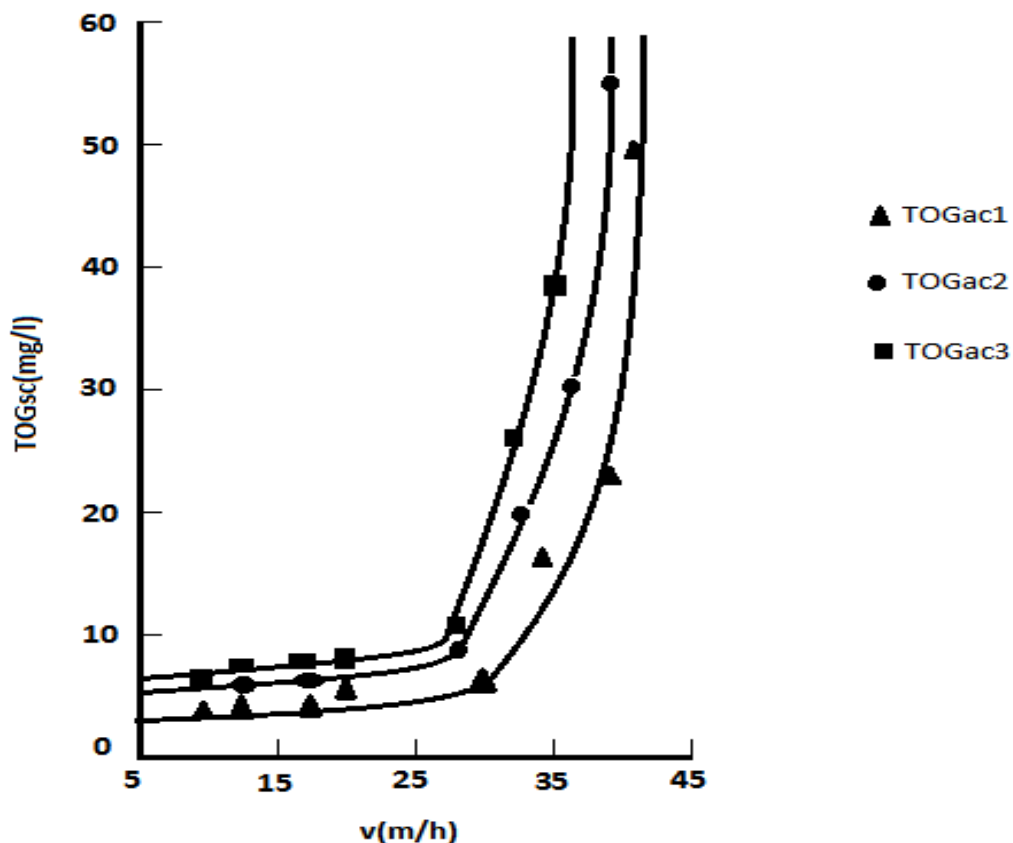
Outro aspecto importante é que a velocidade do fluido também influencia nas dimensões do coalescedor. Para velocidades de trabalho elevadas o tamanho do coalescedor é pequeno, mas, por outro lado, o consumo simultâneo de energia aumenta. Esse consumo pode ser indicado pela pressão diferencial entre pontos localizados à montante e a jusante do leito, que se eleva. Essa elevação de pressão diferencial pode ser atenuada com alterações na permeabilidade do leito e na altura do leito (SOKOLOVIĆ; VULIĆ; SOKOLOVIĆ, 2007).

Alguns autores (SAREEN *et al.*, 1966; SPIELMAN, 1968) usaram o termo velocidade crítica (v_c), definida como a velocidade a partir da qual o teor de óleos e graxas (TOG) na saída do coalescedor (TOG_{sc}) excede a um determinado valor. Abaixo da v_c o valor do TOG_{sc} permanece praticamente inalterado para qualquer valor de velocidade. Esse aspecto se verifica para qualquer que seja o valor do TOG na entrada do coalescedor (TOG_{ac}).

Quando todas as outras variáveis relevantes são mantidas constantes, o TOG no efluente (TOG_{sc}) é uma função apenas da vazão (ou velocidade do fluido) e do TOG na corrente de alimentação. Sokolović, Sokolović e Doković (1997) estudaram a importância da velocidade crítica experimentalmente, trabalhando com leito de fibras de poliuretano, com TOG_{ac} com valores de 500, 800 e 2000 mg.L⁻¹, diâmetro médio de gotas do óleo no efluente testado ($\bar{\phi}_g$) de 20 μm , v entre 10 e 45 m.h⁻¹ e altura do leito com valores entre 3 e 15 cm. Os resultados foram expressos em um gráfico $v \times \text{TOG}_{sc}$ (Figura 8).

Nesse gráfico, dois comportamentos distintos nas curvas foram observados: no primeiro trecho, o TOGsc cresce proporcionalmente com a v , mas de uma forma consideravelmente suave. No segundo trecho, contudo, o crescimento do TOGsc se dá de uma forma bastante acentuada. Esse aspecto se verificou para todas as três curvas, que possuíam TOGac com valores diferentes.

Figura 8 – Curvas representativas de v_c



Conforme investigado por Sokolović, Sokolović e Doković (1997), onde são mostrados que o tipo de dependência que o TOGsc pode ter do v é determinado pelo fato de v ser menor ou maior que v_c . Nas curvas, são mostrados dois comportamentos distintos, um antes da v_c , onde a dependência do TOGsc do v é baixa, e o outro após o v_c , onde essa dependência é significativa. Os valores de TOGac foram 500, 800 e 2000 mg.L⁻¹ e o comprimento de leito usado foi de 15 cm.

Fonte: Sokolović, Sokolović e Doković (1997).

De acordo com a os resultados, portanto, é possível constatar que, se considerarmos apenas uma das curvas de TOGac (a TOGac1, por exemplo), a influência de v sobre o TOGsc se processa da seguinte forma:

- Para $v < v_c$: o TOGsc praticamente independe do valor de v . De fato, o TOGsc cresce com o aumento de v mas de uma forma branda a tal ponto que pode ser considerado insignificativo.

- Para $v > v_c$: o TOG_{sc} aumenta consideravelmente com o aumento de v .

Nesse último caso, o TOG_{sc} aumenta muito como consequência de um aumento na proporção de pequenas gotículas que passam através do leito sem sofrerem alterações. Nesse caso, ou a coalescência não ocorre por insuficiência de tempo ou, então, pelo fato de que gotículas pequenas são arrancadas da fase de óleo contínua pelas forças hidrodinâmicas, sem que ainda tenham tido tempo de coalescer.

Esse segundo caso pode ser ainda melhor explicado por Kintner e McAvoy (1970 *apud* SHERONY; KINTNER, 1971), que afirmaram que existe um certo período de tempo de descanso entre a colisão e a coalescência. Nesse período, o filme existente entre a gota e o material do leito se tornará mais fino, em um processo similar ao que ocorre quando duas gotas colidem entre si. Contudo, se a colisão ocorre em um fluxo de fluido e o tempo de descanso é muito elevado, a coalescência não ocorrerá porque o fluxo arrastará a gota para fora do filme. Dessa forma, apenas uma fração das colisões entre as partículas na corrente e partículas no material do leito resultarão em coalescência.

Trabalhos experimentais de outros pesquisadores, contudo, apresentaram resultados divergentes do descrito. Trabalhando com um sistema em estado estacionário e com TOG_{ac} com valores de 2.000, 5.000 e 10.000 mg.L⁻¹, Li e Gu (2005), verificaram que, para os dois valores menores de TOG_{ac} (2.000 e 5.000), a relação **Eficiência (TOG_{sc}) X v** era um pouco mais complexa, ou seja, que existe um intervalo de valores de velocidade no qual uma melhor eficiência pode ser alcançada. No caso, esses valores foram entre 3,6 e 5,4 m.h⁻¹.

Esses autores justificaram a divergência, afirmando que o comportamento descrito anteriormente foi estabelecido por Sherony e Kinter (1971), que o desenvolveu de forma teórica e assumindo que a interceptação direta era o único mecanismo de captura das gotas pelo leito, o que não representa completamente a eficiência do coalescedor, uma vez que essa última pode ser afetada pelos três processos citados previamente de aproximação, adesão e liberação das gotas. Não fizeram referência, contudo, ao trabalho de Sokolović, Sokolović e Doković (1997), descrito acima. Dessa forma, Li e Gu (2005) complementaram afirmando que a eficiência global para leitos granulares pode não ser adequadamente assessada através da citada análise teórica.

Um parâmetro importante ligado a velocidade é a velocidade intersticial, que é função da densidade da porosidade do leito. Trabalhando com leitos de fibras com diferentes densidades, para uma mesma altura de leito, Ji *et al.* (2009) comprovaram que o TOG_{sc} decrescia com a elevação da densidade do leito. Isto ocorre porque a elevação da densidade do leito implica na redução dos poros, o que eleva a velocidade intersticial, dificultando,

assim, o processo de captura da gota de óleo. Os pesquisadores verificaram, ainda, que o aumento do TOG_{sc} foi lento para o valor mais baixo das velocidades de trabalho testada (10 L.h⁻¹) e que, por outro lado, o aumento foi elevado para os valores acima dessa velocidade testados (24 e 36 L.h⁻¹).

2.2.6.2 TOG na corrente de alimentação

Com relação à influência da concentração de óleo no efluente, as opiniões divergem. Segundo Spielman (1968) e Sherony e Kintner (1971), a concentração de óleo não influencia o grau de coalescência. Em vez disso, destacaram que o coeficiente de filtração e o diâmetro da gota de óleo são muito mais importantes.

No entanto, Patel (1975 *apud* SOKOLOVIC *et al.*, 1997) mostrou que a eficiência diminui com o aumento da concentração do óleo na corrente de alimentação, para concentrações dessa variando entre 100 e 300 mg.L⁻¹.

A influência do TOG_{ac} também foi estudada experimentalmente no trabalho de Sokolović, Sokolović e Doković (1997), citado anteriormente. Os resultados também são apresentados na Figura 8, onde estão contidas três curvas, que representam TOG_{ac} com valores de 500, 800 e 2000 mg.L⁻¹.

De acordo com os resultados, a influência do TOG_{ac} sobre o TOG_{sc} também depende de v_c . Essa influência do TOG_{ac} sobre o TOG_{sc} se processa da seguinte forma:

- Para $v < v_c$: o TOG_{sc} praticamente independe do TOG_{ac}, tal como já foi reportado anteriormente na literatura (SPIELMAN, 1968; SHERONY; KINTNER, 1971).
- Para $v > v_c$, o TOG_{sc} aumenta com o aumento do TOG_{ac}, também como foi reportado na literatura (PATEL, 1975).

De acordo com esses autores, portanto (SOKOLOVIĆ; SOKOLOVIĆ; DOKOVIĆ, 1997), o tipo de dependência do TOG_{sc} no TOG_{ac} também é determinado pelo fato de v ser menor ou maior que v_c .

Li e Gu (2005) também avaliaram a influência do TOG_{ac}. Os resultados obtidos também foram um pouco diferentes dos de Sokolović, Sokolović e Doković (1997). Li e Gu (2005) trabalhando com TOG_{ac} de 2.000, 5.000 e 10.000 mg.L⁻¹, verificaram que, para qualquer valor de v , a eficiência de coalescência diminui com a elevação do TOG_{ac}. Concluíram que esses resultados indicam o tipo de colisões entre gotículas de óleo e a superfície dos grãos desempenham um papel dominante sobre o tipo de colisões entre duas gotículas de óleo no seio da dispersão, para o caso de leitos granulares. Deve-se destacar aqui

um aspecto relevante que esses pesquisadores chamaram a atenção: com a elevação do TOG_{ac}, a densidade do número de gotículas de óleo aumenta, se a distribuição de tamanho de gotículas de óleo é assumidamente inalterada. Isso resulta em aumento das colisões entre as gotas de óleo, umas com as outras, na corrente de alimentação, o que pode resultar na melhoria a eficiência global de coalescência.

2.2.6.3 Altura do leito

A altura do leito é um dos parâmetros mais importantes do coalescedor. São encontradas considerações diversificadas e divergentes na literatura. Uma delas é que um aumento da altura do leito propicia um aumento da coalescência (SHERONY; KINTNER, 1971), afirmação que Sokolović, Sokolović e Doković (1997) consideraram compreensível, uma vez que, com o aumento do volume do material do leito, a superfície de contato é, assim, aumentada.

Outra consideração importante é de que existe um valor de altura de leito mínimo, a partir da qual a eficiência do processo não sofre alteração significativa. Hazlett (1969) chegou a essa conclusão trabalhando com emulsão água-em-óleo. Fahim e Akbar (1984 *apud* SOKOLOVIĆ; SOKOLOVIĆ; DOKOVIĆ, 1997) também chegaram a conclusão similar, trabalhando com emulsão óleo em água com TOG_{ac} entre 100 e 1000 mg.L⁻¹ e alturas de leito de 10, 20, 30 e 40 cm.

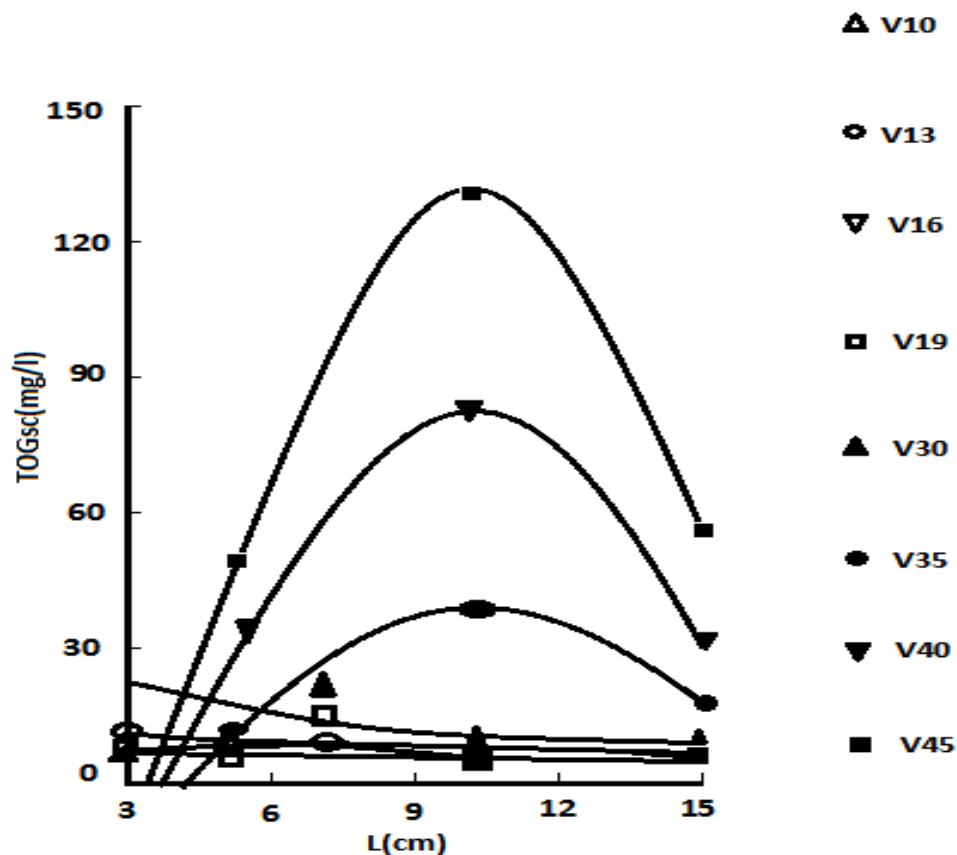
Uma terceira consideração importante é de que existe um valor ótimo para a altura do leito que resulta em um valor mínimo de TOG no efluente, Ji *et al.*, (2009), comprovaram essa afirmação ao pesquisar diferentes alturas de leito (3, 5, 7, 10 e 15 cm) operando com três velocidades de trabalho: 10, 24 e 36 L.h⁻¹. Os resultados dos testes mostraram que o valor máximo de TOG_{sc} ocorre para um leito de 7 cm, e que o valor mínimo foi obtido para o leito com 3 cm, cujo valor foi aproximadamente igual ao da maior altura, ou seja, 15 cm. Esse fato sugere que as gotas de óleo coalescidas inicialmente, nas camadas mais rasas do leito, são redispersas, nas camadas intermediárias, e as gotas de óleo redispersas podem coalescer novamente durante a passagem através das parte restante do leito.

Sokolovic, Sokolović e Doković (1997) demonstrou que a influência da altura de leito sobre o TOG_{sc} é um pouco mais complexa. Trabalhando com alturas de leito de 3, 5, 7, 10 e 15 cm e com um valor de TOG_{ac} de 800 mg.L⁻¹ eles afirmaram que um valor ótimo para a altura de leito, como o descrito acima (JI *et al.*, 2009) também ocorre, mas isso depende da velocidade crítica. De acordo com os pesquisadores (SOKOLOVIC; SOKOLOVIĆ;

DOKOVIĆ, 1997), para essa faixa de comprimentos de leito, a dependência do TOG_{sc} na altura do leito se processa da seguinte forma:

- Para $v < v_c$: o TOG_{sc} praticamente independe da altura do leito.
- Para $v > v_c$, o TOG_{sc} máximo (mínima eficiência de remoção) é obtido para um comprimento de leito intermediário (no caso, de 10 cm), em vez do maior comprimento de leito utilizado, que foi 15 cm. Esse comportamento está apresentado na Figura 9.

Figura 9 – Curvas representativas da dependência de TOG_{sc} na altura de leito



Conforme investigado por Sokolović, Sokolović e Doković (1997), para TOG_{ac} de 800 mg.L⁻¹ e diferentes valores de velocidade de fluido (10, 13, 16, 19, 30, 35, 40 e 45 m.h⁻¹).
Fonte: Sokolović, Sokolović e Doković (1997).

Um aspecto interessante observado pelos autores foi de que para as alturas de leito de 7 e 15 cm a eficiência de remoção de óleo foi, aproximadamente, a mesma, o que dá um indicativo da ocorrência de um processo de redispersão, após a coalescência e, em seguida, a ocorrência de uma segunda coalescência. Funciona, portanto, como se o leito fosse formado por dois leitos distintos e em série.

Em alguns casos, em vez de analisar a altura do leito isoladamente, se faz necessário analisar a sua interdependência com outros parâmetros. Um exemplo disso ocorre no caso do

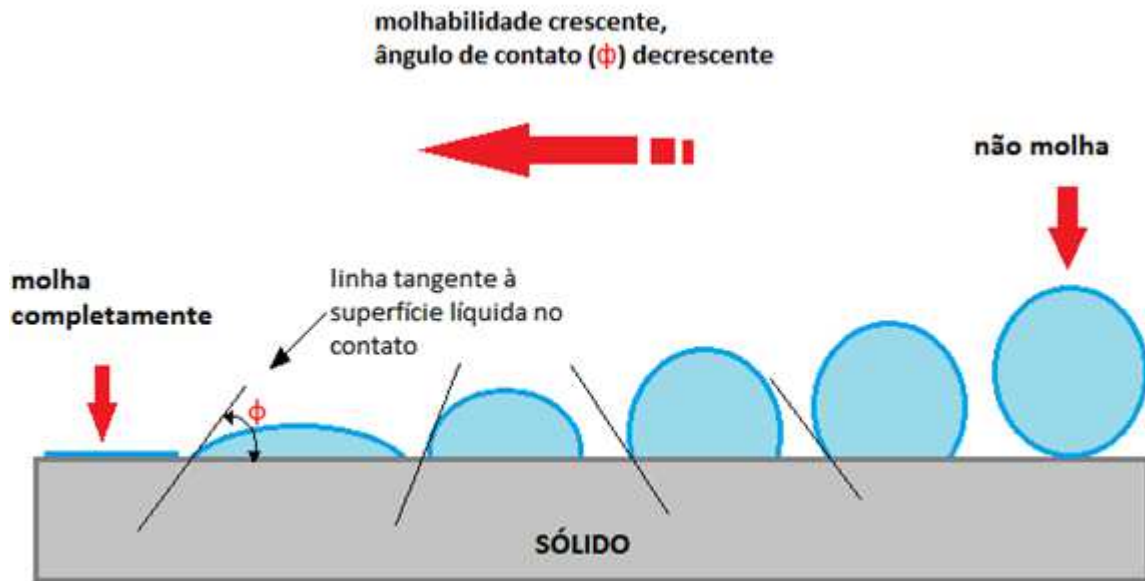
projeto ou na otimização operacional de uma unidade onde se desejam duas características importantes: pequenas dimensões e baixo consumo de energia. A primeira dessas características depende da velocidade do fluido, enquanto que a última pode ser obtida através do consumo de energia (ou queda de pressão), que pode ser modificado com variações na permeabilidade e altura do leito. Deve ser destacado que essas características são antagônicas, ou seja, a elevação da velocidade eleva o consumo de energia, uma vez que eleva a queda de pressão.

Estudando essa interdependência, Sokolović, Vulić e Sokolović (2007) propuseram o termo “altura de leito crítica” (L_c), que representa a altura de leito abaixo da qual o sistema é sensível a alterações no TOGac. Afirmaram ainda que o L_c depende de várias propriedades do sistema, como modo de fluxo de fluido (horizontal, vertical ascendente ou vertical descendente), permeabilidade do leito e TOGac. Concluíram afirmando que o efeito da altura do leito acima do valor crítico na coalescência em leito em estado estacionário é predominantemente determinada pela permeabilidade do leito e do TOGac, independente do modo de fluxo.

2.2.6.4 Molhabilidade

Molhabilidade é a tendência de um determinado fluido se espalhar ou aderir sobre uma superfície sólida. Esse mecanismo pode ser caracterizado pelo ângulo de contato formado por uma gota da fase dispersa quando em contato com a superfície sólida formada pelo coletor do leito. A Figura 10 mostra como se forma esse ângulo de contato.

Figura 10 – Representação da molhabilidade e do ângulo de contato de uma gota da fase dispersa em uma superfície sólida



Fonte: adaptado de Alhanati ([2014?]).

Os pesquisadores têm opiniões diferentes sobre o efeito desse parâmetro. Trabalhando com emulsão do tipo água-em-óleo (A/O) e leito de fibras, Voyutskii *et al.* (1953 *apud* SHIN; CHASE, 2004), observaram que uma molhabilidade com valor intermediário resulta em uma separação mais eficiente. Concluíram que para um melhor desempenho do processo, o leito deve ser suficientemente molhado pela água da fase dispersa, para possibilitar a sua coalescência, mas, não tão saturado, uma vez que isso pode produzir uma queda excessiva de pressão causada pela água acumulada no interior do leito. Além disso, eles constataram que a área superficial de contacto da fibra testada é mais importante do que o tamanho do poro.

Hazzlet (1969) também enfatizou um aspecto importante, relacionado com este assunto. Trabalhando com uma emulsão água em óleo e um leito de fibras, esse pesquisador destacou que para que a adesão das gotas de água sejam efetivas, elas devem ser capazes de deslocar o filme de óleo formado na fibra molhada.

Outro trabalho relevante foi desenvolvido por Spielman e Goren (1972). Trabalhando com modelamento que descreve a coalescência de fluxo através de meios porosos em sistemas óleo-em-água, eles verificaram duas situações de molhabilidade: uma com óleo preferencialmente molhando e outra com óleo preferencialmente não molhando a superfície do leito. Uma das afirmações relevantes foi que na primeira situação (superfície molhada pelo

óleo) o óleo coalescido resulta em poros menores enquanto que na segunda a dispersão flui através dos poros maiores, o que reduz as chances de captura de gotículas em suspensão.

Madia *et al.* (1976), avaliou a relação entre a eficiência de remoção de óleo e molhabilidade de quatro materiais (antracito, areia, polipropileno e XAD-2, um copolímero de estireno e divinilbenzeno) e concluiu que quanto maior a molhabilidade do material ao óleo, maior a sua eficiência na remoção de óleo. Chama a atenção, contudo, que, além da molhabilidade, outros fatores podem ser importantes, como a concentração de eletrólitos da emulsão.

Uma das formas de caracterizar a capacidade de molhabilidade de sólidos por líquidos comumente encontrada na literatura é a energia superficial. A superfície de metais, óxidos metálicos, sais, silicatos e vidros são altamente energéticas, em contraste com superfícies de parafinas, polietileno, teflon e outros materiais sintéticos sem grupos iônicos (MAGIERA; BLASS, 1997). A partir desse conceito, pesquisadores (AUSTIN; JEFFREYS, 1981) observaram que, com a eficiência de separação para separadores em leito de fibra decrescia na ordem de energia superficial decrescente dos materiais. Para tanto, compararam materiais com energia decrescente, conforme descrito a seguir, onde a fibra de vidro possui a maior energia superficial:

Fibra de vidro → aço inoxidável → nylon → teflon.

Magiera e Blass, (1997) confirmaram que para o leito de fibra, quanto maior a energia da superfície, como o (GF, V4A), quando comparado com materiais de fibra com menos energia, (como o PTFE), melhor o resultado de separação.

2.2.6.5 Porosidade e permeabilidade

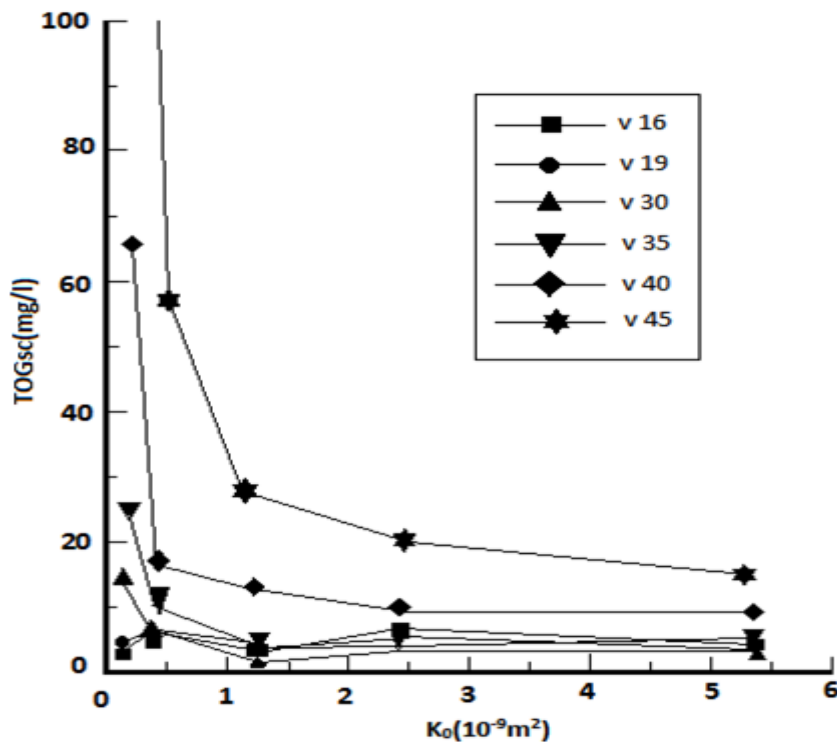
A porosidade do leito é um parâmetro consideravelmente importante. Uma das razões para isso é a sua influência sobre a velocidade intersticial. Um leito mais compactado possui menor porosidade e, como consequência vai gerar uma maior velocidade intersticial, o que reduz o tempo de captura das gotas e a eficiência do processo (JI *et al.*, 2009).

Como visto anteriormente, a velocidade do fluido interfere em todos os mecanismos de captura das gotas. Além disso, ela interfere nos mecanismos de passagem das gotas pelos interstícios, o que influencia no processo de coalescência, e nos mecanismos de redispersão.

De acordo como o tipo de meio poroso, a porosidade do leito pode variar desde valores próximos de zero até cerca de uma unidade. A permeabilidade é uma escolha natural para expressar a resistência ao fluxo de um leito de fibras (DULLIEN, 1992 *apud*

SOKOLOVIC *et al.*, 2003). Sokolovic *et al.*, (2003) usou o termo permeabilidade crítica ao avaliar a interdependência da permeabilidade do leito de um coalescedor de fibras (K_0) sobre a eficiência do processo e a velocidade do fluido, para TOG_{ac} de 500 mg.L^{-1} e altura do leito de 10 cm. Os resultados estão apresentados na Figura 11.

Figura 11 – Dependência do TOG_{sc} sobre a permeabilidade do leito (K_0) para diferentes valores de velocidade de fluido, v (16, 19, 30, 35, 40 e 45 m.h^{-1}) e para TOG_{ac} de 500 mg.L^{-1} e altura de leito de 10 cm e para modo de fluxo horizontal



Fonte: Sokolović *et al.* (2003).

De acordo com a Figura, verifica-se existência de duas regiões de dependência, separadas por um ponto de inflexão, para cada uma das velocidades de fluido estudadas. Esse ponto foi chamado de permeabilidade crítica ($K_0\text{-crit}$). Abaixo desse ponto, o efeito de K_0 é pronunciado e o TOG_{sc} atinge valores elevados. Por outro lado, valores de K_0 acima do ($K_0\text{-crit}$) os valores de TOG_{sc} são baixos, formando quase que um patamar horizontal.

2.2.6.6 Outros parâmetros que influenciam o processo

Uma das características da água produzida de petróleo é a sua elevada salinidade. Avaliando a influência da salinidade na eficiência de remoção de óleo no processo de coalescência em leito, Sokolović; Sokolović e Sević (2009) estudaram uma possível correlação entre esses dois parâmetros. Os resultados evidenciaram que a eficiência de

coalescência não depende da salinidade para valores desse último parâmetro abaixo de 25.000 mg.L⁻¹. Acima desse valor, contudo, a concentração de óleo do efluente aumentou exponencialmente acima deste valor com o aumento da salinidade.

Outros fatores que influenciam na eficiência do processo de coalescência são as propriedades do óleo cru constituinte da fase dispersa da emulsão. Sokolović, Sokolović e Sević (2009) também estudando esse assunto, verificaram que essas propriedades influenciam fortemente na eficiência de um coalescedor em leito operando em estado estacionário. Entre as propriedades estão o peso molecular do óleo; na faixa estudada (de 200 e 500 Kg.mol⁻¹), os autores observaram que a concentração do TOGsc aumentou com o aumento dessa propriedade. Acreditaram que, em função disto, poderia ser esperado um aumento do TOGsc também em função da densidade do óleo.

Outra propriedade do óleo estudada foi a viscosidade. Os pesquisadores verificaram que o aumento da viscosidade do óleo na corrente de alimentação resulta em um leve aumento do TOGsc.

2.3 TRATAMENTO DE EFLUENTES POR MEMBRANAS

2.3.1 Aspectos conceituais dos processos de separação por membranas

Os PSM já eram conhecidos desde o século XVIII e vinham sendo estudados com intensidade no século passado. Entretanto, a grande descoberta que possibilitou a mudança da aplicação das membranas de processo de laboratório para aplicação industrial foi o surgimento das membranas anisotrópicas, no começo da década de 1960. Dessas, destacam-se as membranas de osmose inversa desenvolvidas por Loeb e Sourirajan (1963). As principais vantagens dessas membranas foram a ausência de defeitos durante a operação e o elevado fluxo de permeado alcançado, que superava em 10 vezes o valor do das membranas existentes até então (BAKER, 2004).

Atualmente as membranas são usadas em diversas aplicações, como a produção de água potável a partir da água do mar, filtração de efluentes para recuperação de compostos valiosos, para concentrar, purificar ou fracionar soluções sensíveis a temperatura (indústria de alimentos ou drogas, biotecnologia), para remover uréia, creatinina e outras toxinas do sangue em processos de hemodiálise e para administração de certas drogas a taxas controladas (MADAENI, 1999; BAKER, 2004).

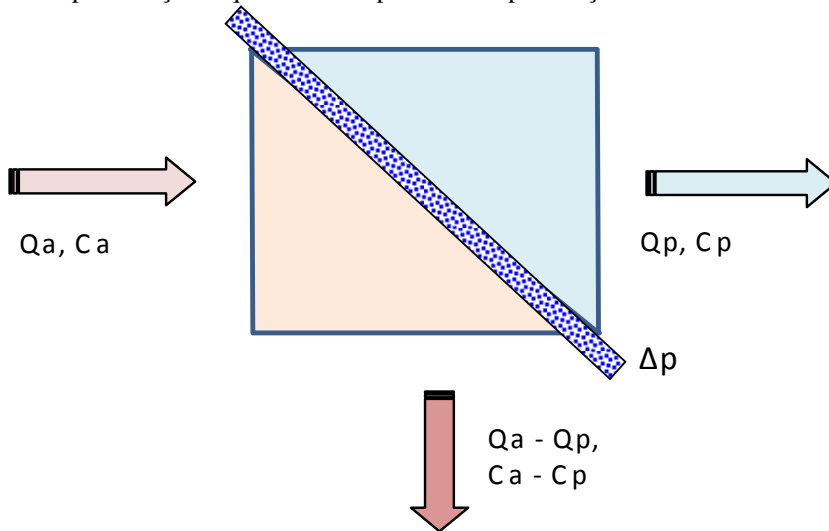
Membranas podem ser definidas como “uma barreira que separa duas fases e que restringe total ou parcialmente o transporte de uma ou várias espécies químicas presentes nas fases” (HABERT; BORGES; NOBREGA, 2006).

As membranas podem ser classificadas em biológicas e sintéticas. Essas últimas são as normalmente aplicadas ao tratamento de água. Podem ser divididas em orgânicas (poliméricas) e inorgânicas, sendo que as primeiras são as mais largamente utilizadas no tratamento de água. No caso da microfiltração, alguns dos polímeros usados são o policarbonato, poliamida, polipropileno, polisulfona, polieterimida e outros (MULDER, 1996).

O fluido é transportado através da membrana pela ação de uma força motriz, que pode ser provocada por vários tipos de gradientes: de concentração, de potencial elétrico, de pressão de vapor e de pressão hidráulica. Esse último é o mais utilizado no tratamento de água (HABERT; BORGES; NOBREGA, 2006).

Os principais parâmetros de controle operacional são o fluxo de permeado (J_p), a taxa de recuperação de água (Rec), a rejeição percentual de solutos ou da fase dispersa (R) e a permeabilidade (L_p). A Figura 12 mostra uma representação esquemática do processo de permeação contendo algumas variáveis necessárias para determinação desses parâmetros.

Figura 12 – Representação esquemática do processo de permeação



Fonte: O autor (2014).

Esses parâmetros estão definidos pelas fórmulas a seguir:

$$J_p = \frac{Q_p}{A}; \quad (15)$$

$$R(\%) = \frac{C_a - C_p}{C_a} \times 100 \quad ; \quad (16)$$

$$Rec = \frac{Q_p}{Q_a} \quad ; \quad (17)$$

$$L_p = \frac{J_p}{\Delta_p} \quad , \text{ onde:} \quad (18)$$

- Q_p é a vazão de permeado;
- A_m é a área de membranas disponível;
- Rec é a razão entre Q_p e a vazão de alimentação (Q_a);
- $R(\%)$ é a razão percentual entre a concentração do soluto nas correntes de concentrado (C_c) e de alimentação (C_a);
- L_p a razão entre J_p é a diferença de pressão aplicada através da membrana (Δp) (BAKER, 2004).

Outro parâmetro importante é o declínio de fluxo (DF%), definido pela queda de fluxo ao longo de um determinado tempo com relação ao fluxo inicial (CHAKRABARTY; GHOSHAL; PURKAIT, 2008). A fórmula a seguir exprime o declínio de fluxo:

$$DF_t(\%) = \frac{J_{p,i} - J_{p,t}}{J_{p,i}} \times 100 \quad , \text{ onde:} \quad (19)$$

- $(J_{p,i} - J_{p,t})$ é a queda de fluxo ao longo de um determinado tempo
- $J_{p,i}$ é a queda de fluxo inicial

Os PSM para tratamento de água e efluentes que empregam gradiente de pressão como força motriz são divididos em microfiltração (MF), que é usada para separação de sólidos suspensos (SS), ultrafiltração (UF), para macromoléculas, e osmose inversa (OI), para separação de componentes dissolvidos e iônicos (MADAENI, 1999). Nanofiltração (NF) é usualmente utilizado para separar de forma seletiva íons multivalentes de íons univalentes (JUDD; JEFFERSON, 2003). A Tabela 4 apresenta características dos PSM.

Tabela 4 – Características dos processos de separação por membranas em termos de dimensões de poros e força motriz

Processo	Dimensões dos poros	Força motriz (¹ΔP)
Microfiltração (MF)	0,1 a 1,0 μm	0,5–2 atm
Ultrafiltração(UF)	0,001 a 0,1μm	1–7 atm
Nanofiltração(NF)	5 a 10 Å	5–25 atm
Osmose inversa(OI)	Membrana densa	15–80 atm

¹ΔP: diferença de pressão.

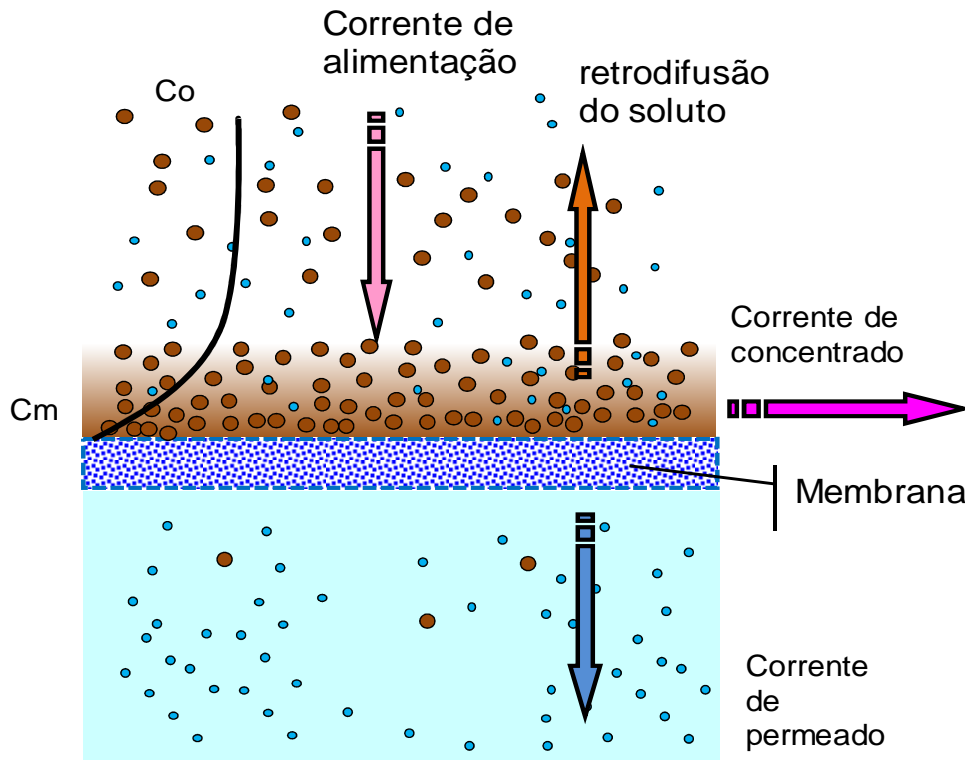
Fonte: Habert, Borges e Nobrega (2006).

A remoção de partículas e solutos de correntes fluidas pelas membranas ocorre por dois mecanismos principais: retenção por tamanho ou por sorção e difusão no material da membrana (BAKER, 2004). No primeiro, a membrana atua como uma barreira para a permeação das partículas, enquanto que no segundo as espécies interagem com o material da membrana, ocorrendo a solubilização por afinidade físico-química, e difundem-se através da matriz que forma a membrana.

O fluxo de permeado é afetado principalmente pelos fenômenos de polarização de concentração e *fouling* (AL-OBEIDANI *et al.*, 2008). A polarização de concentração consiste na formação de um gradiente de concentração na camada de solução imediatamente adjacente à superfície da membrana. No lado da alimentação ocorre um aumento na concentração do componente retido. A situação oposta ocorre no lado do permeado (Figura 13). Esse fenômeno é intrínseco ao processo e representa um aumento na resistência a permeação através da membrana que, dessa forma, reduz o fluxo e a seletividade da membrana (BAKER, 2004).

Na polarização de concentração, quando o processo opera usando uma solução, a concentração de soluto na região perto da superfície da membrana é elevada. Em condição de estado estacionário, há uma tendência de a formação de um perfil de concentração do soluto no sentido da região próxima da superfície da membrana (BAKER, 2004).

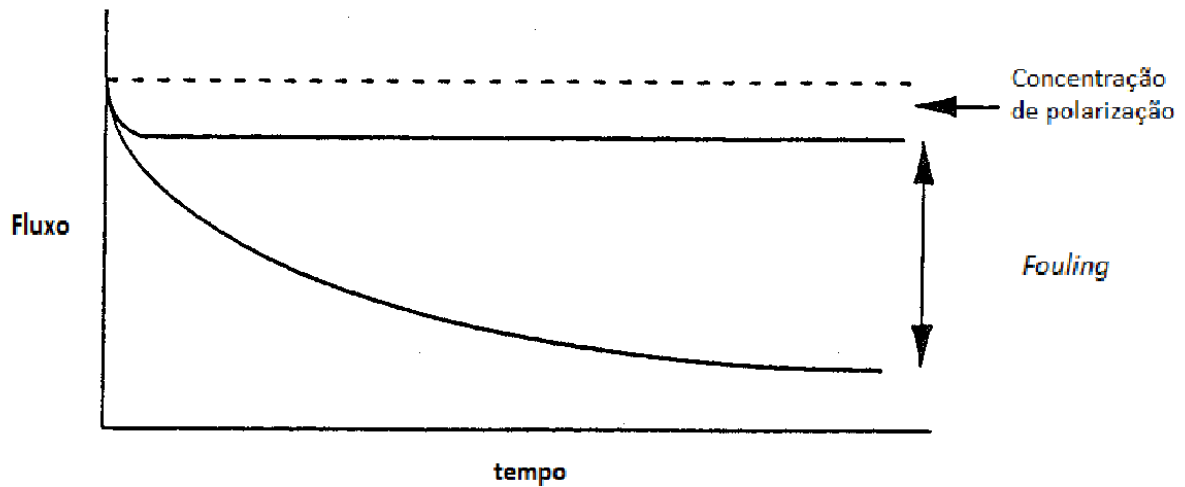
Figura 13 – Representação da polarização de concentração



Fonte: O autor (2014).

Com a polarização de concentração, o fluxo, em um tempo finito, tem sempre um valor menor que o seu valor original. Contudo, quando o estado estacionário é atingido, não se observa uma queda de fluxo adicional; o fluxo permanece constante com o tempo. Sob determinadas condições operacionais, contudo, o fluxo pode continuar a cair, o que caracteriza o *fouling*, definido como a deposição, reversível ou irreversível, de partículas retidas, coloides, emulsões, suspensões, macromoléculas e sais dentro ou sobre a superfície da membrana (MULDER, 1996). A Figura 14 mostra graficamente a ocorrência dos fenômenos de polarização de concentração e *fouling*.

Figura 14 – Fluxo ao longo do tempo com destaque para os fenômenos de polarização de concentração e *fouling*



Fonte: Mulder (1996).

Polarização de concentração é um fenômeno considerado reversível e pode ser controlado através de várias formas, como aumento da velocidade de escoamento da alimentação ou borbulhamento de ar. *Fouling*, por outro lado, é um fenômeno mais complexo, uma vez que envolve processos físicos, químicos e biológicos e que pode causar perda irreversível da permeabilidade da membrana (SABLANI *et al.*, 2001).

Alguns compostos formadores de *fouling* podem ser removidos por meios físicos, como retrolavagem e agitação a ar. A maioria desses compostos, contudo, só pode ser removida por limpeza química. A limpeza química é uma parte integrante do processo operacional de um sistema de membranas, apresentando um impacto elevado na eficiência e aspectos econômicos do processo.

Dois modelos são usados para descrever os mecanismos de permeação: o modelo da dissolução-difusão e o modelo dos fluxos através dos poros. O primeiro considera que o permeante se dissolve no material da membrana e se difunde através da membrana devido a um gradiente de concentração. Esse modelo se aplica às membranas de OI. O segundo modelo considera que o permeante é transportado através de um fluxo convectivo induzido por pressão através dos poros finos. Nesse último, considera-se que a separação ocorre porque um dos permeantes é filtrado, enquanto o outro flui através dos poros das membranas. Esse modelo se aplica às membranas de MF e UF (BAKER, 2004).

2.3.2 Aspectos conceituais da remoção de óleo da água produzida

O óleo é o maior poluente da AP, representando um risco para seu descarte ou reinjeção. A concentração de óleo total na AP pode variar desde valores relativamente baixos, como 50 a 600 mg.L⁻¹ (QIAO *et al.*, 2008; TIBBETTS *et al.*, 1992), até mais elevados, superiores a 1.000 mg.L⁻¹ (CHAKRABARTY; GHOSHAL; PURKAIT, 2008). Entre os fatores que influenciam nesses teores estão a eficiência de desemulsificação (no processo de tratamento primário), o tipo de óleo (CHAKRABARTY; GHOSHAL; PURKAIT, 2008) e o processo utilizado na extração do petróleo (QIAO *et al.*, 2008).

O óleo, sob a sua forma livre e sob a forma de emulsão instável, é facilmente removido da AP nas unidades de tratamento primário das instalações onshore e offshore. Nas primeiras, os processos mais utilizados são os separadores gravitacionais, enquanto que nas instalações offshore, em função da escassez de espaço, são usados os hidrociclones. Esses últimos trabalham utilizando a força centrífuga. Nesses equipamentos, a AP é introduzida tangencialmente na sua porção inicial, que possui um formato cônico, de modo que a água, mais densa que o óleo, gira no interior do hidrociclone e próxima as suas paredes à medida que é encaminhada para uma das suas duas saídas, a inferior. Por outro lado, os fluidos menos densos, como óleo e gás, giram pelo centro do hidrociclone à medida que são encaminhados para a sua saída superior (SAIDI *et al.*, 2012; AMINI *et al.*, 2012).

Apesar de sua boa eficiência na remoção de óleo livre, os separadores gravitacionais não são muito eficientes no processo de separação de suspensões finamente dispersas líquido-líquido, com gotas de óleo de pequenos diâmetros. Spielman e Su (1977) destacam que gotículas de óleo com diâmetros menores que 10 µm flutam de forma mais lenta do que as maiores. Além disso, quando essas gotas estão presentes em suspensões com concentrações muito baixas, a colisão delas entre si se torna mais difícil de ocorrer, o que faz com que o processo de coalescência não tenha a intensidade desejada. A importância do diâmetro das gotas no processo de separação de fase de uma mistura pode ser destacada e ilustrada pela Lei de Stokes. De acordo com essa lei, a taxa de separação gravitacional depende da velocidade de subida das gotas de óleo, que é proporcional ao quadrado do diâmetro das mesmas (HONG; FANE; BURFORD, 2003).

Adicionalmente, o processo de coalescência pode sofrer interferência por alguns compostos presentes na suspensão, como os surfactantes que, no caso da água produzida, estão naturalmente presentes. Os principais surfactantes naturais do petróleo são os asfaltenos e as resinas (THOMAS, 2001).

Para esses tipos de emulsão, o processo mais comumente adotado na prática é a adição de produtos químicos desmulsificantes seguido de flotação a ar. Apesar da boa eficiência, contudo, esse processo apresenta algumas desvantagens como a utilização de produtos químicos, que podem ser caros, e a geração de lodo, que deve ser tratado e descartado de forma adequada (STEWART; ARNOLD, 2011).

Um método alternativo que visa superar a ação dos surfactantes é a quebra da emulsão através da sua acidificação. Esse método consiste em baixar o pH da emulsão para o valor 2 com ácido sulfúrico ou clorídrico. Essa queda de pH modificará a carga do surfactante de modo que ele perderá a sua capacidade de atuar como um agente emulsificante (WILKS ENTERPRISE, [2012?]). Contudo, esse processo não tem aplicação disseminada em larga escala na indústria do petróleo.

Nessas condições, os PSM representam uma solução potencial para o problema do efluente oleoso com gotas de óleo em micro dimensões. O óleo emulsionado pode ser retido pela membrana por exclusão de tamanho, aumentando sua concentração na corrente de alimentação e facilitando a coalescência de gotas de óleo de dimensões microm e submicroms em gotas maiores a fim de que essas possam ser facilmente separadas por gravidade (CHAKRABARTY; GHOSHAL; PURKAIT, 2008).

As principais vantagens dos processos de separação por membranas são: retenção de gotas de óleo com dimensões abaixo de 10 μm ; baixos custos operacionais quando comparado com os processos usuais; dispensar a utilização de produtos químicos; e a capacidade de gerar permeados com qualidade aceitável (CHAKRABARTY; GHOSHAL; PURKAIT, 2008).

2.3.3 Remoção de óleo através de processos de separação por membranas

As investigações sobre a aplicação dos PSMs para remoção de óleo começaram em torno do ano de 1973 (GOLDSMITH; HOSSAIN, 1973). Os estudos reportados até o momento para remoção de óleo através dos PSMs usam os processos de MF e UF. Essas membranas usam o modelo do fluxo através dos poros, preferencialmente ao modelo de difusão.

MF tem sido largamente usado para separação de partículas finas, colóides e microorganismos, nas áreas de processos químicos, biotecnológicos, cerâmicos e de materiais (HWANG; LIAO; TUNG, 2007).

As membranas usadas para remoção de óleo devem ser feitas de material com grupos hidrofílicos, como oxigenados e nitrogenados, e de elevada resistência a solventes

(GALLAGHER, 1992; BHAVE; GUIBAUD; RUMEAU, 1991; KOLTUNIEWICZ; FIELD; ARNOT, 1995).

2.3.3.1 Ocorrência de *fouling*

Fouling é definido como a deposição de material no interior dos poros ou na superfície das membranas, nessa última formando uma torta. Como consequência, ocorre queda de permeabilidade, resultando em perda de fluxo e alteração da rejeição das membranas (CABASSUD *et al.*, 1991). Além disso, o *fouling* causa outros problemas, tais como: redução da eficiência da planta, redução da vida das membranas, aumento da pressão de operação e aumento da frequência de limpeza (MADAENI, 1999).

Com uma pressão constante, a incrustação da membrana irá resultar em um declínio de fluxo, enquanto que em um fluxo de filtração constante, a incrustação irá provocar um aumento na pressão através da membrana (BICKNEL *et al.*, 1985).

Os principais fenômenos que influenciam no *fouling*, em função da capacidade de separação da membrana, são a adsorção de componentes presentes na corrente de alimentação no material da membrana, o bloqueio dos poros, a deposição de sólidos suspensos na superfície da membrana, acompanhado por cristalização e compactação da estrutura da membrana, a interação química entre o material da membrana e os componentes das solução, a precipitação de sais na superfície da membrana e a formação de biofilmes através do crescimento microbiano (SABLANI *et al.*, 2001).

De acordo com Dunham e Kronmiller (1995), existem quatro agentes causadores de *fouling*: sólidos dissolvidos, sólidos suspensos, sólidos biológicos e compostos orgânicos não biológicos.

Sólidos dissolvidos são materiais solúveis, como cálcio, bário e estrôncio, que podem se precipitar. Alguns exemplos dos precipitados mais preocupantes são carbonato de cálcio, sulfato de cálcio, sulfato de bário e sulfato de estrôncio.

Os sólidos suspensos tem natureza basicamente coloidal. Alguns exemplos incluem formas coloidais de óxidos de metais como ferro, alumínio ou sílica. Esses sólidos tendem a se aglomerar e se acumular sobre a superfície da membrana.

Sólidos biológicos são organismos vivos, tais como bactérias, fungos, algas e os resíduos metabólicos que eles geram. Podem crescer em quantidades capazes de efetivamente bloquear o fluxo através da superfície da membrana.

Por outro lado, compostos orgânicos não biológicos são substâncias que contêm estruturas químicas com base em carbono, mas que não são organismos vivos. Entre elas estão partes ou restos de plantas, agentes tensoativos catiônicos, os hidrocarbonetos, o óleo e petróleo. Este último, sob a forma de gotículas presentes na AP, se constitui no principal composto causador de *fouling* que é alvo deste trabalho.

2.3.3.2 Técnicas de minimização do *fouling*

O controle do *fouling* é fundamental para que o processo opere de forma adequada. Várias técnicas têm sido estudadas e aplicadas para esse fim. Madaeni (1999) adotou uma classificação das técnicas de minimização do *fouling* de acordo com a estratégia utilizada. O Quadro 3 apresenta essa classificação, com adaptações e incorporação de informações de vários outros autores.

O pré-tratamento pode ser aplicado para remoção de altos valores de TOG, sólidos em suspensão (SS), microrganismos e substâncias redutoras, como sulfetos, ferro e manganês. Elevadas concentrações desses parâmetros provocam um rápido declínio de fluxo em membranas de ultrafiltração e microfiltração, causando *fouling* irreversíveis (QIAO *et al.*, 2008). As espécies reduzidas podem ser oxidadas pelo oxigênio dissolvido da água, causando a sua precipitação. Assim, podem ocorrer problemas de bloqueio dos poros das membranas e aumento de SS no efluente (QIAO *et al.*, 2008).

Em alguns casos, o pré-tratamento pode ser composto de várias etapas e processos. Qiao *et al.* (2008) utilizaram processo de flotação (precedido de coagulação) seguido de filtração com areia, para tratar água produzida contendo óleo emulsionado proveniente de unidade de remoção de óleo livre, com obtenção de um efluente com um excelente nível de qualidade, com concentrações de TOG inferiores a $0,5 \text{ mg.L}^{-1}$.

Quadro 3 – Técnicas utilizadas para minimização do *fouling*

ESTRATÉGIA UTILIZADA	TÉCNICA UTILIZADA
Pré-tratamento da corrente de alimentação	Remoção de compostos diversos (óleo suspenso, sólidos, microrganismos, compostos oxidados, etc); ajuste do pH ou da concentração iônica.
Alteração das condições operacionais	Redução de pressão; relaxamento; fluxo intermitente; fluxo pulsante; inversão periódica do fluxo permeado (retrolavagem); aplicação de escoamento tangencial à superfície da membrana; borbulhamento de ar; retrolavagem com ar.
Limpeza química das membranas	Uso de hidróxido de sódio; detergentes; desinfetantes.
Modificação química e/ou física nas membranas	Alteração da superfície da membrana; alteração da morfologia da membrana (porosidade e hidrofiliçidade).

Fonte: adaptado de Madaeni (1999).

O segundo tipo de estratégia a ser aplicada são as alterações das condições operacionais. As técnicas utilizadas visam alterar a dinâmica operacional, de modo a reduzir a queda de fluxo pelo aumento de turbulência à montante da superfície da membrana. Entre essas técnicas estão: aumento da velocidade de escoamento da corrente de alimentação, operar com vazões de alimentação intermitente ou pulsante, retrolavagem e operação com inversão periódica da vazão de alimentação (HONG; FANE; BURFORD, 2002).

O borbulhamento de ar na base dos módulos das membranas é comumente usado para membranas submersas. O processo visa induzir forças de cisalhamento na superfície das membranas de modo a atenuar as incrustações (FULTON *et al.*, 2011). Fulton *et al.* (2011) mediram as forças de cisalhamento das bolhas de ar e observaram que as mesmas variavam consideravelmente, em intensidade, em função do tempo, e apresentavam uma distribuição altamente heterogênea dentro do sistema.

Essas técnicas de alteração das condições operacionais atenuam consideravelmente a ocorrência de *fouling*. São também chamadas de métodos de limpeza físicos. As incrustações que não podem ser controladas por limpeza física são chamadas de incrustações fisicamente irreversíveis, que só podem ser removidas através de processos de limpeza química (WATANABE; KIMURA, 2011). Nesse trabalho, os autores sumarizaram os seus trabalhos de pesquisa com o uso de membranas para tratamento de água, com o foco nos mecanismos de causa do *fouling* e as suas formas de controle.

Para reduzir tanto o bloqueio interno da membrana quanto a formação de *fouling* na sua superfície, um dos métodos mais usuais é a retrolavagem da membrana, processo que deve ser executado de forma periódica. A retrolavagem consiste na inversão do fluxo de

permeado, de modo que o material causador do *fouling* possa ser removido da superfície da membrana e arrastado para fora da mesma pelo escoamento da corrente de alimentação (KUBERKAR, CZEKAJ; DAVIS, 1998), por bolhas de ar, ou técnicas similares. Entretanto, a recuperação do fluxo de permeado não ocorre totalmente porque uma parte do *fouling* da membrana tem característica irreversível e não pode, assim, ser removida por métodos físicos. Esse aspecto também foi destacado por Watanabe e Kimura (2011), citado previamente.

Um aspecto importante a ser considerado na retrolavagem, contudo, é o valor e a duração da inversão do fluxo permeado, uma vez que essa operação consome o volume de permeado produzido, reduzindo, assim, a produtividade do processo (HWANG; CHAN; TUNG, 2009). Por outro lado, mantendo-se as mesmas condições operacionais, se a frequência de retrolavagem é baixa, a camada de torta sobre a membrana se compacta, tornando-se mais difícil de ser removida. Se o intervalo de filtração é demasiadamente longo, o aumento do *fouling* sob a sua forma irreversível faz com que haja interrupções para limpeza física ou química das membranas (SMITH *et al.*, 2006). Entendendo que a frequência de retrolavagem é um parâmetro vital para a operação bem sucedida em longo prazo de um sistema de membrana, Smith *et al.*, (2006) estudaram um sistema automatizado que operava com a pressão cumulativamente crescente, conseguindo minimizar a ocorrência de incrustações e de maximizar a produção de água tratada pelo sistema de membranas.

O terceiro tipo de estratégia a ser empregada é a regeneração da membrana, processo realizado através de limpeza química. A limpeza química é parte integrante do processo operacional de um sistema de membranas, apresentando um impacto considerável na eficiência e nos custos operacionais do processo (AL-OBEIDANI *et al.*, 2008). Estudando a influência da limpeza química na eficiência de remoção de óleo de membranas de micro-filtração, Al-Obeidani *et al.*, (2008) verificaram que alguns agentes não são efetivos para a limpeza, em termos de recuperação de fluxo, mas são, em termos de ciclo operacional. Por outro lado, alguns agentes são muito efetivos em termos de recuperação de fluxo, mas não são em termos de ciclo operacional. Os produtos utilizados foram soda cáustica e ácido oxálico.

A frequência de limpeza é um parâmetro de controle operacional importante, devendo ser minimizada, sob pena de se reduzir a vida útil das membranas, além dos custos e cuidados adicionais resultantes do tratamento e disposição dos efluentes gerados nesse processo (WATANABE; KIMURA, 2011).

Dependendo do material da membrana, agentes de limpeza de diversos tipos podem ser usados. Entre eles estão os agentes alcalinos (NaOH), os ácidos (HNO₃ e H₃PO₄), os oxidantes / desinfetantes (NaOCl, H₂O₂, ácido peracético e metabisulfito), os enzimáticos

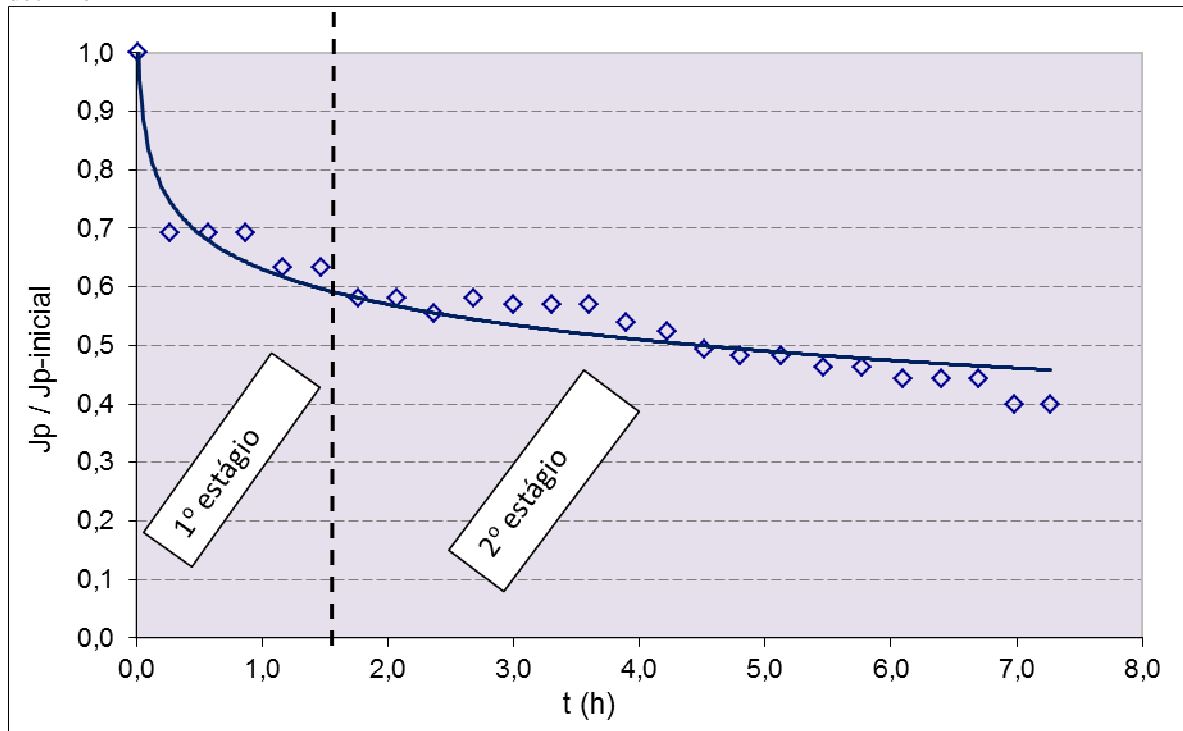
(lipases e proteases), os surfactantes (aniônicos, catiônicos ou neutros), os sequestrantes / complexantes (EDTA, H_3PO_4 , ácido cítrico, ácido glucônico e ácido láctico) e outros (dispersantes, anti-espumantes, inibidores de corrosão, etc) (REGULA *et. al.*, 2014).

A modificação das membranas é a quarta estratégia para minimização do *fouling*. Atualmente, tem-se investido muito esforço para aprimorar a eficiência operacional das membranas existentes, em termos de propriedades anti-incrustantes, maior resistência mecânica e de boa resistência química (LIU *et al.*, 2011). As propriedades anti-incrustantes, podem ser aumentadas com base na alteração da superfície da membrana ou alteração da morfologia da membrana (porosidade e hidrofiliabilidade). Esses aspectos serão detalhados um pouco mais adiante, no item “Futuros avanços”.

2.3.3.3 Fatores que afetam a eficiência do processo

A redução da eficiência do processo de permeação está principalmente relacionada ao declínio do fluxo de permeado. Geralmente, o declínio de fluxo com o tempo ocorre em dois estágios. No primeiro estágio, o fluxo cai de forma acentuada, enquanto no segundo, decresce de forma mais branda, tornando-se, gradualmente, quase constante com o tempo (Figura 15). Uma possível razão para o declínio rápido do fluxo é o bloqueio dos poros e a polarização de concentração (OHYA *et al.*, 1998; KOLTUNIEWICZ; FIELD, 1996), sendo que o bloqueio dos poros pelas gotas de óleo é considerado o principal fator (CHAKRABARTY; GHOSHAL; PURKAIT, 2008). Nesse último trabalho, os autores estudaram membranas de polisulfonas (PSf), modificadas para maior porosidade e hidrofiliabilidade através de aditivos químicos, usadas para remoção de óleo, avaliando diversos parâmetros de controle operacional, como a diferença de pressão através da membrana e a concentração de óleo na alimentação.

Figura 15 – Representação gráfica do declínio do fluxo ao longo do tempo com destaque para os dois estágios de declínio



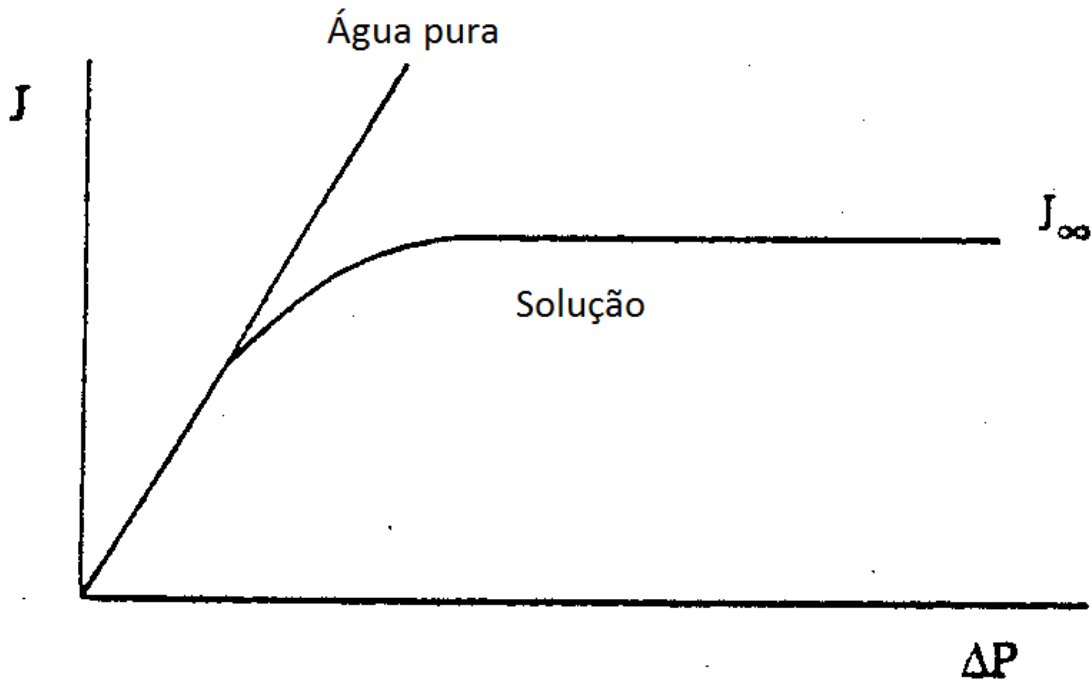
Fonte: Autor (2014).

Vários parâmetros afetam a permeação e separação das membranas, como a diferença de pressão através da membrana (Δp), a velocidade tangencial de escoamento da corrente de alimentação, a concentração de óleo na alimentação e os métodos de limpeza das membranas (EBRAHIMI *et al.*, 2010).

A Δp é um parâmetro de controle operacional particularmente importante, no caso da remoção de óleo. A grande maioria dos estudos de remoção de óleo utiliza membranas de MF e UF e tem o foco na retenção completa das gotas de óleo pelas membranas, enquanto que a fase contínua é permeada, com obtenção de bons resultados, em termos de eficiência de remoção de óleo (EBRAHIMI *et al.*, 2010; WATANABE; KIMURA, 2011). Entretanto, como as gotas são deformáveis, dependendo da pressão aplicada, elas podem ser espremidas através dos poros e passar através da membrana, contaminando o permeado (CHAKRABARTY; GHOSHAL; PURKAIT, 2008). Nesse último trabalho, Chakrabarty, Ghoshal e Purkait (2008) trabalharam com quatro tipos de membranas, com diferentes porosidades e hidrofiliicidade e, testando pressões de 68,9, 103,4, 137,9 e 172,4 kPa verificaram que a elevação da pressão aumenta o fluxo de permeado, já que a força motriz para o processo aumenta. No entanto, para esse caso, o aumento de fluxo com a pressão não é exatamente linear, o que indica a existência de resistências adicionais, como a resistência devido a polarização de concentração e a deposição de material na superfície da membrana. De fato,

quando a pressão é aumentada, o fluxo também aumenta. Contudo, após determinado valor de pressão, uma elevação adicional desse parâmetro não resulta em elevação adicional de fluxo. Esse fluxo máximo é chamado de fluxo limite (J_{∞}) (MULDER, 1996). A Figura 16, a seguir, mostra graficamente o fluxo limite.

Figura 16 – Representação gráfica do fluxo limite (J_{∞})



Fonte: Mulder (1996).

Para a maioria das suspensões, o fluxo aumenta com a pressão até atingir um fluxo limite (ELMALEH *et al.*, 1994; ELMALEH; GHAFFOR, 1996; STROHWALD; ROSS, 1992). Considera-se também a condição de pressão em que o fluxo permeado da suspensão começa a apresentar valores menores que o fluxo de solvente puro, sendo denominada como condição crítica. Para valores além da pressão crítica, o aumento do fluxo com a pressão não é mais linear, em função do aumento da polarização de concentração o que, em situações extremas pode levar a formação de uma camada gelificada sobre a superfície da membrana (PORTER; CHENOWETH, 1986).

A elevação da Δp aumenta ainda o declínio de fluxo (%DF). Esse aumento pode ser devido ao acúmulo de material na superfície da membrana e aos mecanismos de bloqueio dos poros (CHAKRABARTY; GHOSHAL; PURKAIT, 2008). Nesse trabalho, Chakrabarty, Ghoshal e Purkait, (2008) observaram que a elevação da Δp acelera o processo de coalescência das gotas de óleo, já que o número de colisões entre elas é ampliado. Como

consequência, uma camada contendo gotas de óleo de tamanhos maiores é formada logo acima da superfície da membrana. A compressão dessa camada contra a superfície da membrana com uma maior intensidade conduz a uma taxa de *fouling* maior.

A elevação da pressão acelera o processo de coalescência das gotas de óleo, já que o número de colisões entre as elas é aumentado, resultando na quebra do filme existente entre o óleo e água. Como consequência, gotas de óleo maiores são formadas. Essas gotas concentram-se em uma zona imediatamente acima da superfície da membrana e, ao serem comprimidas contra a superfície da membrana, conduzem a uma taxa de *fouling* maior.

Outro parâmetro importante é TOG na alimentação das membranas (TOGam). O número de Peclet representa a relação entre o fluxo de permeado e as condições de transferência de massa na região próxima a superfície da membrana, possibilitando determinar a intensidade do efeito da polarização de concentração. A concentração do componente retido na proximidade da superfície da membrana é diretamente afetada por esta relação, assim como pela concentração presente no seio da fase fluida. Desta forma, a elevação do TOGam também influencia no fluxo de permeado, causando sua redução (BAKER, 2004). Chakrabarty, Ghoshal e Purkait (2008) constataram esse fato trabalhando com TOGam de 75, 100 e 200 mg.L⁻¹ e pressão de 103,4 kPa. Os autores consideraram que esse fato podia ser atribuído ao aumento da resistência à permeação do fluxo, devido à formação de uma camada de óleo mais espessa sobre a superfície da membrana. Habert, Borges e Nobrega (2006) também chegaram a uma conclusão similar trabalhando com concentrações de 10 e 20 mg.L⁻¹.

A salinidade também influencia no fluxo de permeado. Investigando esse parâmetro, Schulz (2005) verificou que a elevação o teor de NaCl de 0 para 10.000 mg.L⁻¹ altera a distribuição das gotas, reduzindo a quantidade de gotas menores que 10 µm e levando a formação de gotas maiores que 100 µm. A elevação da concentração para 50.000 mg.L⁻¹ intensifica ainda mais esse efeito. Esse efeito é atribuído ao aumento da tensão interfacial da fase aquosa pela presença de um eletrólito, que atua dificultando a formação de uma fase dispersa. O aumento no fluxo de permeado ocorre porque, com o aumento no tamanho das gotas da fase dispersa, a camada polarizada formada possuirá uma maior permeabilidade, ou seja, menor resistência ao transporte da água.

O pH também influencia no fluxo de permeado, principalmente no segundo estágio, citado anteriormente, em que o fluxo tende a um valor constante com o tempo (CHAKRABARTY; GHOSHAL; PURKAIT, 2008). Os valores de pH testados nesse trabalho foram de 5, 6 e 8. Ainda com relação ao pH, os autores destacaram que é sabido que o fluxo

de permeado é altamente dependente da quantidade de partículas de óleo adsorvidas na superfície e nos poros da membrana e a intensidade dessa adsorção depende do tipo de interações que ocorrem entre as gotas de óleo e o material da membrana. Entre essas interações estão as hidrofóbicas e as hidrofílicas, as ligações de hidrogênio, as forças de Van der Waals e os efeitos eletrostáticos (CHAKRABARTY; GHOSHAL; PURKAIT, 2008). Dessa forma, com a variação do pH, os surfactantes naturais presentes na emulsão (e que são originários do petróleo bruto) podem ter um importante papel no processo, aumentando ou diminuindo o fluxo de permeado, por causa das suas interações adsorptivas com a superfície das membranas, devido a forças eletrostáticas ou aos efeitos hidrofóbicos (BYHLIN; JONSSON, 2002). Conforme citado previamente, a redução do pH da emulsão para dois, com ácido sulfúrico ou clorídrico, modifica a carga do surfactante de modo que ele perderá a sua capacidade de atuar como um agente emulsificante (WILKS ENTERPRISE, [2012?]).

A velocidade de escoamento da corrente de alimentação, quando aplicada no sentido tangencial à superfície da membrana, é também um parâmetro que influencia no fluxo de permeado. As forças de cisalhamento na superfície da membrana, provocadas pelo escoamento da solução de alimentação, possibilitam a redução do gradiente de concentração e a remoção parcial de partículas sólidas depositadas (SABLANI *et al.*, 2001), aumentando, assim, o fluxo de permeado.

Como pode ser visto, portanto, o fluxo de permeado é um importante parâmetro de avaliação da eficiência das membranas. De fato, a maioria dos fatores econômicos usados no projeto e controle operacional de um sistema de membranas é baseado no fluxo de permeado. Os custos de implantação são baseados em área de membrana, enquanto os custos operacionais, como eletricidade, reposição e limpeza das membranas, mão de obra e manutenção, também se baseiam na área das membranas e, conseqüentemente, do fluxo de permeado (CHERYAN, 1986). Dessa forma, os valores de fluxo de permeado devem ser cuidadosamente analisados durante o projeto (KOLTUNIEWICZ; NOWORYTA, 1994).

O último parâmetro que afeta a permeabilidade da membrana, citado previamente, é o método de limpeza. Verifica-se que a eficiência da limpeza das membranas influencia na permeabilidade da membrana, influenciando o seu desempenho, que pode ser medido através do fluxo de permeado. A intensidade dessa influência depende muito do agente de limpeza utilizado. Alguns agentes não são efetivos para a limpeza, em termos de recuperação de fluxo, mas são em termos de ciclo operacional. Por outro lado, alguns agentes são muito efetivos em termos de recuperação de fluxo, mas não são, em termos de ciclo operacional, conforme citado previamente, no trabalho de Al-Obeidani *et al.* (2008).

O tamanho dos poros também influencia no fluxo de permeado. Ebrahimi *et al.* (2009) investigaram a eficiência de várias membranas cerâmicas, incluindo duas de microfiltração com poros de 0,1 e 0,2 μm , ambas operando com Δp de 1 bar e concentração de óleo na alimentação variando entre 113 e 179 mg.L^{-1} ; eles concluíram que a influência dos poros no fluxo de permeado ocorre de forma significativa no primeiro estágio de declínio de fluxo. Nesse estágio, a queda de fluxo para a membrana com poros menores (0,1 μm) ocorre de forma mais acentuada que a de 0,2 μm .

2.3.4 Futuros avanços

Entre as medidas esperadas para os futuros avanços na área de PSM está o aprimoramento das membranas inorgânicas, ou cerâmicas de modo a torná-la mais competitivas em relação às poliméricas. A tecnologia de membranas cerâmicas já vem sendo utilizada para tratamento de águas oleosas. Entre as vantagens dessas membranas estão a elevada resistência à altas temperaturas, a resistência ao *fouling*, mesmo a altas concentrações de óleo, e a resistência à agentes de limpeza mais agressivos (BADER, 2007; EBRAHIMI *et al.*, 2010). Entretanto, as membranas cerâmicas atualmente utilizadas são à base de alumina e, por essa razão, possuem um processo de produção com custos elevados, limitando a sua aplicação industrial. Por essa razão, novas tecnologias estão sendo pesquisadas, como a membrana cerâmica à base de argilas de baixo custo, como caolim e outras (VASANTH; PUGAZHENTHI; UPPALURI, 2011).

Um dos avanços mais esperados é o de membranas modificadas visando aumentar a sua eficiência operacional. Conforme citado previamente, o *fouling* ocorre com menor intensidade em membranas com características hidrofílicas. Cientes desse fato, vários pesquisadores tem se dedicado a investigar alterações nas membranas de modo a torná-las mais hidrofílicas. Em um desses trabalhos, Zhao *et al.* (2013) revisam os métodos de modificação de membranas de polietersulfona, um material que, apesar das suas marcantes estabilidades oxidativa, térmica e hidrolítica e boas propriedades mecânicas, apresenta características relativamente hidrofóbicas.

Outra linha de investigação, em termos de modificação da membrana, visa aumentar a sua permeabilidade. Trabalhando nessa linha, Meng *et al.* (2013) construíram membranas com depósito de nanopartículas de SiO_2 nos seus poros, a fim de aumentar a molhabilidade (tendência de um determinado fluido se espalhar ou aderir sobre uma superfície sólida) da sua superfície. As membranas foram utilizadas para remoção de óleo de uma emulsão oleosa. Os

resultados obtidos foram considerados muito bons, em termos de remoção de óleo, chegando a valores próximos de 100%. Com esse aumento da molhabilidade, a permeabilidade da membrana, portanto, pode ser também aumentada.

Conforme exposto, portanto, a integração dos processos do coalescedor em leito e membranas de microfiltração possui um elevado potencial para ser utilizado com sucesso como uma alternativa para tratamento de Água Produzida com o objetivo de remoção de óleo, objetivo deste trabalho e cuja metodologia e os resultados obtidos estão apresentados e discutidos em detalhes nos capítulos seguintes.

3 METODOLOGIA

3.1 EFLUENTE GERADO

3.1.1 Descrição da Unidade Geradora de Emulsões

O efluente utilizado nos ensaios para alimentar a Unidade Experimental (UExp) foi produzido pela unidade geradora de emulsões (UGE), uma planta industrial que gera amostras de emulsão óleo-em-água (O/A) sintética. Essa planta fica instalada no laboratório de tratamento e reúso de águas (LARA) do Centro de Pesquisas Leopoldo Melo Miguez (Cenpes) da Petrobras e está ligada à gerência de tecnologias de tratamento e reúso de água (TTRA). A UGE tem condições de produzir efluentes com diferentes teores de óleo e graxas (TOG) e com diferentes tamanhos de gotas de óleo, podendo-se alcançar valores na faixa de 1 a 2 μm .

A UGE é provida de recursos para preparar amostras de água produzida de petróleo (AP) nas condições em que essa é gerada em campo. Para tanto, vários parâmetros relevantes dessa água são simulados nessa unidade. A planta é dividida em quatro sub-unidades:

- Sub-unidade I – Condicionamento e preparo da água para a unidade;
- Sub-unidade II – Preparo da emulsão, gaseificação e incorporação de aditivos;
- Sub-unidade III – Diluição da emulsão, alinhamento para equipamento a ser testado e amostragem;
- Sub-Unidade IV – Tratamento do efluente para descarte.

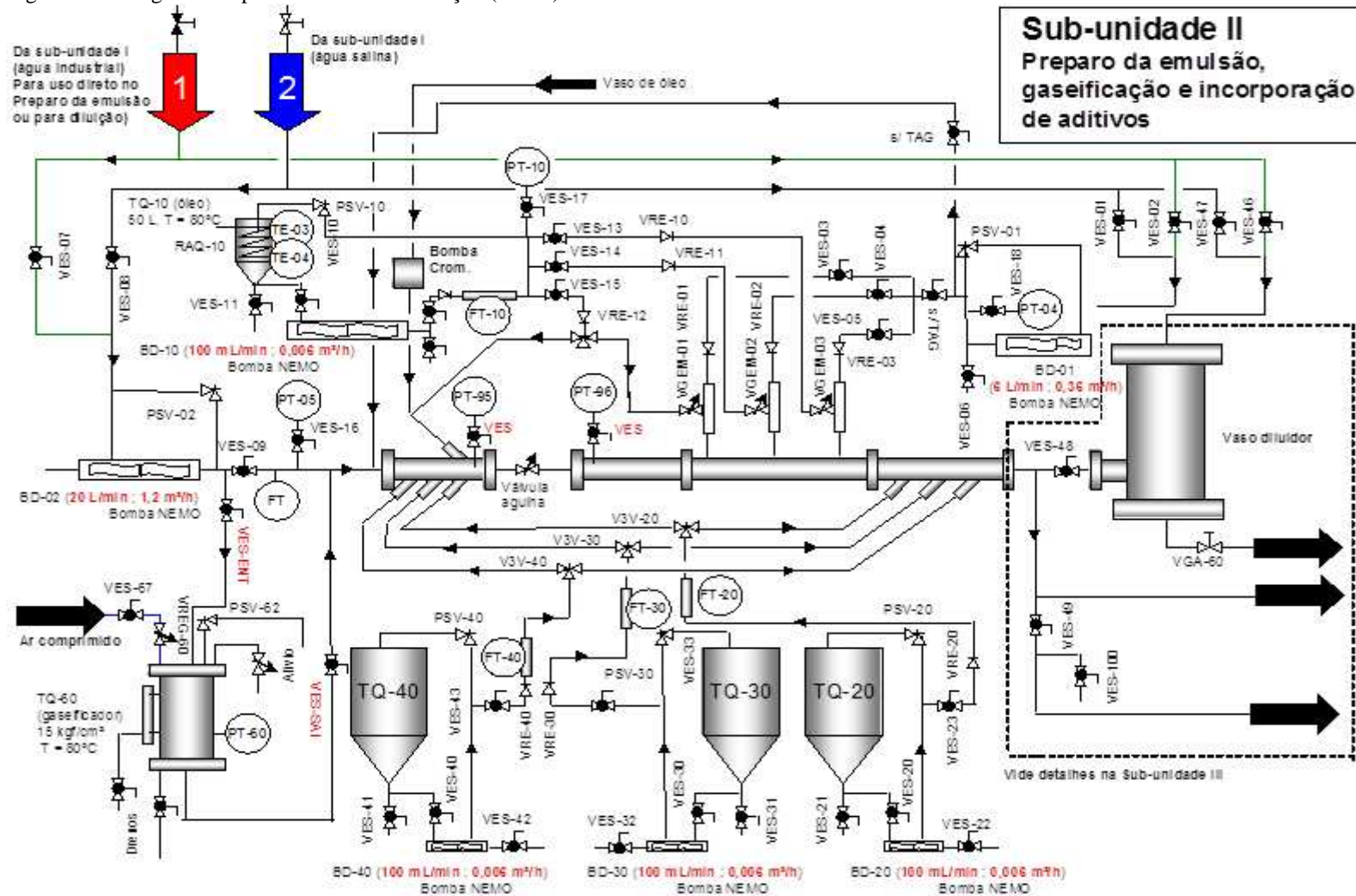
O diagrama de processo e instrumentação (*piping and instrumentation diagram - P&ID*) simplificado da sub-unidade II está apresentado na Figura 17. A alimentação de água na UGE pode ser feita de duas formas: diretamente da concessionária de água da cidade do Rio de Janeiro (Companhia Estadual de Água e Esgotos - Cedae) ou previamente condicionada, processo que é feito na Sub-unidade I.

O condicionamento realizado consiste no preparo de uma solução salina e com temperatura desejada, de modo a simular uma amostra de água produzida sintética com os parâmetros mais próximos do da água produzida real. O sal utilizado é o cloreto de sódio. A água condicionada produzida é estocada em um tanque de 10 m³ (TQ-50).

Na sub-unidade II a água proveniente da sub-unidade I é misturada ao óleo e a emulsão é preparada. Além disso, se houver necessidade, várias operações podem ser

realizadas, de modo a incorporar ou ajustar determinados parâmetros da emulsão. Entre essas operações estão: gaseificação, adição de sólidos e adição de produtos químicos diversos, como polieletrólitos, sequestrantes, desemulsificantes e floculantes.

Figura 17 – Diagrama de processo e instrumentação (P&ID) da UGE – sub-unidade II.



Fonte: Cenpes / Petrobras (2012).

A sub-unidade III tem a função de prover a UGE para equipamentos de separação ou de analisadores em linha. Entre esses equipamentos estão o Malvern Mastersizer, que analisa a distribuição do diâmetro das gotas de óleo. A alimentação é constituída por uma derivação da linha principal da emulsão gerada na sub-unidade II. A emulsão que alimenta essa sub-unidade pode ser diluída, se houver necessidade de se analisar uma amostra com vazão maior que a capacidade da bomba de água.

A sub-unidade IV tem a função de receber e tratar os efluentes gerados na UGE. O tratamento é feito em nível primário e o objetivo é a remoção dos sólidos em suspensão presentes no óleo, uma vez que eles podem sedimentar, formando borra oleosa. O processo utilizado é um separador de água e óleo do tipo gravitacional. O efluente dessa sub-unidade é enviado para a estação de tratamento de efluentes industriais do Cenpes, que fica localizada no interior desse centro de pesquisas.

As amostras de emulsão estudadas neste trabalho não foram condicionadas previamente, uma vez que a amostra desejada era apenas composta por água e óleo e que a água utilizada era a proveniente da Ceda. A água da Ceda era bombeada para o interior da UGE através de duas bombas helicoidais de cavidades progressivas (BD-02 e BD-01), de marca Netzsch/Nemo, que têm capacidades nominais de 20 e 6 L/min, respectivamente. As bombas são apropriadas para líquidos viscosos e agressivos e que podem conter sólidos. Ambas as bombas são dotadas de inversores de frequência, dispositivos que permitem alterar a sua vazão conforme desejado, com razoável precisão.

O medidor de vazão (FT), modelo Promass 80 da marca Endress + Hauser, mede o fluxo de água antes do óleo ser incorporado à corrente, medindo assim esta vazão de forma instantânea. Além de medir a vazão, ele também mede a densidade instantânea da corrente.

O óleo a ser dosado na água é armazenado em duas garrafas-reservatório, cada uma com um volume de 1 litro. As garrafas são utilizadas alternadamente, ou seja, enquanto uma opera a outra está sendo abastecida ou em espera. A bomba dosadora de óleo utilizada é do tipo cromatográfica, que opera bombeando água desmineralizada, proveniente de uma proveta graduada, com um litro de volume, para o interior da garrafa-reservatório de óleo que está em uso, fazendo com que o óleo seja deslocado para ser misturado à água.

O nível das garrafas de óleo é medido através do volume de água desmineralizada estocada na citada proveta graduada. O seu enchimento se dá em duas etapas. Na primeira é insuflado de ar no interior da garrafa, para remoção do óleo remanescente. Na segunda etapa, através de uma bomba de vácuo, o óleo é succionado para o interior da garrafa.

A válvula agulha situada entre os medidores de pressão PT-95 e PT-96 faz com que ocorra um estrangulamento da seção transversal da tubulação de água, neste trecho, gerando um diferencial de pressão, e conseqüentemente a formação da emulsão através do aumento da taxa de cisalhamento entre a água e o óleo. Cabe aos medidores a tarefa de obtenção de dados pressão referentes ao processo acima.

Os tanques TQ-40, TQ-30 e TQ-20 têm a função de reservatórios em uma possível adição de sólidos ou algum tipo de produto químico a ser incorporado no processo, como citados anteriormente. Já o TQ-60 atua como gaseificador (15 kgf/cm^3 - $T=80^\circ\text{C}$). Entretanto, esses equipamentos não foram utilizados nesse trabalho.

3.1.2 O óleo utilizado no preparo das amostras de AP

O óleo utilizado no preparo da AP sintética foi petróleo proveniente do campo de Roncador, na Bacia de Campos.

Um dos aspectos que definiu a escolha desse petróleo foi a sua baixa densidade (de grau API 28), ao contrário de óleos do tipo Marlim, por exemplo. Esse aspecto é de grande importância, em termos de facilidade de manuseio e de preparo da amostra de AP. Por essa razão, o óleo de Roncador já vem sendo usado com frequência pelo Cenpes, nos ensaios de simulação de AP sintética.

A amostra de petróleo utilizada para essa avaliação foi originária de uma plataforma tipo FPSO (*Floating Production Storage and Overloading*), ou seja, Unidade flutuante de produção, armazenamento e transferência de petróleo: a FPSO Brasil. Essa amostra foi coletada em 11/06/2011 e trata-se de um *blend*, composto por diferentes percentuais, em volume, proveniente de vários poços.

A Tabela 5 apresenta as características desse petróleo juntamente com outros dois tipos, para efeito comparativo: 3-RO-1-RJS e Roncador P-47.

Tabela 5 – Petróleo Roncador Brasil comparado com os petróleos 3-RO-1-RJS e Roncador P-47

PROPRIEDADE	Roncador Brasil	3-RO-1-RJS- TFR-01	Roncador P- 47
Densidade (°API)*	28,3	28,9	26,9
Ponto de fluidez (°C)	- 26	- 24	- 36
Viscosidade cinemática a 50°C (mm ² /s)	9,950	8,801	13,38
Resíduo de carbono micro (% m/m)**	4,6	3,2	5,6
Asfaltenos (% m/m)	1,6	0,95	3,0
Enxofre (% m/m)	0,58	0,55	0,60
Nitrogênio total (% m/m)	0,30	0,28	0,39
Acidez total (mg KOH/g)	0,09	0,10	0,08
Metais (mg/kg)			
Ni	9	5	10
V	16	11	20

* Classificação do petróleo segundo o Grau API: maior que 30, para petróleo leve, entre 22 e 30, para petróleo médio e menor que 22, para petróleo pesado.

** Usado para indicação de constituintes com alto ponto de ebulição. O resultado é reportado como % m / m, em relação a massa inicial da amostra.

Fonte: Petrobras/Cenpes (2012).

A composição química desse petróleo, juntamente com outros tipos, está apresentada na Tabela 6:

Tabela 6 – Composição química do petróleo Roncador Brasil

Petróleo	Roncador Brasil (28,3 °API)	Roncador 3-RO-1- RJS (28,9 °API)	Roncador P-47 (26,9 °API)	Barracuda P-34 (25,0 °API)	Marlim P-32 (19,6 °API)
K _{UOP} ¹	11,8	11,8	11,8	11,8	11,6
Saturados (% m/m)	55,4	51,78	53,30	45,0	41,3
Aromáticos (% m/m)	27,0	25,53	24,10	24,9	32,9
Resinas (% m/m)	16,0	21,74	22,60	27,9	22,9
Asfaltenos (% m/m)	1,6	0,95	< 0,50	2,2	2,9

Fonte: Petrobras/Cenpes (2012).

¹ A classificação utilizada para os petróleos, estabelecida pelo *U. S. Bureau of Mines*, e a ferramenta usada para identificá-los, é o fator de caracterização UOP (KUOP). O Método UOP 375-59(1) define uma forma de determinação deste fator a partir do °API e da viscosidade cinemática de um petróleo (ZÍLIO; PINTO, 2002).

A amostra utilizada nos testes realizados para este trabalho foi coletada no dia 11/06/2011. Os seus principais dados são:

- Nome da amostra: RONCADOR P-52.
- Ponto de Coleta: 11/06/2011, na saída do oleoduto de exportação.
- Teor de Água por Karl Fischer: 0,26%.
- Densidade relativa: 0,8824 kg / L.
- Densidade API: 28,1.
- Comportamento reológico².
- TIAC³ = 31,00 °C.
- 2º Evento de Cristalização = 15,55 °C.

3.2 ESPECIFICAÇÃO DA UNIDADE EXPERIMENTAL

3.2.1 Descrição da unidade

A Unidade Experimental (UExp) utilizada no estudo consistiu em um equipamento de bancada onde foram simuladas as condições operacionais, em escala real, dos processos de tratamento em questão. O objetivo dos processos empregados na UExp foi a remoção de óleo de água produzida de petróleo (AP).

A UExp foi projetada e especificada no primeiro semestre do ano de 2009 e sua montagem foi concluída em novembro de 2010. Os recursos de aquisição de componentes e de montagem foram originários do Laboratório de Membranas da Coppe – Instituto Alberto Luiz Coimbra de Pós-Graduação e Pesquisa de Engenharia.

Após sua montagem, a unidade permaneceu um tempo sendo pré-testada, processo que teve início em fevereiro de 2011. Em maio de 2011 a unidade foi transferida para o Cenpes, ficando abrigada no LARA, citado previamente.

Desde os pré-testes até as fases mais avançadas da sua operação, a UExp passou por várias mudanças visando sua otimização. Essas mudanças incluíram a troca, inserção ou

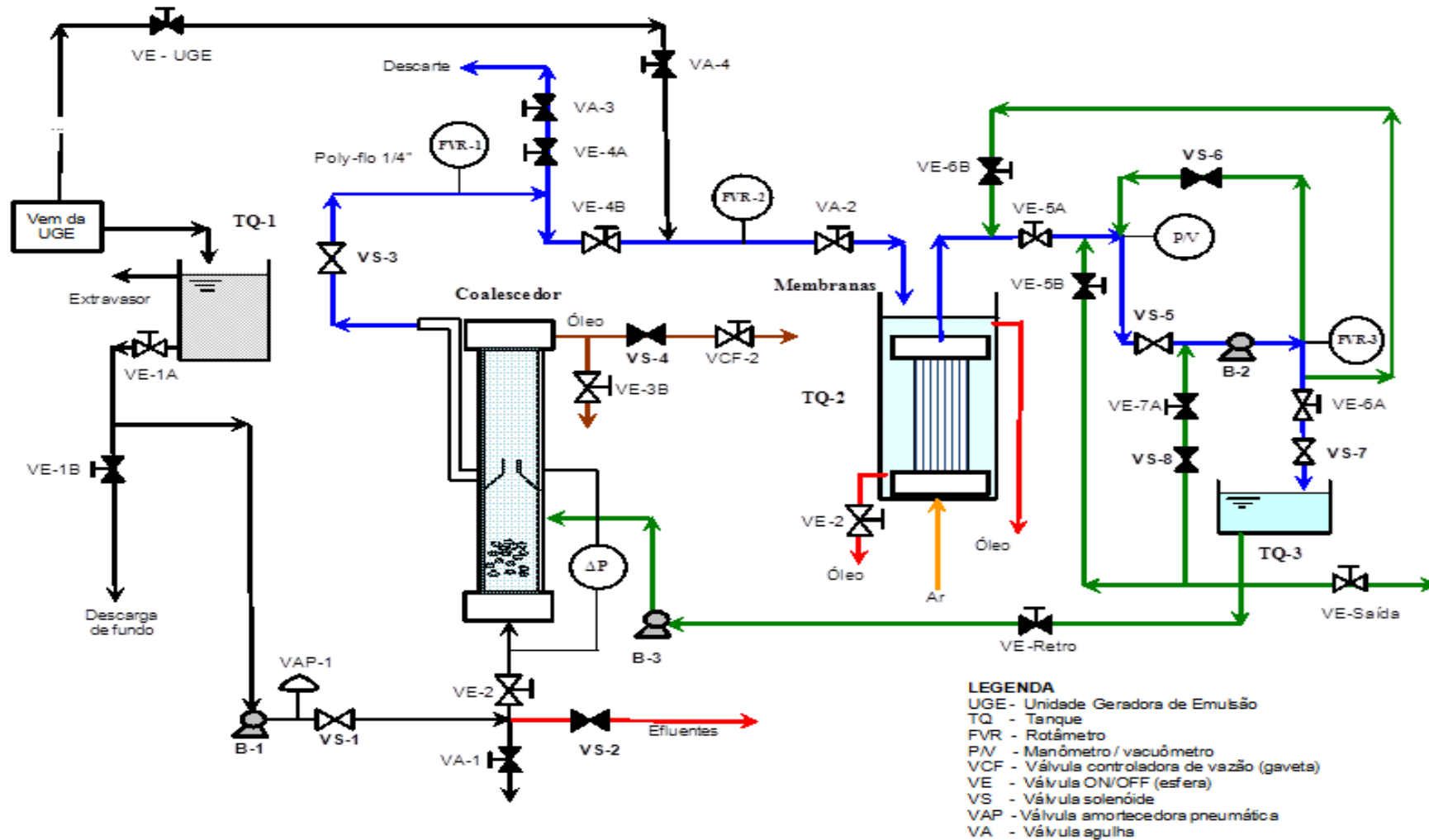
² A reologia é o ramo da física que estuda a viscosidade, plasticidade, elasticidade e o escoamento da matéria, ou seja, um estudo das mudanças na forma e no fluxo do material, englobando todas estas variantes (SARACENO, 2007).

³ Temperatura Inicial de Aparecimento de Cristais (TIAC) representa a temperatura na qual os primeiros cristais de parafinas são formados no decorrer de um resfriamento. Sua importância está no fato de que quando o petróleo é resfriado e atinge a sua TIAC, cristais de parafina começam a precipitar na solução, devido ao limite de solubilidade ter sido alcançado (SARACENO, 2007).

remoção de componentes principais, implantação de componentes ou dispositivos auxiliares e alterações ou acréscimos de dutos, válvulas e conexões. Essa última mudança visou tanto a correção de problemas operacionais, como vazamentos ou entrada indevida de ar, quanto o de permitir maior flexibilidade operacional.

O diagrama P&I da Unidade Experimental utilizada está apresentado na Figura 18.

Figura 18 – Diagrama P&I da Unidade Experimental



Fonte: Autor (2012).

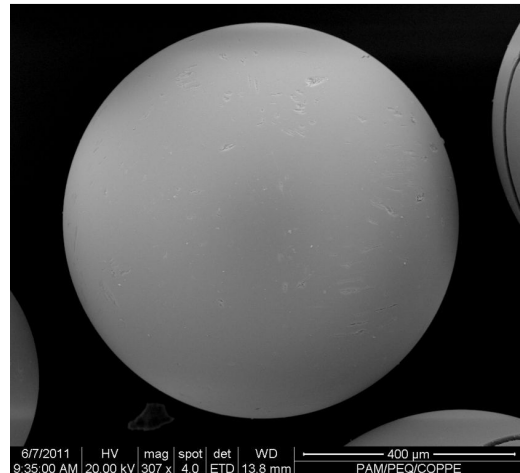
O coalescedor é a primeira unidade tratamento de efluentes da UExp. Ele foi composto por um tanque cilíndrico de PVC, com um diâmetro aproximado de 10 cm e uma altura de 85 cm (volume total de, aproximadamente, 5,9 litros) contendo um leito granular, no seu interior, por onde a água oleosa era forçada a atravessar em fluxo ascendente. Neste trabalho, foram testados dois tipos de material para o leito granular: grãos de polietileno de baixa densidade e resinas catiônicas utilizadas em processos de desmineralização da água por troca iônica. Esses materiais foram escolhidos em função das avaliações dos diversos materiais citados na literatura, conforme consta no capítulo **Revisão bibliográfica**. Dos dois, as resinas catiônicas foi o material que apresentou melhores resultados, em termos de eficiência de remoção de óleo.

As resinas catiônicas utilizadas foram fornecidas pelo fabricante Rohm and Haas/Dow Química. Sua porosidade média é de 0,40, enquanto que o diâmetro dos grãos variou entre 0,250 e 1,275 mm. As Figuras 19 e 20 mostram o aspecto visual das resinas utilizadas em duas situações: uma com uma vista dos grãos em estado natural e a outra com detalhe de um grão ampliado no Microscópio Eletrônico de Varredura (MEV).

Figura 19 – Aspecto das resinas – vista dos grãos



Figura 20 – Aspecto das resinas - detalhe de um grão ampliado no MEV



Fonte: Autor (2012).

O coalescedor recebia o efluente a ser testado através de um tanque de alimentação (TQ-1), um reservatório de PVC cilíndrico que possuía volume útil de 5 litros. Esse efluente era proveniente da UGE, descrita previamente. A água era transferida do TQ-1 para o

coalescedor através de tubulações de Poly-Flo⁴ e uma bomba (B-1), que podia ter sua velocidade (ou vazão) controlada ou ajustada por um potenciômetro (P-1).

O TQ-1 possuía duas funções: a primeira era de atuar como tanque-pulmão, absorvendo as variações de vazão entre a UGE e a UExp, e a segunda era de atuar como poço de sucção da citada bomba B-1. Esse tanque era dotado ainda de uma tubulação extravasora, que tinha a função de descartar a vazão excedente à de sua alimentação (pela UGE), e de uma tubulação para descarga de fundo, que tinha o objetivo de drená-lo.

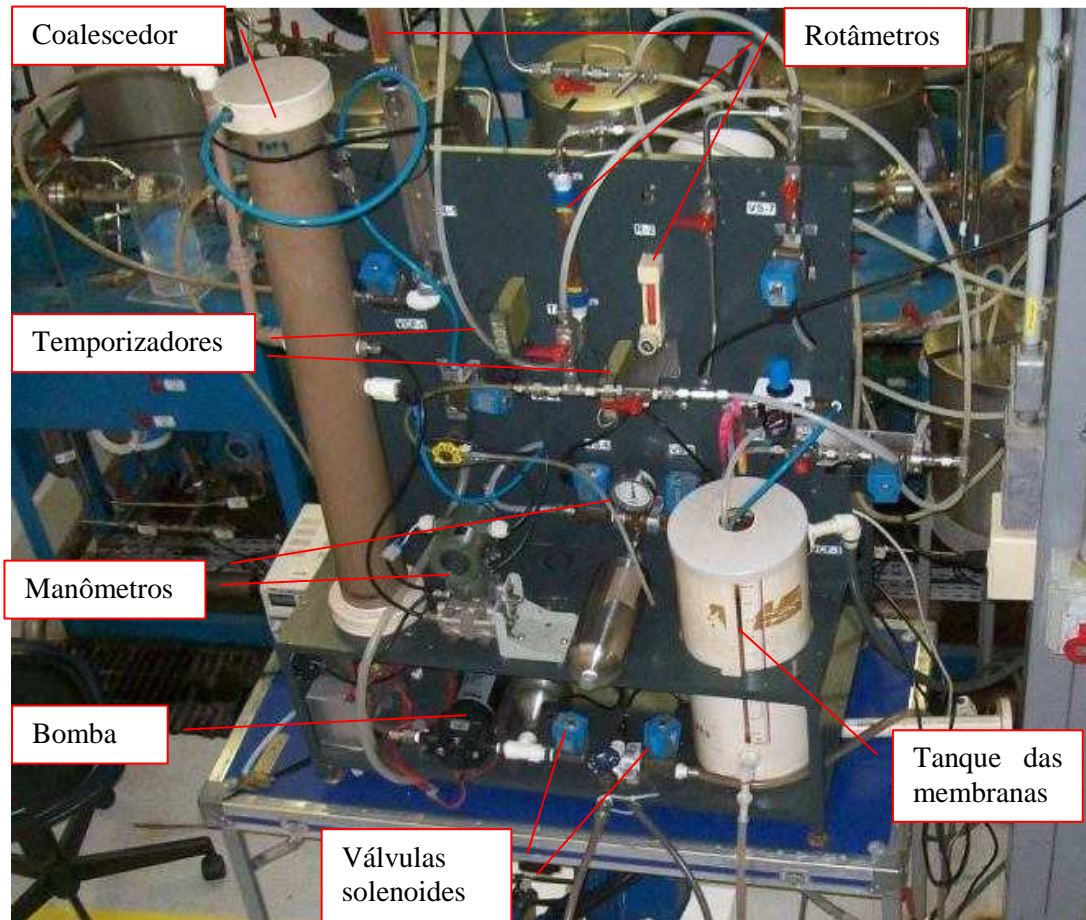
A vazão de operação do processo podia ser medida na saída do coalescedor (Qsc), onde estava localizado um rotâmetro (FVR-1). Alternativamente ao P-1, a vazão de alimentação do coalescedor podia ser também controlada (nesse caso, reduzida) por uma válvula agulha (VA-1), localizada à jusante de B-1. Essa válvula era importante para efeito de um **ajuste fino** da vazão de alimentação do coalescedor. Desse modo, possíveis quedas de vazão durante a realização dos testes podiam ser facilmente corrigidas através dos dois modos acima citados (P-1 ou VA-1). Outra função importante da VA-1 era a de possibilitar o procedimento de descarte da solução utilizada para limpeza química do óleo retido no leito do coalescedor.

Durante a operação do processo era fundamental monitorar e medir também a pressão diferencial. Além de, por si só, se constituir em um importante parâmetro de controle operacional, a pressão diferencial podia ser utilizada como base para determinação de outro importante parâmetro: a permeabilidade. Ambos os parâmetros foram fundamentais para um melhor entendimento do processo. Para tanto, foi instalado um transmissor de pressão do fabricante Yokogawa que, neste caso, trabalhou acoplado a um módulo de aquisição de pressão fabricado pela National Instruments. Esse sistema possibilitava o registro e armazenamento dos dados de pressão diferencial do coalescedor, a cada segundo, em um microcomputador.

A Figura 21 mostra uma vista geral da UExp utilizada neste trabalho.

⁴ Tubo termoplástico flexível e econômico fabricado a partir de polietileno de elevado peso molecular, característica essa destinada a melhorar a sua resistência.

Figura 21 – Unidade Experimental – vista geral, com destaque para o Coalescedor (à esquerda) e o Tanque de membranas (à direita)



Fonte: Autor (2013).

O descarte do óleo retido no topo do coalescedor se dava através da válvula VE-3B. Para isso, essa válvula devia ser aberta periodicamente, por alguns minutos, ao longo do tempo de operação do processo. Essa válvula era ainda usada em uma das etapas que precediam as operações de limpeza química do coalescedor. Antes de se iniciar o processo de limpeza, VE-3B era aberta por alguns minutos a fim de evitar o retorno do óleo retido no topo com o leito, o que poderia ser prejudicial à operação de limpeza do leito e o descarte do óleo removido.

Para retrolavagem foi implantado um sistema automático composto por um temporizador (T-1) e quatro válvulas solenóides (VS-1, VS-2, VS-3 e VS-4).

A segunda unidade de tratamento foi o sistema de membranas. O sistema utilizou um módulo submerso com membranas de microfiltração, do tipo de fibra oca, instalado em um reservatório (TQ-2). Esse reservatório podia ser alimentado tanto pelo efluente do coalescedor, quanto diretamente da UGE, o que possibilitava uma grande flexibilidade

operacional. A diferença de pressão necessária para a permeação da água através das membranas era gerada por uma bomba (B-2). B-2 também foi utilizada para promover a retrolavagem. Sua velocidade também era controlada por um potenciômetro, nesse caso, o P-2. A alternância entre o funcionamento da unidade com operação normal e retrolavagem era realizada pela abertura e fechamento de válvulas solenóides (VS-5, VS-6, VS-7 e VS-8), comandadas por um temporizador (T-2). As válvulas VS-5 e VS-7 operaram **normalmente abertas**, fechando-se apenas durante a operação de retrolavagem. Por outro lado, VS-6 e VS-8 operaram **normalmente fechadas**, abrindo-se durante a retrolavagem.

As membranas e o módulo de permeação foram fornecidos pela PAM Membranas. Os seus principais dados estão descritos a seguir:

- Fabricante: PAM Membranas
- Modelo: MF-Sub110
- Tipo de membrana: fibra oca
- Material: poli(eter imida)
- Área de permeação (A_p) = $0,5 \text{ m}^2$
- Comprimento útil ($L_{\text{útil}}$) = $0,19 \text{ m}$
- Diâmetro externo das fibras (D_f) = $0,95 \text{ mm}$
- Diâmetro médio de poros = $0,4 \text{ }\mu\text{m}$
- Diâmetro máximo de poro = $0,8 \text{ }\mu\text{m}$
- Diâmetro interno das fibras (D_t) = $0,4 \text{ mm}$
- Densidade de empacotamento = $366 \text{ m}^2/\text{m}^3$
- Número de fibras = 869
- Permeabilidade hidráulica = 150 a $200 \text{ L/h.m}^2.\text{bar}$ (água da rede previamente MF)
- Limpeza com solução aquosa de hipoclorito sugerida = 200 mg.L^{-1}

Para limpeza física das membranas e atenuação da formação de incrustações foi utilizado continuamente o borbulhamento de ar no tanque de alimentação, assim como retrolavagem, por 15 segundos, a cada 15 minutos de operação. Ao fim de cada teste, procedia-se também a limpeza química, processo que está descrito mais adiante. As Figuras 22 e 23 mostram detalhes da membrana de microfiltração utilizada.

Figura 22 – Aspectos das membranas de MF - vista do TQ-2 com o módulo das membranas submerso em operação



Figura 23 – Aspectos das membranas de MF - detalhe das membranas no interior do módulo



Fonte: Autor (2012).

O tanque TQ-2 era provido ainda de um sistema extravasor e um de descarga de fundo. O sistema extravasor era utilizado para descartar a possível vazão excedente à vazão de permeado, além do descarte do óleo retido pelas membranas, processo que foi feito de forma contínua. O sistema de descarga de fundo servia para drenagem do TQ-3 e para remoção de água de lavagem durante o processo de limpeza química das membranas.

Os fabricantes dos equipamentos utilizados foram: Conaut e AppliTech para os rotâmetros, Flowjet para as bombas, Cohel para os temporizadores e Nepin para as válvulas solenoides.

3.2.2 Limpeza química do coalescedor

Antes do início do processo de limpeza, o óleo retido no topo do coalescedor era descartado. Isso era feito da seguinte forma: com o sistema em operação normal, fechava-se a válvula VE-3A e abria-se a VE-3B por alguns minutos.

A limpeza era feita em três etapas, conforme se segue:

- Limpeza com solução de detergente, seguida de descarte – nessa etapa era preparada uma solução com 50 mL detergente comercial neutro e 5 L de água, no interior do TQ-1 e, em seguida, essa solução era bombeada através do leito. Quando o nível do TQ-1 estava próximo do mínimo, devia-se interromper o bombeamento e repetia-se a

operação de preparo de nova solução, seguida de bombeamento. Em seguida, havia uma etapa de passagem e descarte de água pura para retirar o excesso de óleo.

- Limpeza com solução de detergente e recirculação – nessa etapa também era preparada uma solução de 50 mL de detergente para 5 L de água, no interior do TQ-1. Essa solução era bombeada através do leito. Quando o nível do TQ-1 estava próximo do mínimo, o interior desse tanque devia ser alimentado com água até que a solução comece a fluir através da mangueira de descarte do coalescedor, quando a mangueira devia ser alinhada para o interior do TQ-1 de modo a manter o sistema em recirculação, o que devia ocorrer durante o tempo de uma hora.
- Enxágue - consistiu em se veicular água pura através do leito do coalescedor, seguido de descarte, durante uma hora.

As Figuras 24 e 25, a seguir, mostram o aspecto da água na 1ª etapa de lavagem, em duas situações, no início e no final da etapa.

Figura 24 – Aspecto da água na 1ª etapa de lavagem do leito com a solução de detergente - no início da etapa



Figura 25 – Aspecto da água na 1ª etapa de lavagem do leito com a solução de detergente - ao final desta etapa

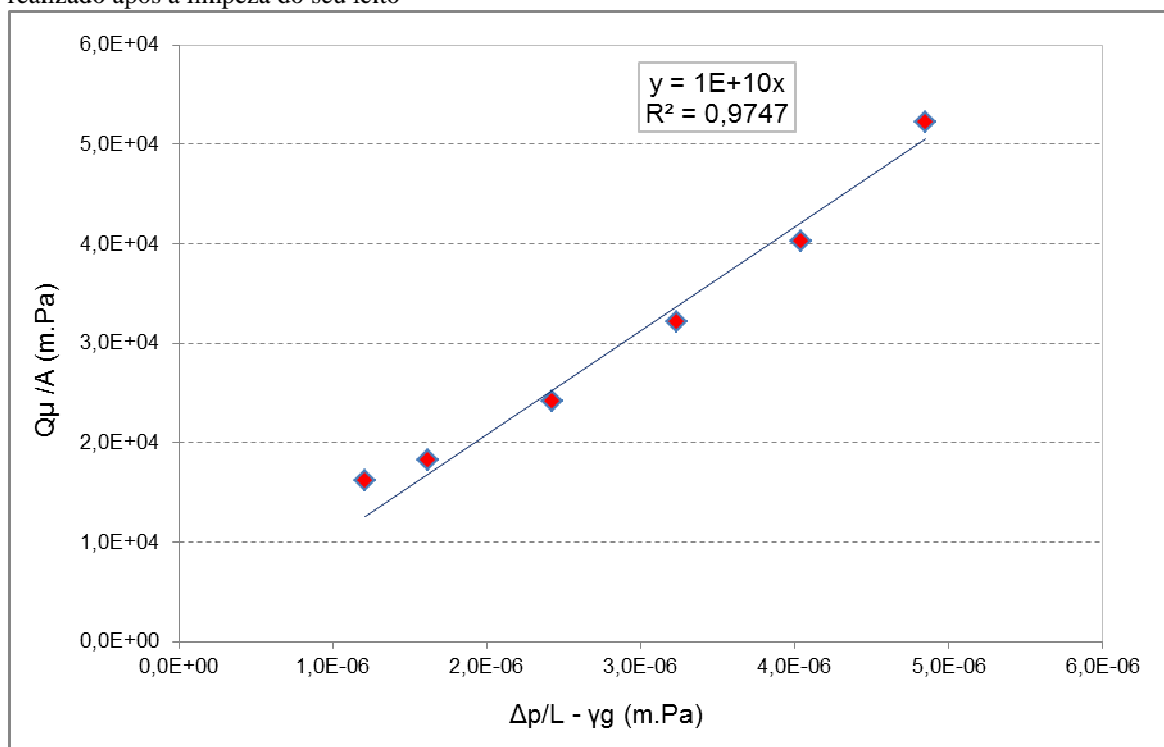


Fonte: Autor (2012).

Após a limpeza, antes de por o sistema para operar normalmente, eram realizados testes de permeabilidade. O teste era feito através da veiculação de água no sistema e medição da diferença de pressão para vários valores de vazão. Com os resultados, era construído um gráfico e o valor da permeabilidade era determinado através da obtenção do coeficiente

angular da reta, conforme exemplo apresentado na Figura 26, mostrada a seguir. No caso do exemplo, o valor da permeabilidade é $1 \times 10^{-10} \text{ m}^2$.

Figura 26 – Gráfico típico obtido durante a realização da determinação da permeabilidade do coalescedor, teste realizado após a limpeza do seu leito



Fonte: Autor (2012).

3.2.3 Limpeza química das membranas

Antes do início dos ensaios com as membranas devia-se realizar um teste para verificação da sua permeabilidade a fim de se verificar a necessidade de realização de procedimento de sua limpeza química. A permeabilidade informada pelo fabricante, nesse caso, foi de 150 a 200 $\text{L}/\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{bar}$ mas, na prática, os valores encontrados foram maiores. Durante os testes iniciais, esse valor variou entre 300 e 400 $\text{L}/\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{bar}$. Na prática, os valores considerados aceitáveis para início de operação da membrana foram entre 200 e 300 $\text{L}/\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{bar}$.

Uma das etapas do procedimento de limpeza química aqui utilizado consistiu na veiculação da solução de água e o agente de limpeza com o mesmo sentido de fluxo e através do mesmo sistema utilizado para a operação de retro-lavagem. Entretanto, o tempo máximo para realização dessa etapa de limpeza ficaria limitado a apenas um minuto, em função da capacidade do temporizador dedicado a retro-lavagem (temporizador T-2). Para superar

esse problema, foi implantado um sistema composto por válvulas e tubulações auxiliares, que visou dar uma maior flexibilidade à UExp e, assim, permitir a veiculação da solução limpadora no sistema através do sistema de retro-lavagem com um tempo maior.

Desse modo, antes do início do procedimento de limpeza química, as tubulações da UExp eram alinhadas de modo a permitir que a operação de retro-lavagem possa ser feita com um tempo maior do que o da capacidade de T-2. O citado alinhamento era feito abrindo-se as válvulas VE-6B e VE-7B e fechando-se as VE-5A e VE-6A.

A limpeza era feita em três etapas, conforme se segue:

- Limpeza das paredes internas do TQ-2 e do módulo das membranas – em função do elevado volume de óleo que fica aderido nas paredes desse tanque e no módulo das membranas, as vezes, era necessário se efetuar essa limpeza dos mesmos. Esse óleo aderido era causado pelo processo de borbulhamento. A limpeza era iniciada com a remoção do módulo do interior do TQ-3. Em seguida, o óleo do módulo e das paredes do tanque eram removidos através de esfregagem com esponja e uma solução de água e detergente neutro. Em seguida o interior do tanque era enxaguado e o seu conteúdo descartado.
- Limpeza das membranas com sua imersão em solução de percarbonato de sódio e borbulhamento – nessa etapa, o TQ-2 era enchido com uma solução de água e percarbonato de sódio, e deixado em repouso, mas com borbulhamento de ar, durante uma hora. A concentração do produto comercial (Vanish) cujo princípio ativo é o percarbonato de sódio utilizada foi de 200 mg.L^{-1} - 1,6 gramas / volume do TQ-2 (8 litros). O percarbonato de sódio, ou carbonato de sódio peroxidrato, é um oxidante formado pelo compostos carbonato de sódio com peróxido de hidrogênio. Caso se observasse que a água ainda estivesse muito suja, repetia-se essa etapa. Caso contrário, o conteúdo do tanque era descartado.
- Limpeza das membranas com solução de percarbonato de sódio com fluxo no sentido da retro-lavagem – nessa etapa, o TQ-2 e o TQ-3 eram enchidos com água desmineralizada e com o mesmo produto citado, ambos na concentração de 200 mg.L^{-1} (1,6 gramas no TQ-2 e 1,0 grama no TQ-3). Em seguida, o conteúdo do TQ-3 era bombeado para o interior das membranas, com uma vazão aproximada de 30 L.h^{-1} . Finalmente, o TQ-2 era deixado em repouso, mas com borbulhamento de ar, durante uma hora para, após isso, ser descartado.

As Figuras 27 e 28, a seguir, mostram aspectos do sistema de MF antes do início do processo de limpeza química das membranas: o interior do TQ-2 e do módulo das membranas.

Figura 27 – Aspectos do sistema de MF antes do início do processo de limpeza química - interior do TQ-2



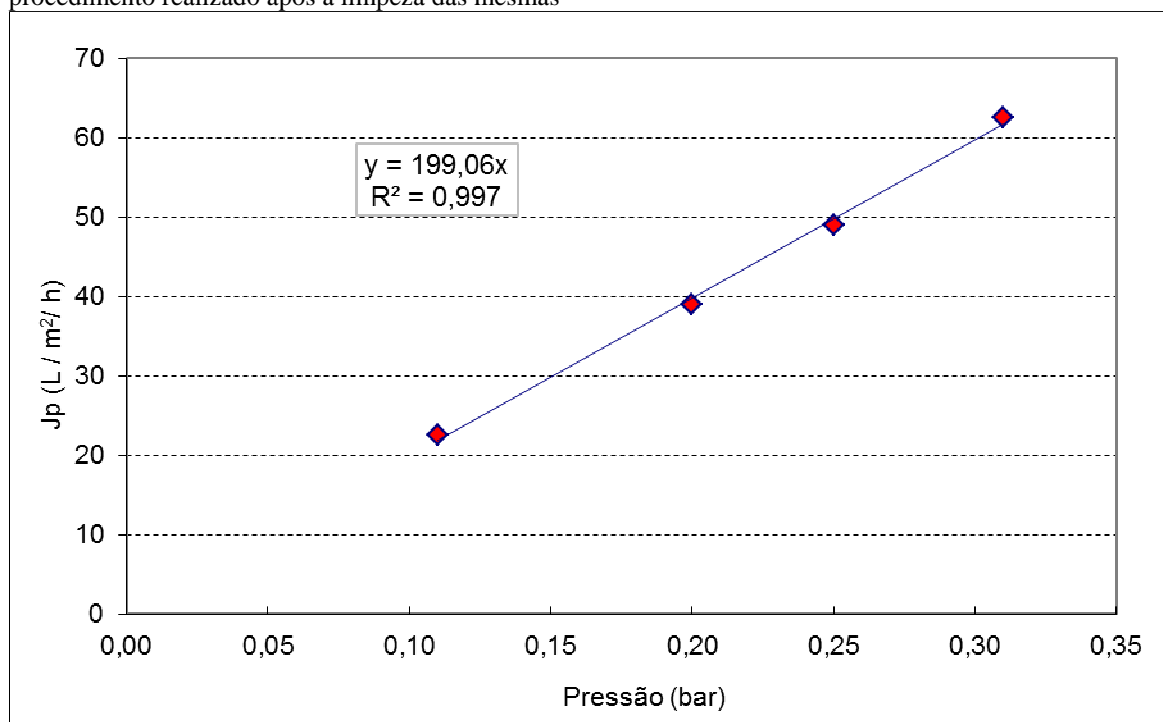
Figura 28 – Aspectos do sistema de MF antes do início do processo de limpeza química - módulo das membranas



Fonte: Autor (2012).

Após a limpeza era realizado um teste de permeabilidade. O objetivo era verificar se o procedimento de limpeza foi efetivo, a fim de que o sistema pudesse voltar a operar normalmente. O teste era feito com a permeação de água microfiltrada através das membranas e da medição da diferença de pressão para vários valores de vazão. Com os resultados era construído um gráfico da Pressão em função do J_p ; o valor da permeabilidade era determinado através da obtenção do coeficiente angular da reta, conforme exemplo apresentado a seguir (Figura 29). Caso o valor da permeabilidade não fosse satisfatório, a limpeza deveria ser refeita. No caso do exemplo, o valor da permeabilidade é $199,06 \text{ L.m}^2.\text{h}^{-1}.\text{bar}^{-1}$.

Figura 29 – Gráfico típico obtido durante a realização da determinação da permeabilidade das membranas, procedimento realizado após a limpeza das mesmas



Fonte: Autor (2012).

3.3 ANÁLISE DE LABORATÓRIO E EQUIPAMENTOS UTILIZADOS

3.3.1 Teor de óleos e graxas

As determinações de TOG usualmente praticadas envolvem medição da absorvância da amostra, com extração prévia do óleo da fase contínua por um solvente. Dois desses equipamentos são o Hach DR/2010, que utiliza Clorofórmio como solvente, e o HORIBA OCMA-350, que utiliza solvente específico do fabricante.

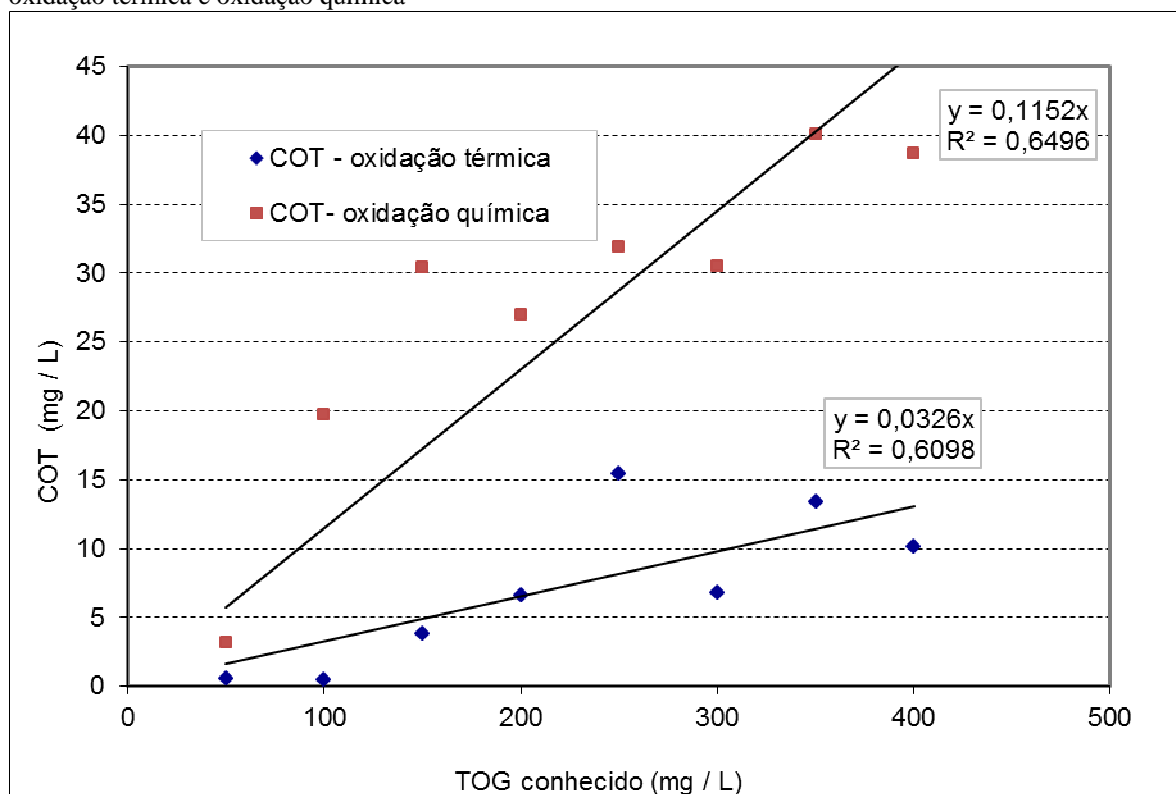
Os métodos de extração, contudo, são extremamente trabalhosos e consumidores de tempo. Por essa razão, foram avaliados métodos simplificados e alternativos que pudessem ser correlacionados com o TOG. Um desses métodos testados foi a determinação do TOG através da análise de Carbono Orgânico Total (COT). Para essa avaliação, foram preparadas amostras de TOG com valor teórico conhecido e analisadas através das três formas descritas a seguir:

- Análise em um HORIBA OCMA-350;
- Análise de COT a base de oxidação térmica;
- Análise de COT a base de oxidação química.

Os resultados obtidos, contudo, não foram satisfatórios. Para ambas as análises de COT os coeficientes de correlação das curvas encontradas por regressão linear foram baixos, para caracterização de uma correlação confiável (Figura 30). No caso do COT à base de oxidação térmica, uma possível causa para a ocorrência dessa baixa correlação é que esse equipamento possui um filtro interno que bloqueia a passagem de óleo disperso na amostra para o seu interior, de modo se mede, apenas, o óleo dissolvido.

Os resultados das análises demonstraram que o Horiba foi mais fiel ao TOG conhecido; nenhum dos COTs teve resultado compatível com o valor teórico. Assim sendo, decidiu-se por não se adotar nenhum dos dois métodos de COT.

Figura 30 – Curvas dos testes **TOG conhecido versus COT**, sendo esse último parâmetro medido através de oxidação térmica e oxidação química



Fonte: Autor (2012).

Outros métodos testados para a determinação do TOG neste trabalho foram:

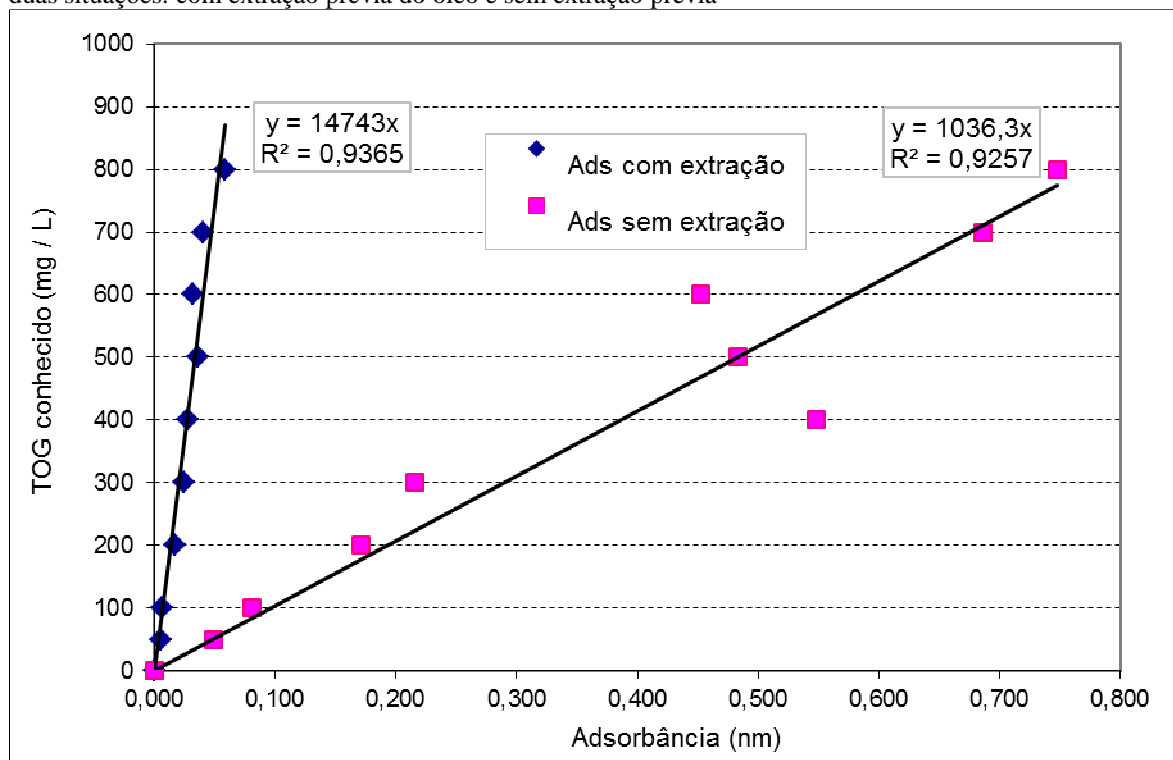
- Medição da adsorbância através do Hach, com extração prévia – consiste na extração do óleo da emulsão utilizando o clorofórmio, como solvente, seguido da medição da absorbância da emulsão óleo em clorofórmio utilizando o espectrofotômetro Hach DR/2010. Em seguida foi construída uma curva da adsorbância versus TOG com valor conhecido.

- Medição da adsorbância através do Hach, sem extração prévia – consiste na medição da absorbância da emulsão óleo em água diretamente, ou seja, sem extração prévia, utilizando o espectrofotômetro Hach DR/2010. Em seguida foi construída uma curva da Adsorbância versus TOG com valor conhecido.
- Medição da turbidez da emulsão óleo em água diretamente, ou seja, sem extração, utilizando um turbidímetro (Hach 2100P). Em seguida foi construída uma curva da **Turbidez versus TOG** com valor conhecido.

As curvas dos resultados dos dois primeiros métodos estão apresentadas na Figura 31, enquanto que a da terceira está apresentada na Figura 32, ambas mostradas adiante.

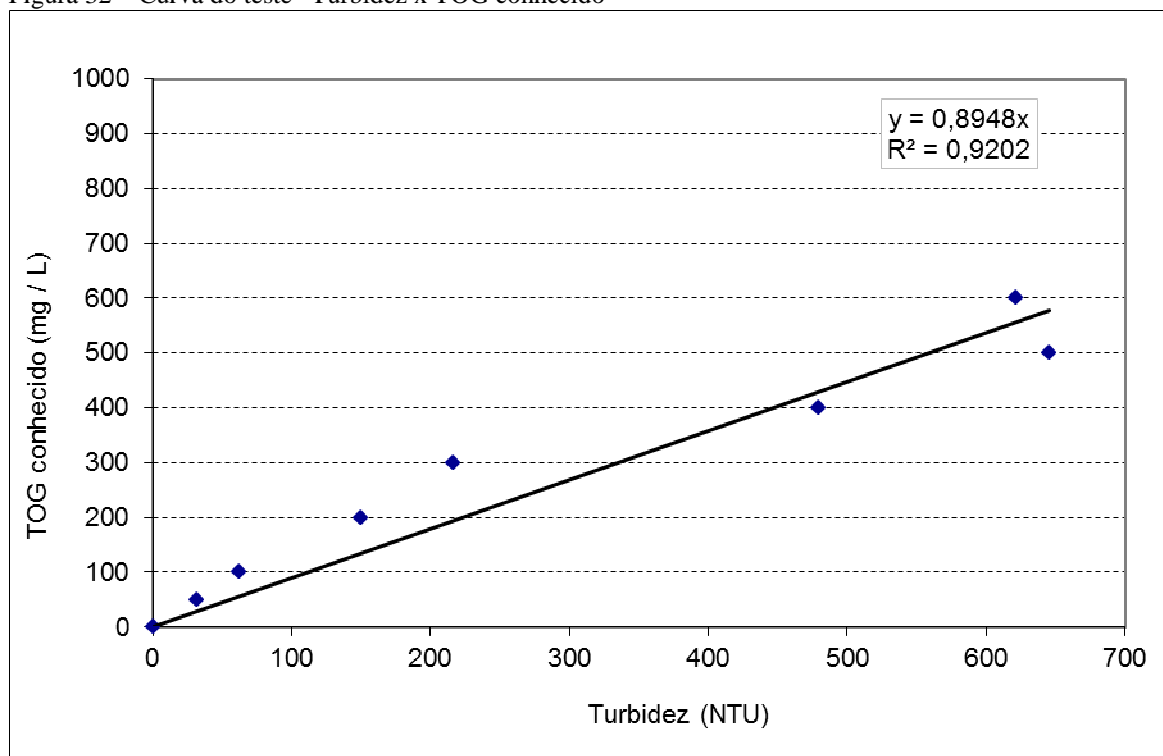
Para os testes, foram preparadas 10 soluções padrões, com TOG em diferentes concentrações, variando de 0 a 800 mg.L⁻¹. Após a mistura do óleo com a água, foi utilizado o equipamento Turrax Polytron PT 3100, em uma velocidade de 24000 rpm, para obter uma mistura homogênea. A homogeneização visa dificultar a perda de óleo por retenção nas paredes dos recipientes e, além disso, visa a obtenção de uma emulsão com um diâmetro de gotas com valor semelhante ao da faixa utilizada nos testes (entre 3 e 8 µm).

Figura 31 – Curvas dos testes **adsorbância versus TOG conhecido**, sendo o primeiro parâmetro medido para duas situações: com extração prévia do óleo e sem extração prévia



Fonte: Autor (2012).

Figura 32 – Curva do teste “Turbidez x TOG conhecido”



Fonte: Autor (2012).

Dessa forma, verificou-se que os dois métodos que não usam extração (absorbância e turbidez) apresentaram uma correlação significativa e satisfatória com o TOG. Para ambos os casos, o coeficiente de correlação encontrados para as curvas obtidas pela regressão linear realizada foi de 0,92.

Dessa forma, as determinações de TOG neste trabalho foram feitas através da sua correlação com as medidas da turbidez. O turbidímetro utilizado foi o Portátil Modelo 2100P da Hach, que mede a turbidez na faixa de valores entre 0,01 e 1000 NTU, no modo de operação automático, com colocação automática do ponto decimal. A fim de possibilitar a utilização do modelo, foi realizada a sua validação estatística, cujos detalhes estão apresentadas no Apêndice A.

Através da turbidez, portanto, foi possível se obter os dados de TOG das amostras coletadas nos diversos pontos da UExp, podendo, assim, calcular a eficiência parcial e total dos processos.

3.3.2 Diâmetro das gotas de óleo

O equipamento utilizado para determinação do diâmetro de gotas foi o Malvern Mastersizer, fabricado pela Malvern Instruments. O Malvern tem capacidade de determinação de diâmetro médio de partículas de 0,02 μm até 2.000 μm .

Esse equipamento determina a distribuição do tamanho das partículas através da técnica de difração a laser. Nessa técnica, o laser atravessa a amostra na qual as gotas de óleo estão espalhadas, enquanto que detectores medem diferentes ângulos de difração, cada ângulo corresponde a um tamanho de partícula.

3.4 DESENVOLVIMENTO DOS EXPERIMENTOS

Antes do início do desenvolvimento dos experimentos foram realizadas a partida e a pré-operação da planta. Essa fase foi feita alimentando-se a unidade apenas com água, sem óleo. A água utilizada foi proveniente da Cedae, citada previamente. Os principais objetivos foram detectar vazamentos e o funcionamento operacional das componentes da planta. Já nessa etapa foi identificada a necessidade de substituir componentes ou seus dispositivos auxiliares e de implantar dispositivos que permitissem uma maior flexibilidade operacional da planta.

A avaliação da unidade de tratamento deste estudo foi feita em três etapas. A primeira e a segunda etapas tiveram o objetivo de avaliar cada um dos dois processos e as suas respectivas unidades constituintes operando separadamente. O objetivo foi coletar subsídios que possibilitassem a avaliação dos dois processos operando de forma integrada. A terceira etapa consistiu na avaliação dos dois processos operando de forma integrada.

Em todas as etapas estudadas foram realizados ensaios de bancada. A identificação desses ensaios foi feita através de um número seguido de letras. As letras usadas visavam associar o tipo de ensaio ao processo estudado, conforme uma das três opções seguintes:

- Ensaios tipo “C”, para os ensaios com o coalescedor operando separadamente.
- Ensaios tipo “M”, para os ensaios com as membranas operando separadamente.
- Ensaios tipo “CM” para os ensaios com os processos operando de forma integrada.

3.4.1 Avaliação operacional do Coalescedor em leito

A eficiência do coalescedor em leito foi avaliada para diversas condições de operação, estabelecidas através da variação de determinados parâmetros. Alguns desses parâmetros são ligados às características da emulsão, enquanto que outros são ligados às características da unidade e do processo, essa última, tanto em termos de projeto quanto de controle operacional.

A Tabela 7 apresenta um resumo dos parâmetros utilizados nos testes com o coalescedor em leito. Entre esses parâmetros estão os que foram previamente fixados, os testados e os utilizados para avaliação dos testes.

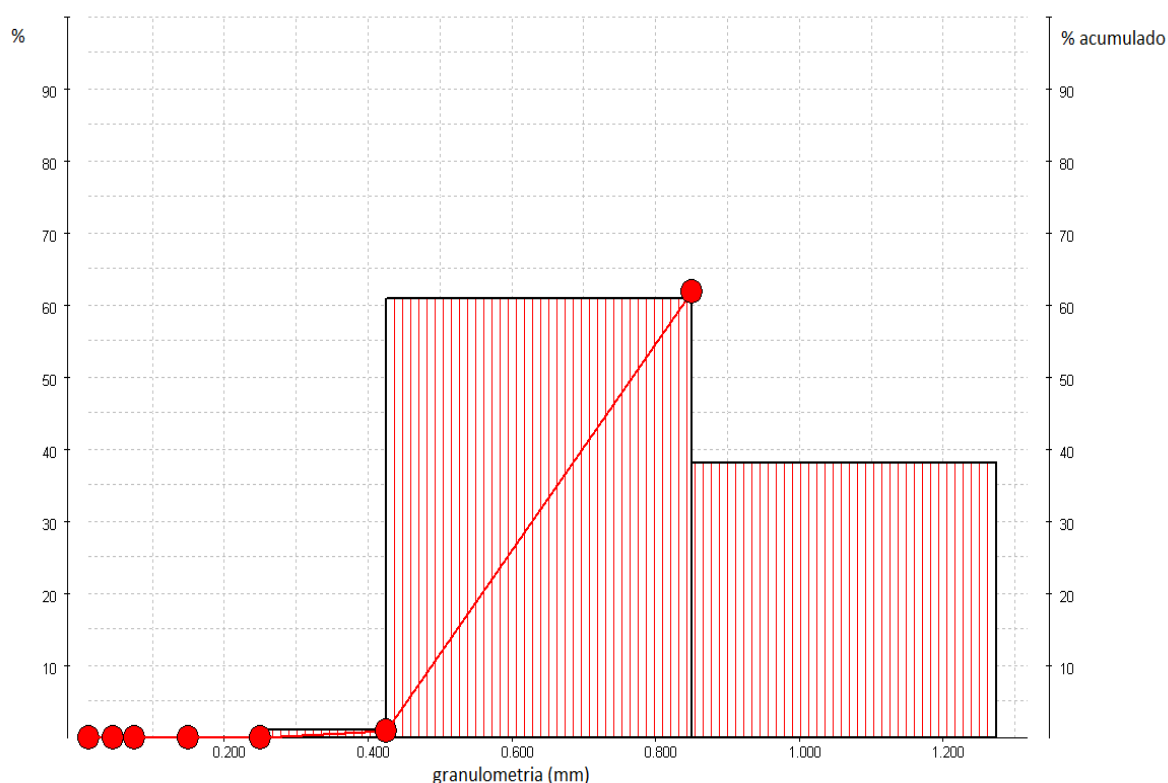
Para os ensaios com o coalescedor, foram fixados os seguintes parâmetros:

- **Material do leito** – foram testados dois tipos de leito, um de grãos de polietileno de baixa densidade (PEAD) e ou outro de resinas catiônicas fornecidas pelo fabricante Rohm and Haas/Dow Química.
- **Diâmetro médio da partícula do leito (\bar{O}_p) e porosidade do leito (ϵ)** – foram realizadas análises de porosidade, granulometria e de capacidade de troca catiônica para as resinas utilizadas. A porosidade encontrada foi de 0,40. A distribuição do diâmetro (Figura 33) dos grãos foi de:
 - 1 % entre 0,25 e 0,42 mm;
 - 61 % entre 0,42 e 0,85 mm;
 - 38 % entre dos 0,85 e 1,28 mm.
- **Diâmetro das gotas de óleo na alimentação do coalescedor (\bar{O}_{gac})** – os diâmetros testados foram na faixa de 3 a 8 μm . A análise foi feita através do equipamento Marlvern Mastersizer, descrito anteriormente. Para obtenção desses valores, a diferença de pressão na UGE, à montante e a jusante da sua válvula agulha que promove o cisalhamento foi fixada na faixa de 12 a 13 kg/cm^2 .
- **Altura do leito (A_L)** – Foi fixada em 5 cm. Foi realizado inicialmente um ensaio com uma altura de 8 cm, mas apenas para efeito comparativo com a de 5 cm. A altura de 5 cm foi escolhida pelo fato de que os resultados obtidos foram representativos para que o coalescedor pudesse ser utilizado como processo de pré-tratamento.

Fixados os parâmetros acima, foram testados dois parâmetros operacionais do coalescedor, o TOGac e v. Esses parâmetros testados e seus valores utilizados foram:

- **Teor de óleo na corrente de alimentação do coalescedor (TOG_{ac})** - Foram testados valores de 200 e 400 mg.L⁻¹. A adoção desses valores foi devida ao seguinte aspecto: uma das possibilidades de aplicação desse sistema integrado é implantá-lo à jusante de um sistema de hidrociclones, que é o processo comumente utilizado em instalações *offshore* para abatimento inicial da carga de óleo proveniente da AP gerada pelo processamento primário. Nas instalações *offshore* da bacia de campos, os valores médios típicos de TOG registrados na saída dos hidrociclones é de 200 mg.L⁻¹.
- **Velocidade do fluido (v)** – foram testados valores de 4,4; 5,8; 8,7 e 17,4 m.h⁻¹. Esses valores resultaram em vazões de alimentação do coalescedor (Q_{ac}) de 30, 40, 60, 80, e 120 L.h⁻¹. A adoção dos valores de velocidade foi baseada em dados de literatura e ajustados a este estudo, de modo a resultar em valores de eficiência adequados para um sistema de pré-tratamento.

Figura 33 – Histograma representativo da granulometria da resina utilizada no leito do coalescedor, obtida através de um conjunto de peneiras acopladas ao equipamento “Retsch AS200”



Fonte: Autor (2012).

Para avaliação dos ensaios, foi necessário a obtenção de determinados parâmetros operacionais ao longo do tempo de operação do processo. Esses parâmetros foram obtidos através das seguintes formas:

- Análises de laboratório de amostras coletadas;
- Coleta de registros dos dados dos equipamentos de medição instalados;
- Cálculo com base nos parâmetros disponíveis.

Dessa forma, para avaliação do ensaio realizado, foram obtidos os seguintes parâmetros:

- **Pressão diferencial através do leito do coalescedor (Δp_c)** – foi medida diretamente através de um transmissor de pressão de marca Yokokawa. O registro dos resultados foi feito através de um sistema de aquisição de dados que registra valores de vazão diferencial a cada segundo.
- **Permeabilidade do leito (K_0)** – a permeabilidade foi calculada através da fórmula de Darcy, e que utiliza como base a vazão veiculada através do leito e a diferença de pressão resultante para a altura do leito fixada. As informações detalhadas sobre o cálculo da permeabilidade estão apresentadas no Apêndice B. A fórmula utilizada foi:

$$K_0 = \left(\frac{(Q/3,6), \mu}{A \cdot [(P1 - P2) \cdot 100] / L - \gamma g} \right), \text{ onde:} \quad (20)$$

- K_0 é a permeabilidade do leito, em mm^2 ;
 - Q é a vazão do fluido através do leito do coalescedor, em $\text{L} \cdot \text{h}^{-1}$ (na equação ocorre a conversão para m^3/s);
 - μ é a viscosidade dinâmica da água, em $\text{N} \cdot \text{s}/\text{m}^2$ ou $\text{Pa} \cdot \text{s}$ ($0,001003 \text{ N} \cdot \text{s}/\text{m}^2$, $20 \text{ }^\circ\text{C}$);
 - A é a área superficial do leito, em m^2 (nesse caso, $A = 0,0069 \text{ m}^2$);
 - $P1$ e $P2$ são as pressões à montante e a jusante do leito, respectivamente, em milibar (na equação ocorre a conversão para Pa);
 - L é a altura do leito, em m;
 - γ é densidade do fluido, em kg/m^3 (nesse caso, $\gamma = 1000$);
 - g é a aceleração devido à gravidade ($9,8 \text{ m}/\text{s}^2$).
- **Diâmetro das gotas de óleo na saída do coalescedor (Φ_{gsc})** – foi obtido através de análises de amostras de água no equipamento Marlvern, descrito anteriormente. Seu objetivo foi verificar a influência do leito coalescedor sobre o tamanho das gotas de óleo, de modo a possibilitar o estudo da sua influência sobre o processo de membranas de microfiltração (MF) a jusante.

- **Teor de óleo na corrente de saída do coalescedor (TOG_{sc})** – Obtido através de análise de laboratório de amostra de água coletada na saída do processo.
- **Eficiência do coalescedor em termos de remoção de óleo (E_c)** – valor calculado com base no TOG na entrada e saída do coalescedor. É determinada através da expressão:

$$E_c = \frac{TOG_{ac} - TOG_{sc}}{TOG_{ac}} \times 100, \text{ onde,} \quad (21)$$

- TOG_{ac} e TOG_{sc} são os teores de óleo nas correntes de alimentação e saída do coalescedor, respectivamente.

Conforme citado previamente, a emulsão gerada pela UGE é alimentada na UExp através do tanque TQ-1. Por essa razão, esperava-se que pudesse haver alguma alteração do TOG no interior do TQ-1, com relação ao TOG gerado na UGE. Essa alteração poderia ser causada tanto por perda de óleo nas paredes do tanque, com sua posterior liberação, ou por flotação parcial do óleo. Isto realmente aconteceu, em alguns dos ensaios.

Um aspecto positivo da utilização do TQ-1 foi que, em alguns ensaios, ele operou como uma bacia de equalização, absorvendo variações do TOG gerado pela UGE.

Dessa forma, para determinação do TOG_{ac} foram coletadas amostras em dois pontos: na saída da UGE e na linha de sucção de B-1, a bomba que alimentava o coalescedor. O TOG_{sc} utilizados nos testes foi esse último.

Além dos parâmetros obtidos citados anteriormente, eram verificados outros parâmetros, procedimento adotado não apenas para a UExp, mas também para a UGE. O objetivo era verificar se o valor do determinado parâmetro se encontrava de acordo com o que havia sido fixado, fato que, as vezes, ocorria. Caso não estivesse, o parâmetro era, então, ajustado.

Os parâmetros verificados foram:

- Na UExp:
 - Vazão.
- Na UGE:
 - Vazão da bomba de água;
 - Vazão da bomba de óleo;
 - Nível de óleo do tanque de armazenamento de óleo;
 - Pressões à montante e a jusante da válvula agulha.

Outro aspecto importante são as condições operacionais utilizadas nos ensaios. Algumas considerações ligadas e essas condições, no caso do coalescedor foram:

- O coalescedor foi operado com vazão constante e diferença de pressão crescente;
- Foram realizados alguns testes de longa duração, com o objetivo de avaliar o comportamento da unidade e a necessidade de limpeza do leito. Para tanto, o teste foi realizado com paradas da unidade ao final do dia, para retomada da operação no início do dia seguinte. Para minimizar as possíveis alterações na permeabilidade do leito, em função das forças hidrodinâmicas decorrentes do processo de interrupção e retomada, a unidade foi isolada hidráulicamente do restante do sistema, através do fechamento de suas válvulas de entrada e as de saída (do efluente tratado e do óleo retido);
- Foi avaliada a operação com retrolavagem do coalescedor, com objetivo de avaliação a recuperação da permeabilidade do leito. O procedimento testado foi o de execução de retrolavagem com uma periodicidade de uma hora e meia e durante um tempo de um minuto.

Os parâmetros citados acima foram utilizados para avaliação da operação do coalescedor. Os aspectos considerados foram:

- Verificação do comportamento da permeabilidade;
- Verificação do comportamento do TOGsc e da Ec;
- Influência da velocidade do fluido e do TOG na alimentação;
- Influência da retrolavagem no processo;
- Influência da operação com saturação prévia do leito com óleo;
- Influência da altura do leito;
- Influência da força de iteração do leito.

Esses aspectos estão detalhados no capítulo **Resultados e discussões**.

Tabela 7 – Parâmetros utilizados nos testes com o coalescedor em leito os seus valores correspondentes

PARÂMETROS UTILIZADOS NOS TESTES	TIPO / VALOR E UNIDADE
Parâmetros fixados	
• Tipo do material do leito	Resina de troca catiônica
• Diâmetro médio da partícula do leito (\varnothing_p)	De 0,25 a 1,28 mm
• Prosidade do leito (ϵ)	0,40
• Diâmetro das gotas de óleo na alimentação do coalescedor (\varnothing_{gac})	3 a 8 μm
• Altura do leito (AL)	5 cm
Parâmetros testados	
• TOG na corrente de alimentação do coalescedor (TOG _{ac})	200 e 400 mg.L^{-1}
• Velocidade do fluido (v)	4,4; 5,8; 8,7 e 17,4 m.h^{-1}
Parâmetros utilizados para avaliação dos testes	
• Pressão diferencial através do leito do coalescedor (Δp_c)	-
• Permeabilidade do leito (K_0)	-
• Diâmetro das gotas de óleo na saída do coalescedor (\varnothing_{gsc})	-
• TOG na corrente de saída do coalescedor (TOG _{sc})	-
• Eficiência do coalescedor em termos de remoção de óleo (E_c)	-

Fonte: Autor (2012).

Essa avaliação está apresentada no capítulo seguinte, **Resultados e Discussões**.

3.4.2 Avaliação operacional das membranas

A eficiência das membranas foi avaliada por processo idêntico ao usado para o Coalescedor. Também para as membranas, alguns parâmetros são ligados às características da emulsão, enquanto que outros são ligados as características da unidade.

A Tabela 8 apresenta um resumo dos parâmetros utilizados nos testes com as membranas de MF. Entre esses parâmetros estão os que foram previamente fixados, os testados e os utilizados para avaliação dos testes.

Para os ensaios com as membranas, foram fixados os seguintes parâmetros:

- **Diâmetro das gotas de óleo na alimentação das membranas (\varnothing_{gam})** – também, nesse caso, os diâmetros testados foram na faixa de 3 a 8 μm .

Foram testados os seguintes parâmetros operacionais: TOG_{am}, Δp_m e Rec. Esses parâmetros testados e seus valores utilizados foram:

- **Teor de óleo na corrente de alimentação das membranas (TOG_{am})** - Foram testados valores de 100, 200 e 400 mg.L⁻¹.
- **Diferença de pressão através da membrana (Δp_m)** – Foram testados valores de -0,12; -0,20 e -0,25 bar.
- **Taxa de recuperação de água (Rec)** - É calculado através da fórmula: $Rec = Q_p / Q_{am}$ onde Q_{am} e Q_p são as vazões das correntes de alimentação das membranas e do permeado, ou vazão de saída das membranas. Foram testados Rec com valores de 0,75; 0,90 e variável. A fixação do Rec era realizada através da medição de Q_p e a observação, seguida de correção, do valor de Q_{am}, de modo a resultar no valor do Rec desejado.

Para avaliação do ensaio realizado com as membranas, foram obtidos os seguintes parâmetros:

- **Vazão de permeado (Q_p)** - foi medida diretamente através de um rotâmetro.
- **Fluxo de permeado (J_p)** – calculado através da equação (15), citada previamente.
- **Declínio de fluxo no tempo “t” (DF_t)** – Este parâmetro é importante indicador da ocorrência de incrustações na membrana. É calculado através da equação (19) citada

$$DF_t (\%) = \frac{J_{p,i} - J_{p,t}}{J_{p,i}} \times 100$$

previamente, ou seja: , onde J_{p,i} e J_{p,t} são os fluxos de permeado inicial e no tempo “t”, respectivamente, ambos em L.m⁻².h⁻¹.

- **Teor de óleo na corrente de permeado ou na saída das membranas (TOG_p)** – Obtido através de análise de laboratório de amostra de água coletada na saída do processo.
- **Teor de óleo na corrente de concentrado ou no interior do tanque de membranas (TOG_c)** – Este parâmetro é importante pelo fato de estar diretamente relacionado com a intensidade do *fouling*. A determinação deste parâmetro foi feita através de balanço de massa, conforme apresentado no Apêndice C.
- **Eficiência das membranas em termos de remoção de óleo (E_m)** – valor calculado com base nos TOG_{am} e TOG_p. É determinada através da expressão:

$$E_m = \frac{TOG_{am} - TOG_p}{TOG_p} \times 100, \text{ onde: } \quad (22)$$

- TOG_{am} e TOG_p são os teores de óleo nas correntes de alimentação e de permeado (saída) das membranas, respectivamente.

Além dos parâmetros obtidos citados anteriormente, eram verificados e, se necessário, ajustados, os seguintes parâmetros:

- Na UExp
 - Pressão através das membranas (Δp_m);
 - Vazão de alimentação das membranas (Q_{am}).
- Na UGE – todos os citados anteriormente para o caso do coalescedor.

Algumas principais considerações sobre as condições operacionais, no caso das membranas, são:

- As membranas foram operadas com Δp_m constante e com Q_p decrescente;
- As membranas foram operadas com borbulhamento de ar, visando promover limpeza física das mesmas;
- A relação tempo de operação / tempo de retrolavagem foi fixado em 15 minutos e 15 segundos, respectivamente.

Os parâmetros citados acima foram utilizados para avaliação da operação das membranas. Os aspectos considerados foram:

- Verificação da efetividade do processo de limpeza física utilizado;
- Verificação do comportamento do fluxo de permeado;
- Influência do TOG na alimentação e da taxa de recuperação de água;
- Verificação da qualidade do efluente no permeado.

Esses aspectos estão detalhados no capítulo **Resultados e discussões**, apresentado a seguir.

Tabela 8 – Parâmetros utilizados nos testes com a membrana de MF e os seus valores correspondentes

PARÂMETROS UTILIZADOS NOS TESTES	TIPO / VALOR E UNIDADE
Parâmetros fixados	
• Diâmetro das gotas de óleo na alimentação das membranas (\varnothing_{gam})	3 a 8 μm
Parâmetros testados	
• TOG na corrente de alimentação das membranas (TOG _{am})	100, 200 e 400 mg.L^{-1}
• Diferença de pressão através da membrana (Δp_m)	-0,12, -0,20 e -0,25 bar
• Taxa de recuperação de água (Rec)	0,75; 0,90 e variável
Parâmetros utilizados para avaliação dos testes	
• Vazão de permeado (Q_p)	-
• Fluxo de permeado (J_p)	-
• Declínio de fluxo no tempo “t” (DFt)	-
• Teor de óleo na corrente de permeado ou na saída das membranas (TOG _p)	-
• Teor de óleo na corrente de concentrado (TOG _c)	-
• Eficiência das membranas em termos de remoção de óleo (E_m)	-

Fonte: Autor (2012).

Essa avaliação também está apresentada no capítulo seguinte

3.4.3 Avaliação operacional do sistema integrado

Com base nos resultados da avaliação operacional dos dois processos separadamente foram estabelecidos os parâmetros e critérios para a avaliação do sistema integrado, com o coalescedor e as membranas operando em conjunto.

A Tabela 9 apresenta um resumo dos parâmetros utilizados nos testes com o sistema integrado, contendo, os fixados, os testados e os utilizados para avaliação dos testes.

Para os ensaios do sistema integrado, foram fixados os seguintes parâmetros:

- **Material do leito do coalescedor** – resina catiônica, conforme descrito previamente.
- **Diâmetro médio da partícula do leito do coalescedor (\varnothing_p) e porosidade do leito (ϵ)** – Foram usados os mesmos valores dos ensaios com o coalescedor operando separadamente, para ambos os parâmetros.

- **Diâmetro das gotas de óleo na alimentação do coalescedor (\varnothing_{gac})** – Foi usada a mesma faixa de valores dos ensaios com o coalescedor operando separadamente, ou seja, de 3 a 8 μm .
- **Altura do leito do coalescedor (L)** – Idem, foi usado o mesmo valor dos testes com o coalescedor operando separadamente, ou seja, 5 cm.

Fixados os parâmetros acima, foram testados dois parâmetros operacionais do coalescedor e dois das membranas. Esses parâmetros e seus valores utilizados estão descritos a seguir:

- **TOG_{ac}** - Foram testados valores de 200 e 400 mg.L^{-1} .
- **v** – foram testados valores de 4,4 e 8,7 m.h^{-1} . Esses valores corresponderam em Qac de 30 e 60 L.h^{-1} .
- **Δpm** – Foram testados valores de -0,20 e -0,30 bar.
- **Rec** - Foram testados valores de 0,75 e 0,90. Como nos ensaios do coalescedor, a fixação do Rec era realizada através da medição de Qp e a observação, seguida de correção, do valor de Qam, de modo a resultar no valor do Rec desejado.

Dessa forma, para avaliação do ensaio realizado, foram obtidos os seguintes parâmetros:

- **Queda de pressão no leito do coalescedor (Δpc)**;
- **Permeabilidade do leito (K_0)**;
- **Diâmetro das gotas de óleo na saída do coalescedor (\varnothing_{gsc})**;
- **Teor de óleo na corrente de saída do coalescedor (TOG_{sc})**;
- **Eficiência de separação do coalescedor (Ec)**;
- **Vazão de permeado (Qp)**;
- **Fluxo de permeado (J_p)**;
- **Declínio de fluxo no tempo “t” (DF_t)**;
- **Teor de óleo na corrente de saída das membranas (TOG_p)**;
- **Eficiência de separação das membranas (Em)**;
- **Eficiência de separação total (Et)** - valor calculado com base nos TOG_{ac} e TOG_p. É determinada através da expressão:

$$E_t = \frac{TOG_{ac} - TOG_p}{TOG_{ac}} \times 100 \quad (23)$$

Os parâmetros citados acima foram utilizados para avaliação da operação do sistema integrado. Essa avaliação foi realizada de duas formas, pela qualidade do efluente final (permeado) ou pelo fluxo de permeado. No caso do fluxo de permeado, observou-se o declínio inicial e seu valor após atingir a estabilização, ou seja, próximo do estado estacionário. Também neste caso, adotou-se o fluxo de permeado normalizado, obtido pela relação $J_p/J_{p\text{-inicial}}$, sendo $J_{p\text{-inicial}}$ o fluxo de permeado no início do experimento.

Os aspectos considerados foram:

- Verificação da qualidade do permeado;
- Verificação da estabilidade do processo.

Esses aspectos estão detalhados no capítulo **Resultados e discussões**.

Tabela 9 – Parâmetros utilizados nos testes com o sistema integrado e seus valores correspondentes

PARÊMETROS UTILIZADOS NOS TESTES	TIPO / VALOR E UNIDADE
Parâmetros fixados	
• Tipo do material do leito	Resina de troca catiônica
• \varnothing_p	De 0,25 a 1,28 mm
• ε	0,40
• \varnothing_{gac}	3 a 8 μm
• A_L	5 cm
Parâmetros testados	
• TOGac	200 e 400 mg.L^{-1}
• v	4,4 e 8,7 m.h^{-1}
• Δp_m	-0,20 e -0,30 bar
• Rec	0,75 e 0,90
Parâmetros utilizados para avaliação dos testes	
• Δp_c	-
• K_0	-
• \varnothing_{gsc}	-
• TOGsc	-
• E_c	-
• Q_p	-
• J_p	-
• DF_t	-
• TOGp	-
• TOGc	-
• E_m	-

Fonte: Autor (2012).

Para realização dos ensaios visando avaliar a influência desses quatro parâmetros testados (TOGac, v , Δpm e Rec) na eficiência do processo, foi criado um plano de desenvolvimento dos ensaios, com as diferentes combinações desses parâmetros. Esse plano de trabalho está apresentado na Tabela 10.

Tabela 10 – Valores e combinações dos parâmetros utilizados para avaliação do sistema integrado

Ensaio	TOGac (mg.L⁻¹)	v (m.h⁻¹)	Δpm (bar)	Rec (adimensional)
7CM	200	8,7	-0,20	0,75
9CM	400	8,7	-0,20	0,75
10CM	400	8,7	-0,20	0,90
11CM	200	4,4	-0,20	0,75
12CM	200	4,4	-0,20	0,90
14CM	200	8,7	-0,20	0,90
15CM	400	4,4	-0,20	0,90
16CM	200	8,7	-0,30	0,75
17CM	400	8,7	-0,30	0,75
18CM	200	8,7	-0,30	0,90
19CM	400	4,4	-0,30	0,75
20CM	200	4,4	-0,30	0,75
21CM	400	8,7	-0,30	0,90
22CM	200	4,4	-0,30	0,90
23CM	400	4,4	-0,30	0,90
24CM	400	4,4	-0,20	0,75

Fonte: Autor (2012).

4 RESULTADOS E DISCUSSÃO

A avaliação da unidade de tratamento deste estudo foi feita em três etapas. A primeira e a segunda etapas tiveram o objetivo de avaliar cada um dos dois processos e as respectivas unidades constituintes operando separadamente. A terceira etapa avaliou os dois processos operando de forma integrada.

Por essa razão, este capítulo está dividido em três partes. Nas duas primeiras são estudados cada um dos dois processos operando separadamente. Na primeira é estudado o coalescedor em leito e, na segunda, as membranas. Na terceira parte são estudados os dois processos operando de forma integrada.

Um aspecto importante em relação ao TOG na corrente de alimentação é que os valores desse parâmetro oscilaram ao longo dos ensaios, apesar de que isso ocorreu apenas de forma muito branda. Essas oscilações podem ser atribuídas ao fato de que parte do óleo presente na dispersão sintética produzida fixava-se às paredes internas das tubulações da UGE, retornando, aleatoriamente, ao seio da dispersão. Desse modo, os valores apresentados no texto e nos gráficos são valores nominais calculados que correspondem ao valor da média, considerando-se o desvio padrão observado.

4.1 COALESCEDOR EM LEITO

No estudo do coalescedor operando separadamente foram utilizados os resultados dos ensaios tipo “C” (coalescedor operando separadamente) e tipo “CM” (os dois processos operando de forma integrada). Esses últimos tipos foram utilizados em razão de que, como o coalescedor era a primeira unidade de tratamento pela qual a água produzida passava, sua eficiência operacional independia do fato do processo estar operando separadamente ou de forma integrada.

Um aspecto importante a ser ressaltado é que, inicialmente, foram testados dois tipos de material para o leito granular, na fase inicial do trabalho: Polietileno de Alta Densidade (PEAD) e resinas de trocas catiônicas. Desses, o de PEAD apresentou eficiências relativamente baixas, com valores variando entre 20 e 25%, mesmo para velocidades superficiais relativamente baixas (da ordem de 4,4 e 5,8 m.h⁻¹) e para leitões com alturas de 15 cm. Por outro lado, as resinas catiônicas apresentaram resultado relativamente aceitáveis ou satisfatórios o bastante para permitir a sua utilização como sistema de pré-tratamento.

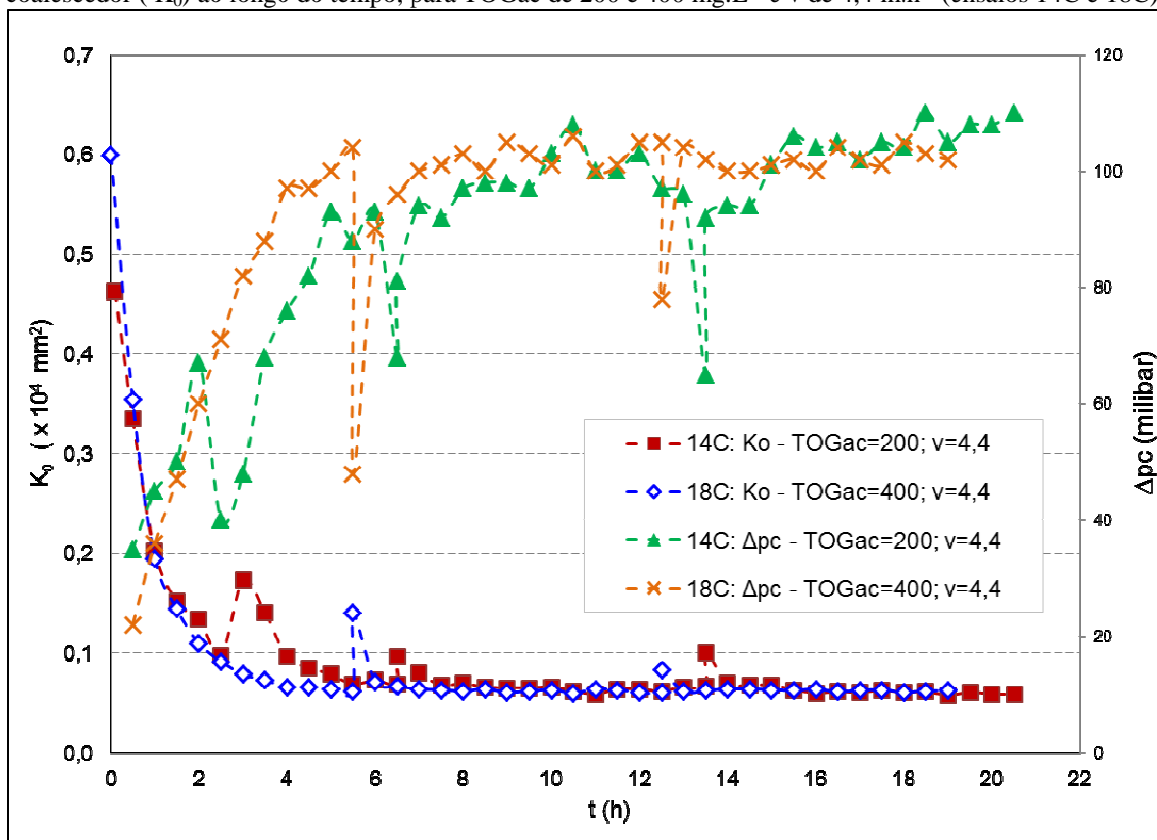
Assim, os estudos foram aprofundados apenas para o leito de resinas de trocas catiônicas. Os resultados dos ensaios como o leito de grãos de PEAD não estão apresentados neste trabalho.

4.1.1 Verificação do comportamento da permeabilidade

Uma das etapas iniciais do estudo consistiu em se verificar o comportamento do processo, especificamente, no interior do leito do coalescedor. Para tanto, foram avaliados dois parâmetros, em testes de longa duração: a pressão diferencial através do leito do coalescedor (Δp_c) e a permeabilidade do coalescedor (K_0). Os resultados de permeabilidade neste item foram expressos sob a forma pela qual esse parâmetro é calculado pela equação de Darcy (K_0). Em outros itens, contudo, os resultados de permeabilidade foram expressos também sob a sua forma normalizada, ou seja, por $K_0 / K_{0\text{-inicial}}$, sendo $K_{0\text{-inicial}}$ a permeabilidade no tempo inicial de partida da planta.

As Figuras 34 e 35 apresentam a evolução do Δp_c e do K_0 ao longo do tempo, para velocidade do fluido (v) de $4,4 \text{ m.h}^{-1}$ e dois valores diferentes de TOGac , 200 e 400 mg.L^{-1} . A Figura 34 apresenta os resultados com inclusão de pontos correspondentes a algumas alterações pontuais ocorridas em ambos os parâmetros durante os ensaios, enquanto que a Figura 35 apresenta os resultados sem a inclusão desses pontos. Essas alterações pontuais são explicadas mais adiante.

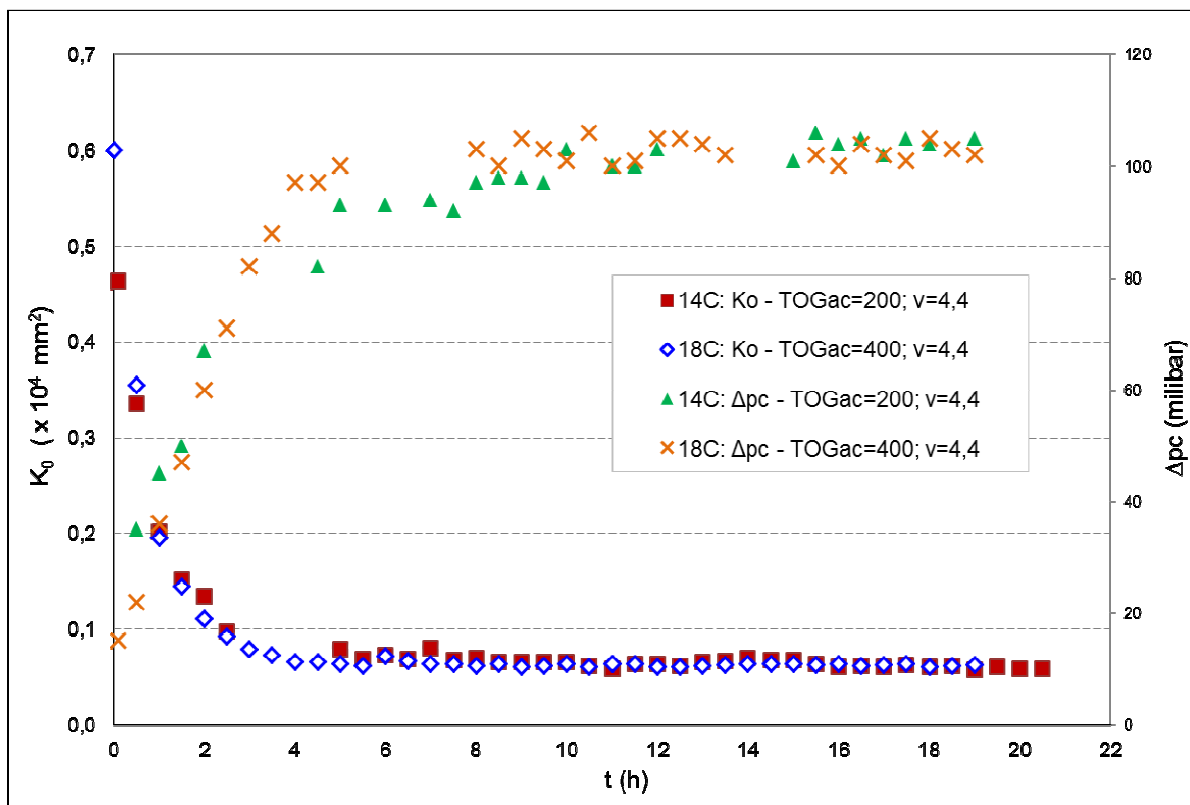
Figura 34 – Evolução da elevação da pressão diferencial (Δpc) e da queda de permeabilidade do leito do coalescedor (K_0) ao longo do tempo, para TOGac de 200 e 400 mg.L^{-1} e v de $4,4 \text{ m.h}^{-1}$ (ensaios 14C e 18C).



Com inclusão dos pontos correspondentes a alterações pontuais ocorridas em ambos os parâmetros.

Fonte: Autor (2014).

Figura 35 – Evolução da elevação da pressão diferencial (Δpc) e da queda de permeabilidade do leito do coalescedor (K_0) ao longo do tempo, para TOGac de 200 e 400 mg.L^{-1} e v de $4,4 \text{ m.h}^{-1}$



Sem inclusão dos pontos correspondentes a alterações pontuais ocorridas em ambos os parâmetros.

Fonte: Autor (2014).

Conforme pode ser observado em ambas as figuras, a permeabilidade do coalescedor apresenta um comportamento de queda ao longo do tempo, enquanto que o Δpc apresenta um comportamento de elevação. Um aspecto relevante observado nessa figura é a ocorrência de algumas alterações pontuais nos resultados de ambos os parâmetros.

Conforme citado anteriormente, os ensaios foram realizados com interrupções programadas da unidade ao final do dia de operação e retomada da operação no início do dia seguinte. Algumas das citadas alterações pontuais são decorrentes desse procedimento operacional, uma vez que a sua adoção provoca alterações na permeabilidade, em função das forças hidrodinâmicas resultantes que ocorrem no interior do leito.

Essas alterações podem ser vistas na Figura 34, nos pontos correspondentes aos valores de tempo de 6,5 e 13,5 horas, para o ensaio 14C (TOGac= 200 mg.L^{-1} e $v=4,4 \text{ m.h}^{-1}$), e valores de tempo de 5,5 e 12,5 horas para o ensaio 18C (TOGac=400 mg.L^{-1} e $v=4,4 \text{ m.h}^{-1}$). Em todos os casos, ocorreu queda de pressão, resultando em uma sensível elevação da permeabilidade.

Outra alteração ocorrida pode ser vista no ensaio 14C, no ponto correspondente ao tempo 3,0 horas. Nesse caso, a causa foi a ocorrência de um problema operacional que resultou em uma queda pontual da vazão de alimentação do coalescedor. Com a queda de vazão, a pressão também caiu, resultando também na elevação da permeabilidade nesse ponto.

Apesar da ocorrência dessas alterações, na intensidade em que elas ocorreram, não houve prejuízo operacional do processo; verificou-se que, poucos minutos depois de ocorridas essas alterações, o processo já havia sido normalizado, tendo os valores de K_0 e Δp_c sido recuperados e retornados a situação em que se encontravam antes da ocorrência das mesmas.

Uma das citadas forças hidrodinâmicas que ocorrem no interior do leito e que provocaram essas alterações é a que está relacionada com o refluxo do líquido gerado pela componente do peso da coluna de água ($\gamma.g$) na permeabilidade, calculada pela lei de Darcy. Esse refluxo ocorre, apesar de ter sido atenuado em função do cuidado tomado ao se fechar imediatamente o registro localizado na tubulação de alimentação do coalescedor, quando da interrupção do ensaio.

Outra força hidrodinâmica é a que está relacionada com variações bruscas de vazão, que provocam alteração do valor da permeabilidade, também de forma brusca. Tal fato ocorre porque, com a variação da vazão, ocorre um desprendimento de óleo no leito, resultando em um aumento da **porosidade aparente** e, conseqüentemente, maior permeabilidade.

Uma terceira força é a causada pela elevação da força de atrito do líquido com o óleo. O óleo que vai gradualmente se acumulando e ficando retido no interior do leito é removido desse leito pela força de atrito gerada pelo seu contato com o líquido que flui através do leito. Ao se paralisar e reiniciar o ensaio, é criada uma força de atrito estática, que é maior que a cinética existente quando o líquido já está em movimento. Com o aumento da força de atrito, ocorre a elevação da remoção de óleo do leito, o que aumenta a “porosidade aparente” e, conseqüentemente, reduz a diferença de pressão, elevando a permeabilidade.

Destaca-se que a identificação dessas alterações, juntamente com o entendimento do comportamento do fluido no interior do coalescedor, é extremamente importante para se prever os possíveis problemas operacionais de uma planta em escala industrial, juntamente com a adoção das correspondentes medidas preventivas e corretivas.

Em escala industrial, por exemplo, a interrupção da corrente de alimentação e o conseqüente refluxo no interior do leito, pode ser causado por uma falta de energia do sistema de bombeamento para alimentação da unidade. Outro exemplo possível é a de um sistema operando por bateladas, onde as interrupções entre uma carga hidráulica e a seguinte pode provocar mudanças significativas das condições hidráulicas do interior do leito do

coalescedor. Uma variante desse exemplo pode ser o caso de um sistema operando com vazões flutuantes, onde as mesmas perturbações hidráulicas citadas podem ocorrer.

A Figura 35 apresenta as mesmas curvas de K_0 e Δpc apresentadas na Figura 34, excluindo-se os pontos localizados nas proximidades das alterações pontuais ocorridas e comentadas anteriormente. O objetivo é a visualização e o entendimento com mais clareza do comportamento de cada uma dessas curvas, caso o processo opere sem interrupções, e, assim, possibilitar com que a sua análise possa ser feita de forma mais adequada.

Conforme pode ser observado nessa Figura 35, a citada queda da permeabilidade se verifica através de dois estágios bastante distintos. No primeiro, essa queda se verifica de forma bastante acentuada, processo que dura desde o início da operação a até poucas horas após. O segundo estágio se caracteriza por uma queda muito branda da permeabilidade, cujos valores são mantidos praticamente constantes, ao longo do tempo. Essa situação perdurou até o final dos ensaios, que duraram dezenove horas, para o ensaio 18C, e de vinte horas e meia de operação, para o ensaio 14C.

Com relação à pressão diferencial (curvas $\Delta pc \times t$) verifica-se que ocorre um comportamento similar ao da permeabilidade, formando também um patamar horizontal no segundo estágio, só que, nesse caso, de forma crescente, em vez de decrescente. No seu primeiro estágio, portanto, ocorre uma elevação da pressão, resultando em uma curva de forma crescente. Esse resultado é esperado, já que a permeabilidade é obtida em função da pressão diferencial e de vários outros parâmetros, todos eles mantidos constantes ao longo da realização dos ensaios.

Destaca-se que formação desse citado patamar horizontal nas curvas de K_0 (e também de Δpc) fica evidente no teste 18C. No teste 14C, contudo, observa-se uma leve variação no segundo estágio, tanto do Δpc (que se eleva um pouco) quanto da permeabilidade que, como consequência, cai um pouco. De qualquer forma, essa variação pode ser considerada pouco relevante.

De fato, a queda da permeabilidade em dois estágios distintos é um comportamento típico do processo de coalescência em leito granular. Conforme discutido anteriormente, a captura de uma gota suspensa em uma fase fluida contínua é possível devido à colisão dessa gota conforme uma ou mais das três possibilidades seguintes: com outra gota suspensa na dispersão, com a obstrução formada pela estrutura do leito (nesse caso, o grão), com outras gotas que foram capturadas pelo leito e estão ligadas à sua estrutura (SAREEN *et al.*, 1966). Sareen *et al.* (1966) destacaram ainda que, das três possibilidades citadas, a terceira é a que mais influencia no processo de captura das gotas de óleo; a taxa de captura das gotas é

elevada consideravelmente, pela presença de gotas mantidas dentro dos interstícios do leito e fixadas à sua estrutura. Os autores citados destacam ainda que a probabilidade de ocorrência da captura por colisão das gotas da fase suspensa entre si mesmas é muito baixa.

Neste estudo, como o leito era lavado (limpeza química) após o fim de cada teste, no primeiro estágio os seus grãos ainda estavam limpos e com poucas gotas de óleo a eles fixadas. Nesse caso, pode-se afirmar que, no período inicial do ensaio, a captura das gotas pode ter ocorrido por duas formas: devido à colisão das mesmas com outras gotas suspensas na dispersão ou com a obstrução da estrutura do leito, formada, nesse caso, pelos grãos. Apesar dessa última ser a forma esperada como predominante entre essas duas, conforme descrito mais acima, isso não pôde ser comprovado nesses ensaios, apenas com a avaliação da K_0 ou do Δpc .

Por outro lado, no segundo estágio, pode-se afirmar que a captura das gotas pode ter ocorrido por duas formas: também devido à colisão das mesmas com outras gotas suspensas na dispersão ou devido à colisão das mesmas com outras gotas que foram capturadas pelo leito e estão, assim, ligadas à sua estrutura. Da mesma forma, apesar dessa última ser a forma esperada como predominante entre essas duas, conforme descrito mais acima, isso tampouco pode ser comprovado apenas com a avaliação da K_0 ou do Δpc .

Sendo assim, no estágio inicial, a permeabilidade é elevada, pois o leito ainda está limpo e com sua porosidade mais baixa. À medida que as gotas de óleo começam a se fixar nos grãos, a porosidade aparente do leito é reduzida e, conseqüentemente, a permeabilidade cai. Deve-se destacar aqui o fato de que a permeabilidade no início dos ensaios é menor que a permeabilidade medida após o procedimento de lavagem, uma vez que os fluidos são diferentes; nesse último caso é usado água potável.

Assim, apesar do leito do coalescedor reter algumas gotas da emulsão na fase inicial de operação do processo, ele é um pouco diferente do leito de um filtro rápido de uma ETA. Isso se deve ao fato de que, após essa fase inicial, o leito do coalescedor opera em estado estacionário, no qual a concentração de óleo na saída do leito passa a ser a mesma da sua entrada (LI; GU, 2005).

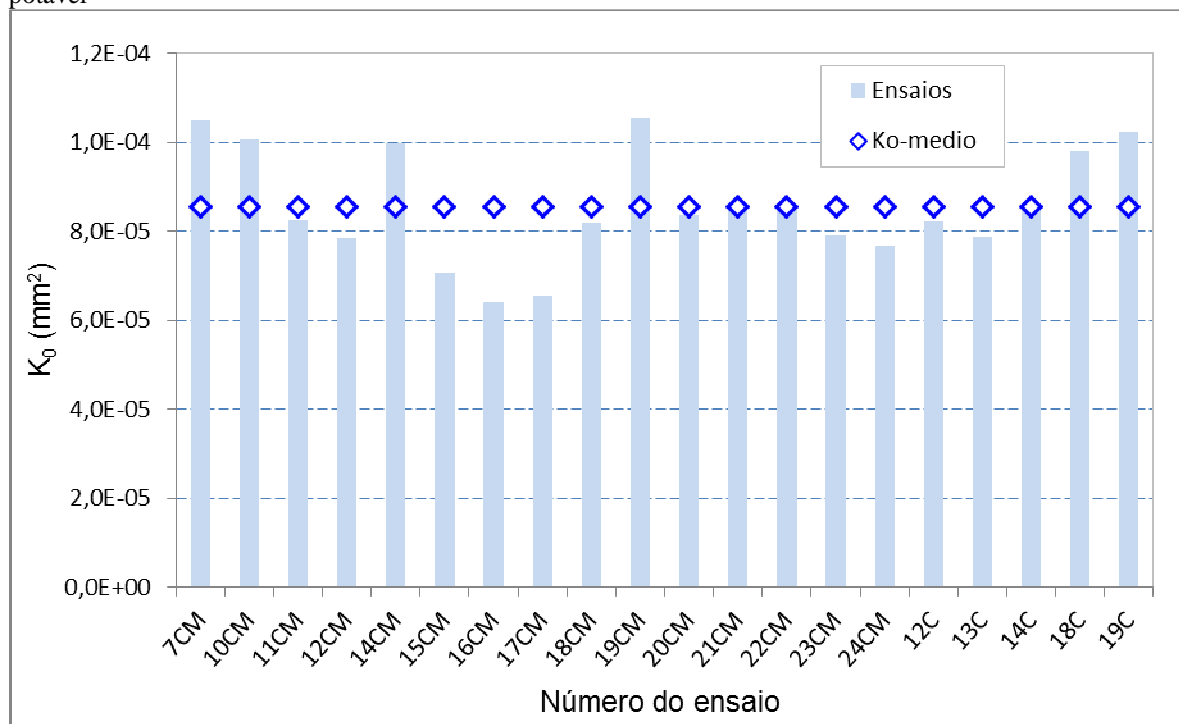
Destaca-se que os coalescedores em leito podem operar tanto em estado dinâmico quanto em estado estacionário, conforme afirmado anteriormente. No dinâmico, a pressão diferencial entre a alimentação e a saída do leito aumenta continuamente com o tempo, enquanto que no estacionário, ela é constante (SPIELMAN; SU, 1977).

Neste estudo, o segundo estágio das curvas contidas na Figura 35 acima mostra que o coalescedor opera em estado estacionário; a leve variação citada acima e que se verifica no

segundo estágio do teste 14C pode ser considerada pouco relevante. Esse comportamento de estado estacionário é, portanto, coerente com a qualidade das amostras testadas, cujas concentrações de sólidos suspensos (SS) ou outro material particulado são relativamente baixas a ponto de não influenciar no processo de forma significativa. Ressalta-se que as amostras foram produzidas com água tratada proveniente da concessionária local, que deve possuir uma turbidez baixa, além do petróleo utilizado (proveniente do campo de Roncador), cujo percentual de sólidos encontrados foi desprezível.

Conforme citado anteriormente, o leito era lavado após o fim de cada ensaio. Após esse procedimento, a permeabilidade era medida utilizando-se água potável como fluido. Ocorre que essa limpeza, apesar de considerada aceitável para efeito de realização de novo teste, não recuperava a permeabilidade em 100%. O valor considerado aceitável, para a permeabilidade recuperada, foi de $6,0 \times 10^{-5} \text{ mm}^2$. Conseqüentemente, cada ensaio foi iniciado com um valor de permeabilidade um pouco diferente dos demais, o que poderia ser um indicativo de que quanto mais sujo o leito estivesse, mais rápido ele ficaria saturado e atingiria o estado estacionário. Os resultados dos valores de permeabilidade medidas antes do início de cada ensaio, que estão apresentados na Figura 36, a seguir.

Figura 36 – Valores de permeabilidade do leito do coalescedor (K_0), medida antes do início de cada ensaio. A sua medição era feita após a limpeza do leito, operação que era realizada ao final de cada ensaio, e utilizado água potável



Fonte: Autor (2014).

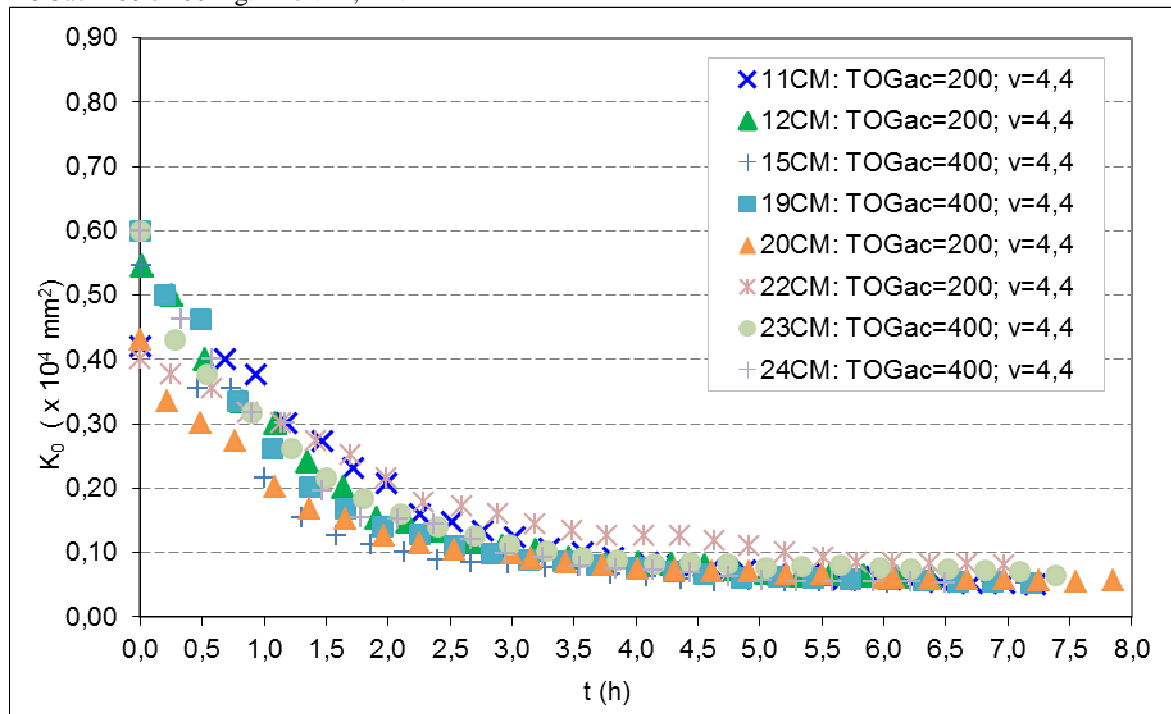
De acordo com o gráfico, ocorre uma notória variação da permeabilidade do leito, antes do início de cada ensaio; seu valor médio obtido foi de $8,55 \times 10^{-5} \text{ mm}^2$, enquanto que os mínimo e máximo foram de $6,40 \times 10^{-5} \text{ mm}^2$ e de $1,06 \times 10^{-4} \text{ mm}^2$, respectivamente.

Apesar dessa variação ter sido verificada, considerou-se que não haveria prejuízos ao processo ou aos ensaios, em termos de comparações entre eles, uma vez que todos esses valores estão acima da considerado aceitável, para a permeabilidade recuperada ($6,0 \times 10^{-5} \text{ mm}^2$). Ademais, de qualquer forma, poucas horas após iniciada a operação, o processo atinge o estado estacionário e o valor da permeabilidade se torna constante independentemente do seu valor inicial, se mantidas as mesmas condições operacionais.

Com relação à permeabilidade, dois aspectos importantes observados foram o tempo em que ocorre a transição entre os dois estágios de queda de permeabilidade, na curva citada, e a influência dos valores de TOGac e v no comportamento de queda desse parâmetro.

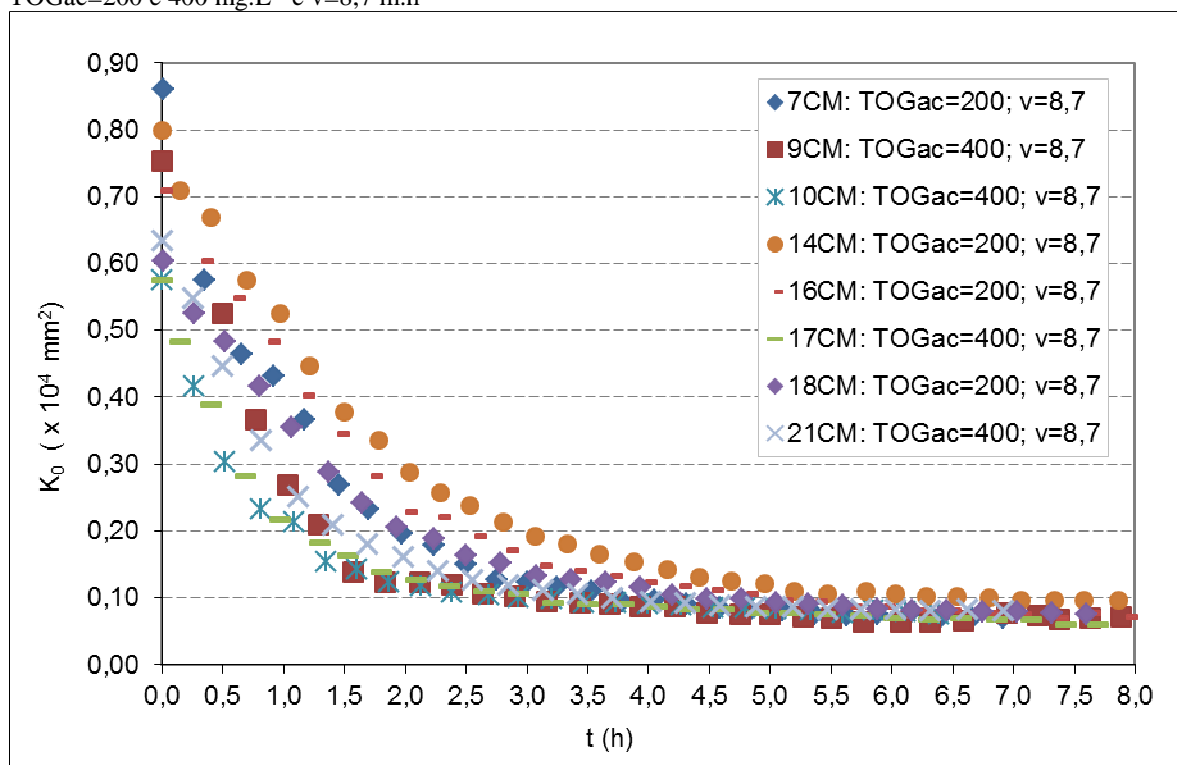
Esses aspetos ficam melhores esclarecidos nas Figuras 37, 38, 39 e 40, mostradas a seguir.

Figura 37 – Comportamento da queda de permeabilidade do leito do coalescedor (K_0) ao longo do tempo, para TOGac=200 e 400 mg.L^{-1} e $v=4,4 \text{ m.h}^{-1}$



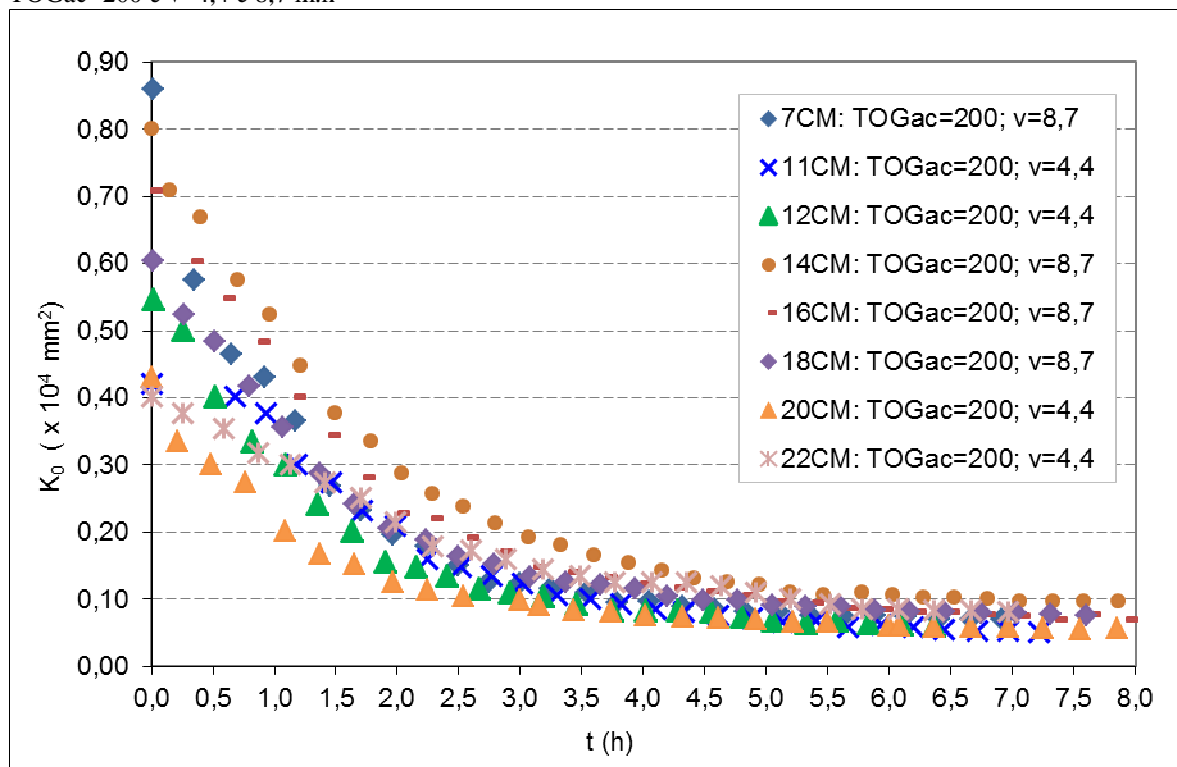
Fonte: Autor (2014).

Figura 38 – Comportamento da queda de permeabilidade do leito do coalescedor (K_0) ao longo do tempo, para $TOGac=200$ e 400 mg.L^{-1} e $v=8,7 \text{ m.h}^{-1}$



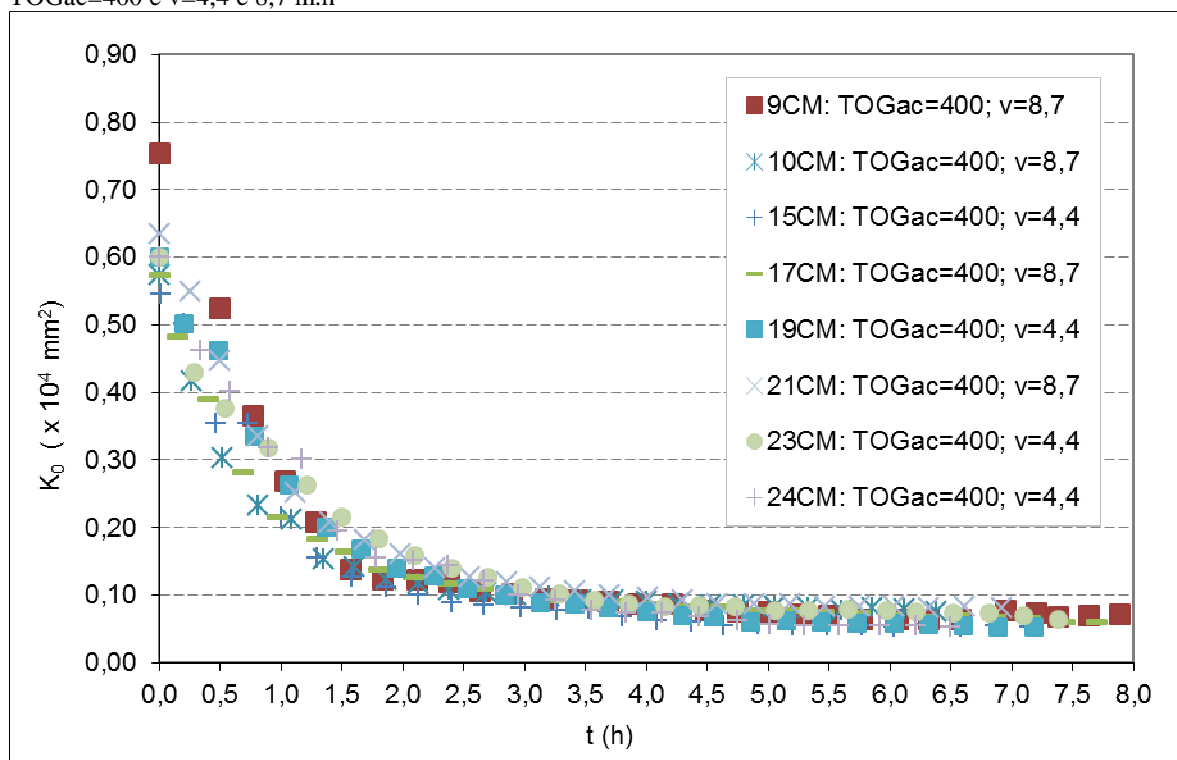
Fonte: Autor (2014).

Figura 39 – Comportamento da queda de permeabilidade do leito do coalescedor (K_0) ao longo do tempo, para $TOGac=200$ e $v=4,4$ e $8,7 \text{ m.h}^{-1}$



Fonte: Autor (2014).

Figura 40 – Comportamento da queda de permeabilidade do leito do coalescedor (K_0) ao longo do tempo, para $TOG_{ac}=400$ e $v=4,4$ e $8,7$ $m.h^{-1}$



Fonte: Autor (2014).

De acordo com as Figuras, observa-se que o tempo de transição entre os estágios de queda de permeabilidade variou um pouco em cada um dos ensaios mas, de modo geral, ocorreu entre 4,0 e 6,0 horas, para todos os casos. No caso do ensaio 9CM ($TOG_{ac}=400$ $mg.L^{-1}$ e $v=8,7$ $m.h^{-1}$), por exemplo, o tempo de transição se aproximou mais de 4,0 horas (Figura 38).

A influência do TOG_{ac} se verifica em algumas situações, apesar de que de forma bastante discreta. Para $v=8,7$ $m.h^{-1}$ (Figura 38) o maior dos dois valores de TOG_{ac} (400 $mg.L^{-1}$) resultou em menores valores de K_0 . Este é o caso dos ensaios 9CM e 10CM ($TOG_{ac}=400$ $mg.L^{-1}$) cujos valores de K_0 foram menores que os ensaios 14CM e 16CM ($TOG_{ac}=200$ $mg.L^{-1}$). Acrescenta-se que essa divergência pode ser vista ao longo de todas as curvas de ensaios citadas. Além disso, verificou-se que, no primeiro estágio das curvas essa divergência ocorre de modo ainda mais acentuado.

Para $v=4,4$ $m.h^{-1}$ (Figura 37) a influência do TOG_{ac} já não se verifica com clareza; a curva de todos os ensaios avaliados convergem e se aproximam umas das outras, principalmente no segundo estágio de queda da permeabilizada.

A influência do v na permeabilidade também se verifica, apesar de que, de forma muito discreta. Para $TOG_{ac}=200$ $mg.L^{-1}$ (Figura 39) o maior dos dois valores de v ($8,7$ $m.h^{-1}$)

resultou em maiores valores de K_0 . Esse é o caso dos ensaios 7CM e 14CM ($v=8,7 \text{ m.h}^{-1}$) cujos valores de K_0 foram maiores que os dos ensaios 11CM e 20CM ($v=4,4 \text{ m.h}^{-1}$). Verificou-se ainda que, no primeiro estágio da curva de queda da permeabilidade, essa diferença é ainda mais acentuada do que no segundo.

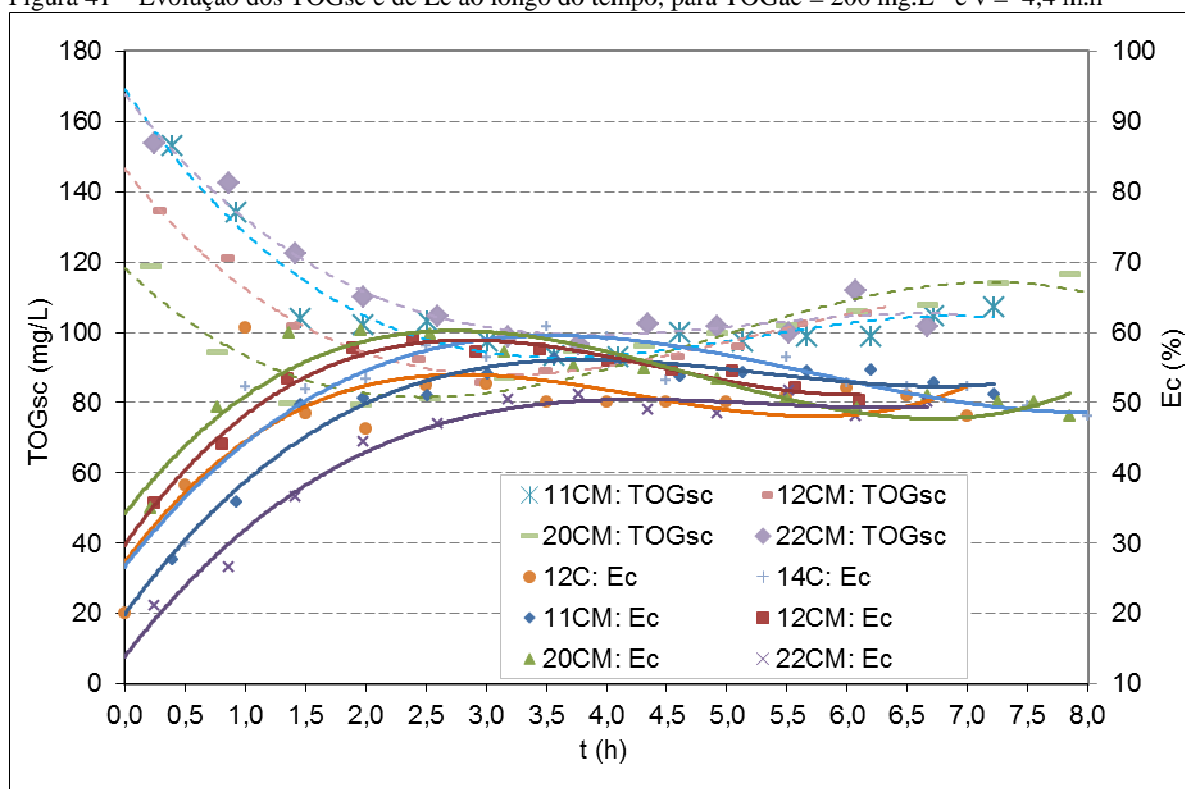
Para o $\text{TOGac}=400 \text{ mg.L}^{-1}$ (Figura 40), contudo, a influência do v na queda de permeabilidade já não se verifica com clareza nos dois estágios da curva. Deve-se destacar aqui, que o distanciamento que se verifica no primeiro estágio do ensaio 9CM, com relação aos demais, é devido ao fato da sua permeabilidade inicial ter sido maior.

Verifica-se, que a permeabilidade medida antes do início do ensaio 14C é menor do que a do teste 18C. Os valores de K_0 no início de cada ensaio, observados na Figura, foram de $8,48 \times 10^{-5} \text{ mm}^2$ e de $9,79 \times 10^{-5} \text{ mm}^2$, para os ensaios 14C e 18C respectivamente.

4.1.2 Verificação do comportamento do TOGsc e da Ec

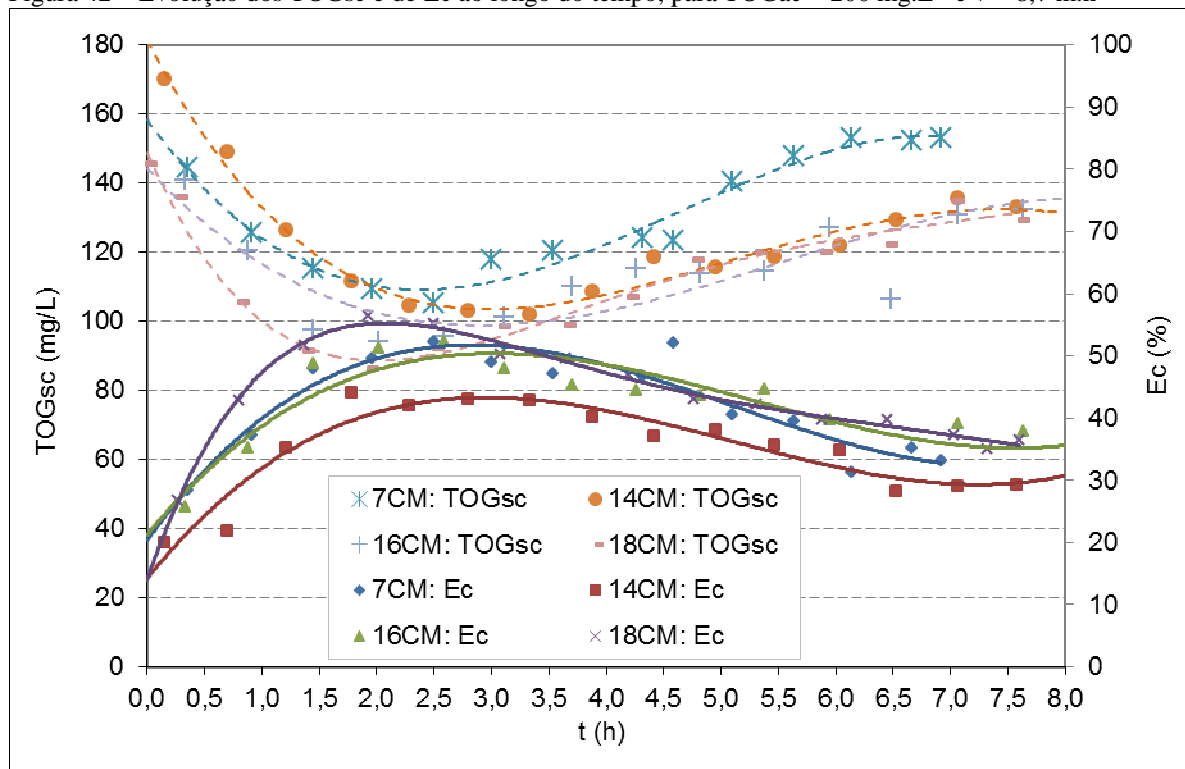
O comportamento do processo pode ser avaliado também em função da variação do TOG na saída do coalescedor e da sua eficiência, em termos de remoção de óleo, ao longo do tempo. As Figuras 41 e 42, 43 e 44 a seguir, mostram o comportamento da evolução do TOGsc e da Ec, ao longo do tempo, para TOGac de 200 e 400 mg.L^{-1} e v com valores de 4,4 e 8,7 m.h^{-1} .

Figura 41 – Evolução dos TOGsc e de Ec ao longo do tempo, para $\text{TOGac} = 200 \text{ mg.L}^{-1}$ e $v = 4,4 \text{ m.h}^{-1}$



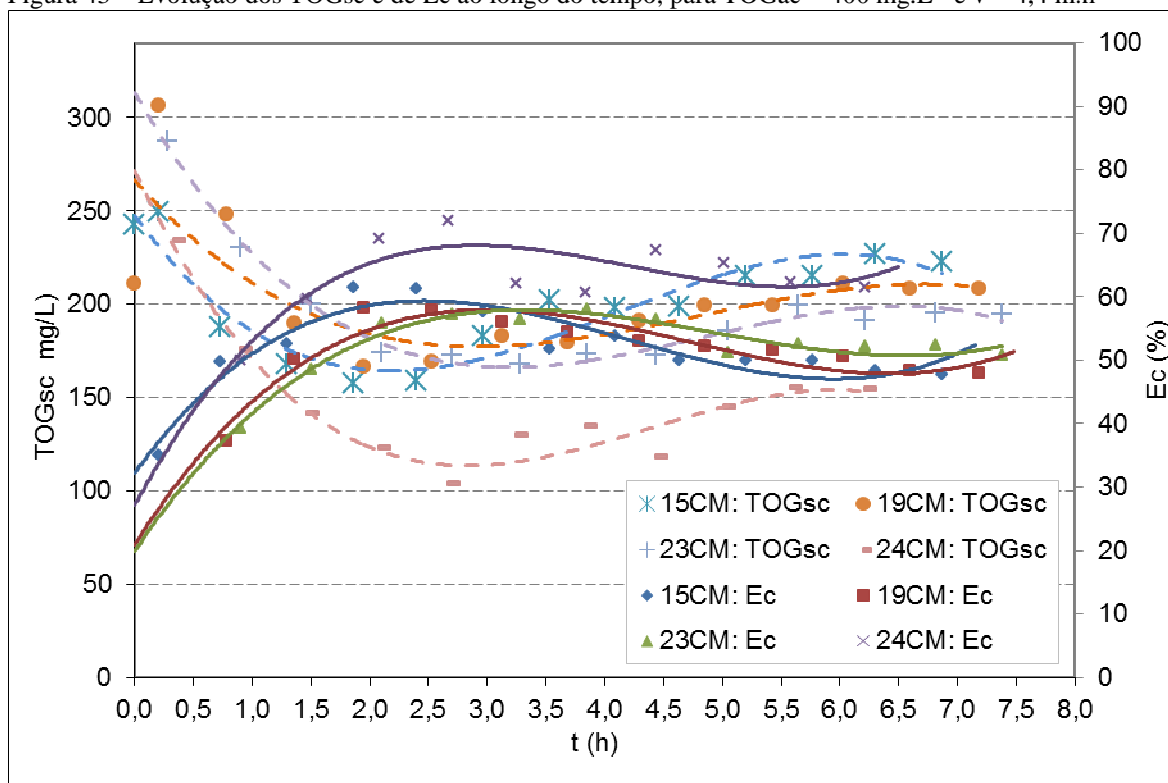
Fonte: Autor (2014).

Figura 42 – Evolução dos TOGsc e de Ec ao longo do tempo, para $\text{TOGac} = 200 \text{ mg.L}^{-1}$ e $v = 8,7 \text{ m.h}^{-1}$



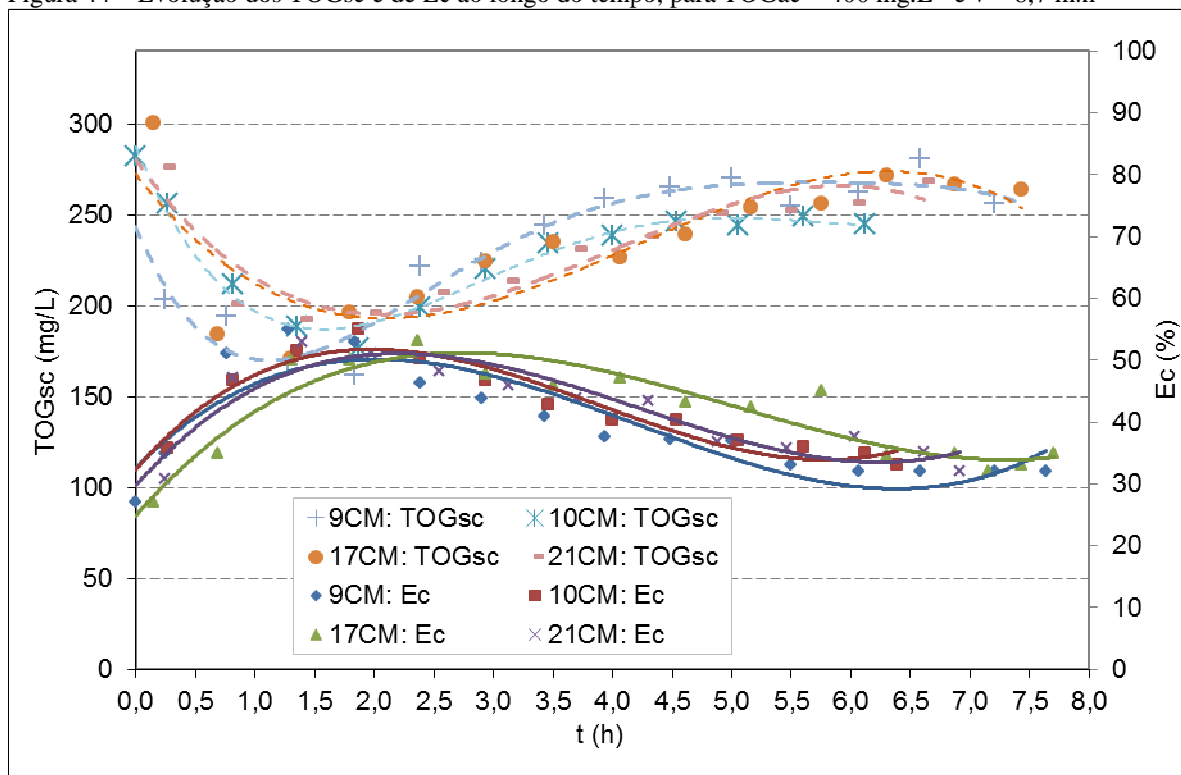
Fonte: Autor (2014).

Figura 43 – Evolução dos TOGsc e de Ec ao longo do tempo, para $\text{TOGac} = 400 \text{ mg.L}^{-1}$ e $v = 4,4 \text{ m.h}^{-1}$



Fonte: Autor (2014).

Figura 44 – Evolução dos TOGsc e de Ec ao longo do tempo, para $\text{TOGac} = 400 \text{ mg.L}^{-1}$ e $v = 8,7 \text{ m.h}^{-1}$



Fonte: Autor (2014).

Como pode ser observado nas Figuras, o TOGsc e a Ec variam ao longo do tempo de operação processo, de acordo com três estágios distintos. No caso do Ec, o primeiro estágio é

fortemente ascendente, caracterizando-se pelo crescimento desse parâmetro de forma acentuada, até atingir um ponto máximo.

No segundo estágio, a eficiência decresce, mas de forma relativamente branda, quando comparada com o primeiro estágio. Esse comportamento persiste até que esse parâmetro (E_c) atinja um determinado ponto em que se inicia a sua estabilização. Essa estabilização consiste no terceiro estágio, caracterizado pela tendência de manutenção da E_c constante com o tempo.

Uma possível explicação para esse comportamento em três estágios pode estar relacionada com as três possibilidades de captura de uma gota suspensa em uma fase fluida contínua, que são devido à colisão dessa gota com: outra gota suspensa na dispersão, com o grão do leito (nesse caso, com outras gotas que foram capturadas pelo leito e estão ligadas à sua estrutura (SAREEN *et al.*, 1966).

Portanto, no primeiro estágio, como o leito ainda está praticamente limpo, a possibilidade de captura das gotas de óleo pode ocorrer através de duas formas: devido à colisão das mesmas com outra gota suspensa na dispersão ou devido a colisão das mesmas com os grãos que formam o leito. Nesse estágio não existe ainda a possibilidade de captura das gotas devido à colisão das mesmas com outras gotas que foram capturadas pelo leito e estão ligadas à sua estrutura. Por essa razão, a eficiência ainda é baixa. Em outras palavras, o coalescedor só atinge a eficiência máxima quando já possui um determinado volume de gotas de óleo aderido à sua estrutura.

Dessa forma, à medida que as gotas vão se fixando a estrutura do leito, a eficiência do processo começa a aumentar. Desse modo, fica evidenciado que as gotas fixadas a estrutura do leito possuem uma influência maior no processo de captura das gotas suspensas na dispersão do que a estrutura do leito limpa.

O decaimento brando de E_c verificado no segundo estágio pode ter várias causas possíveis. Uma delas é a elevação da velocidade intersticial. O acúmulo gradual de óleo no interior do leito reduz a sua permeabilidade real, o que resulta na elevação da velocidade intersticial. Essa elevação contribui para dificultar a captura das gotas, já que a velocidade interfere em todos os mecanismos de captura das gotas, conforme já comentado.

Outra possível causa é a seguinte: quando a gota de óleo que se aproxima do leito se choca contra o filme de óleo ou outras gotas já capturadas e ligados à estrutura do leito, existe um filme formado pela fase contínua (no caso água) entre elas que precisa ser drenado e rompido para que ocorra a coalescência. Esse processo requer um tempo, chamado tempo de descanso (KINTNER; MCAVOY, 1970 *apud* SHERONY; KINTNER, 1971). É possível que,

no nosso caso, durante esse tempo a gota seja arrastada para fora do leito sem que tenha havido tempo suficiente para a ocorrência da coalescência.

Em ambos os casos acima, pelo fato de não terem coalescido, essas gotas não tem diâmetro suficientemente elevado para possibilitar com que flitem e cheguem ao topo do coalescedor (segundo a lei de Stokes). Como consequência, as gotas não coalescidas são arrastadas pela corrente do fluido para fora dessa unidade.

Um aspecto que pode contribuir para agravar ainda mais a situação em ambos os casos citados acima é a existência de emulsificantes ou tensoativos na dispersão, compostos que são adsorvidos na superfície das gotas e contribuem para dificultar a ocorrência de coalescência. Esse é o caso da dispersão utilizada para os ensaios deste trabalho que, pelo fato de ter o petróleo, na sua composição, possui também tensoativos naturais. Desses tensoativos se destacam os asfaltenos e resinas, emulsificantes naturais do petróleo (THOMAS, 2001).

O terceiro estágio ocorre a partir de um tempo aproximado de 6 a 6,5 horas. Nesse estágio, o sistema opera em estado estacionário e a eficiência do processo tende a se manter constante.

Um aspecto importante relacionado com o comportamento do processo é a avaliação da repetibilidade dos ensaios. Essa avaliação foi feita com base nos vários valores de E_c (TOG_{sc}) que foram determinados a partir de ensaios com o equipamento operando com os mesmos parâmetros de teste e condições de ensaio similares.

Com relação à repetibilidade, conforme pode-se observar nas Figuras 41, 42, 43 e 44, de um modo geral, as curvas em cada uma das Figuras, apresentam uma determinada convergência. Para as curvas **E_c x tempo**, no primeiro estágio (trechos fortemente ascendentes) as curvas apresentam um comportamento similar, apesar de apresentam alguma divergência. No segundo estágio (trecho decrescente de forma branda), o comportamento é entre elas é também similar.

No terceiro estágio, contudo (estado estacionário), além de apresentarem comportamentos similares, as curvas estão bastante convergentes.

Apesar dessa convergência verificada, algumas exceções ocorrem e determinadas curvas apresentam leves variações, como relação às demais. Nas curvas de **E_c x tempo** esses são os casos dos ensaios 14CM (Figura 42) e 24CM (Figura 43), que estão, respectivamente, um pouco abaixo e um pouco acima das demais curvas.

Um aspecto relevante observado nas Figuras, é que a eficiência do coalescedor não variou de forma significativa para os dois valores de TOG_{ac} testados, quando o estado estacionário é atingido (terceiro estágio da curva); Para $v = 4,4 \text{ m.h}^{-1}$, os valores de eficiência

foram em torno de 50%, tanto para o TOGac de 200 quanto de 400 mg.L⁻¹. Para $v=8,7$ m.h⁻¹, os valores de eficiência foram um pouco menores, variando entre 30 e 35% para ambos os valores de TOGac testados.

Para $v = 4,4$ m.h⁻¹, portanto, os valores de TOGsc são aproximadamente de 100 e 200 mg.L⁻¹, para TOGac de 200 e 400 mg.L⁻¹, respectivamente. Para $v = 8,7$ m.h⁻¹, os valores de TOGsc variam entre 130 a 140 e entre 260 a 280 mg.L⁻¹, para TOGac de 200 e 400 mg.L⁻¹, respectivamente.

Dessa forma, para as mesmas condições dos ensaios e para as faixas de valores testados, a eficiência do processo independe do TOGac. Em outras palavras, alterando-se o valor de TOGac para qualquer um dos dois testados (200 ou 400 mg.L⁻¹), e mantendo-se a mesma velocidade dentro da faixa testada nos ensaios (4,4 e 8,7 m.h⁻¹) os valores de eficiência não sofrerão alterações significativas.

Ressalta-se que o aspecto observado acima é importante, considerando-se que existem divergências na literatura. Conforme visto anteriormente, enquanto alguns pesquisadores afirmaram que a probabilidade de ocorrência da captura da gota por colisão da mesma com outras da fase suspensa é muito baixa (SAREEN *et al.*, 1966), outros afirmaram que essa possibilidade pode ser relevante, uma vez que uma maior concentração de óleo pode resultar em uma maior colisão das gotas entre si, independentemente da influência do leito (LI; GU, 2005).

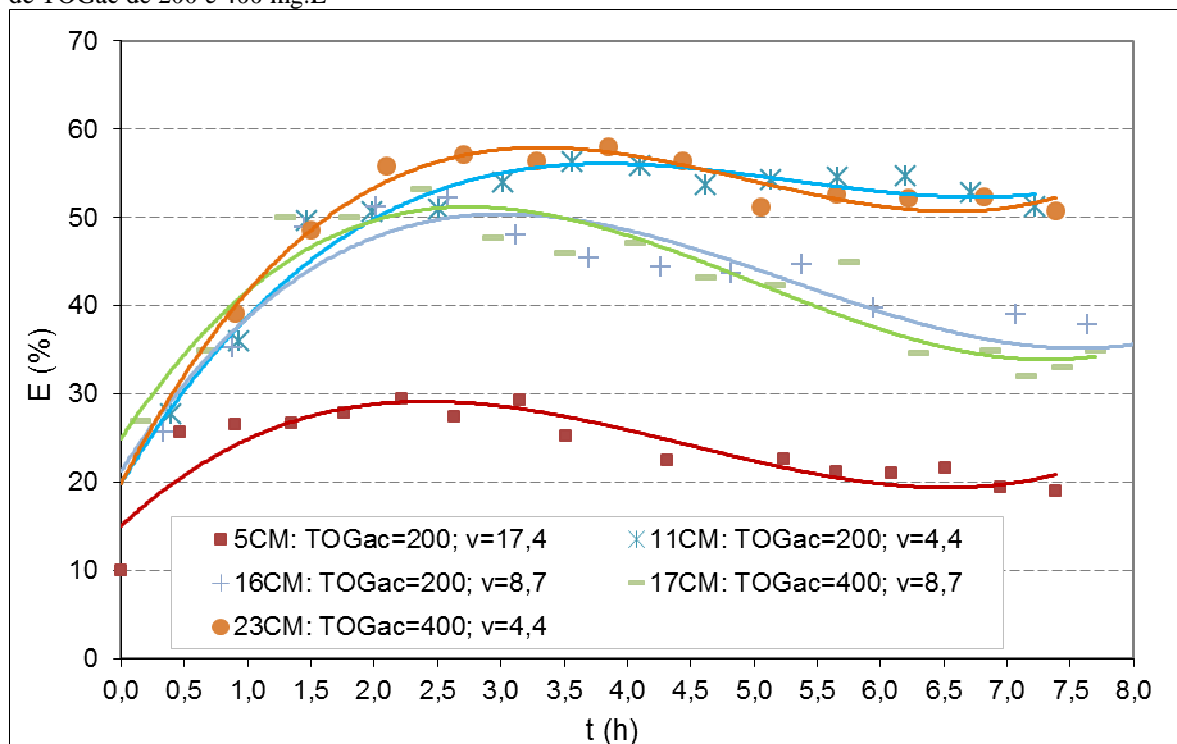
Neste trabalho, portanto, o TOG na alimentação do coalescedor não influenciou no TOG na saída desse processo e na sua eficiência de remoção de óleo (E_c), para a faixa de valores de v testados (4,4 e 8,7 m.h⁻¹).

4.1.3 Influência da velocidade do fluido e do TOG na alimentação

A velocidade do fluido (v) representa um parâmetro de extrema importância para o correto desempenho do processo, pois ela é responsável pelo controle de vários outros fenômenos, como o mecanismo e a probabilidade de captura das gotas de óleo, a distribuição da fase dispersa nos regimes de fluxo de óleo e a redispersão do óleo retido (SOKOLOVIĆ; SOKOLOVIĆ; DOKOVIĆ, 1997).

A Figura 45 mostra o comportamento da eficiência de remoção de óleo ao longo do tempo, para valores de TOGac de 200 e 400 mg.L⁻¹ e diferentes valores de velocidade: 4,4; 8,7 e 17,4 m.h⁻¹.

Figura 45 – Influência da velocidade do fluido ($v = 4,4, 8,7$ e $17,4$ m.h⁻¹) na eficiência do processo para valores de TOGac de 200 e 400 mg.L⁻¹



Fonte: Autor (2014).

Pode-se observar, através das curvas do gráfico, que a eficiência de remoção de óleo do coalescedor decresce, à medida que a velocidade aumenta. Isto ocorre tanto para o TOGac de 200 mg.L⁻¹ quanto para o de 400 mg.L⁻¹. Observa-se que o maior valor de eficiência do processo é obtido para o menor valor de velocidade testado (4,4 m.h⁻¹), enquanto que a menor eficiência é obtida para o maior valor de v (17,4 m.h⁻¹).

Esse aspecto é esperado, uma vez que, conforme descrito e comentado anteriormente, a velocidade influencia nos mecanismos de captura das partículas (impacto inercial, interceptação indireta, difusão, sedimentação e atração eletrostática), ou seja, maiores valores de velocidade, resultam em menores chances das gotas serem capturadas pelo leito do coalescedor.

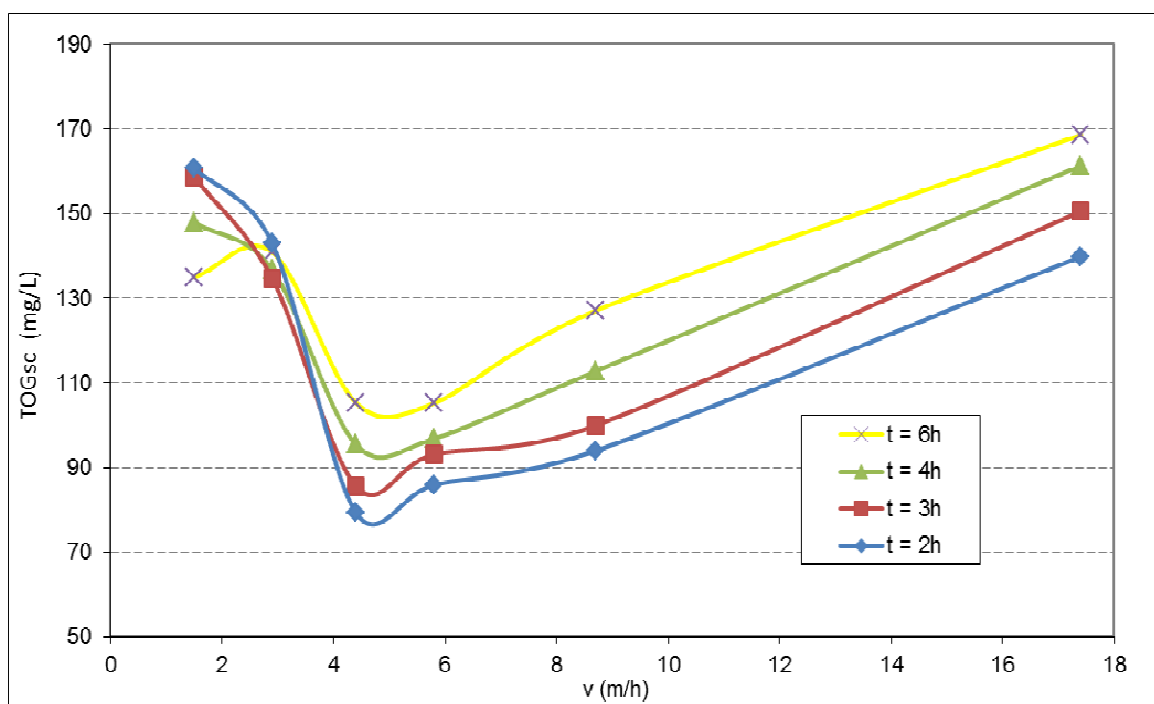
O aumento do TOGsc (e redução do E_c) como resultado da utilização de maiores valores de velocidade pode ser explicado pelo fato de que a elevação desse último parâmetro resulta no aumento do número de gotículas de óleo que passam pelo leito saturado com óleo,

sem que esse leite seja capaz de retê-las. Além disso, com velocidades mais altas não deve haver tempo suficiente para que ocorra a coalescência após a captura de algumas gotas.

A diferença de eficiência observada pode ser significativa, em alguns casos. Neste trabalho, para o TOGac de 200 mg.L^{-1} , no tempo de 7,0 h (próximo do estado estacionário para todos os ensaios) os valores aproximados de E_c para as velocidades de 4,4, 8,7 e $17,4 \text{ m.h}^{-1}$ foram de 52, 35 e 20%, respectivamente. Para o TOGac de 400 mg.L^{-1} , nesse mesmo tempo, os valores aproximados de E_c para v de 4,4 e $8,7 \text{ m.h}^{-1}$, foram de atingindo 51 e 34%, respectivamente.

Para identificação da velocidade crítica (v_c) foram traçadas curvas da variação dos TOGsc em função da velocidade, para o TOGac de 200 mg.L^{-1} . Essas curvas foram feitas para diferentes tempos de operação do teste: decorridas 2, 3 e 4 e 6 horas após iniciados os testes. Essas curvas estão apresentadas na Figura 46, a seguir.

Figura 46 – Variação do TOGsc em função da velocidade do fluido, para TOGac de 200 mg.L^{-1} e para diferentes valores de tempo de operação da planta.



Fonte: Autor (2014).

Um aspecto relevante observado é que as curvas desta Figura se comportam de forma praticamente semelhante para os diversos tempos de operação, sendo ele antes ou depois de que o estado estacionário seja atingido (em torno de 6 horas). Nesse comportamento, a curva está dividida em dois trechos: o primeiro decrescente e o segundo crescente.

Observa-se que, no segundo trecho de cada uma das curvas, para valores de velocidade do fluido acima de $4,4 \text{ m.h}^{-1}$, há uma variação do TOG_{sc} de modo linear e diretamente proporcional à variação da velocidade. Essa variação é significativa, indicando que um aumento de v resulta em um acréscimo significativo do TOG_{sc}.

Por outro lado, no primeiro trecho das curvas, verifica-se que, para valores de v abaixo $4,4 \text{ m.h}^{-1}$, há uma variação do TOG_{sc} também linear, só que inversamente proporcional em relação à variação da velocidade.

Conforme visto e discutido, existem opiniões divergentes também com relação a influência da velocidade do fluido no coalescedor. Alguns pesquisadores (SAREEN *et al.*, 1966; SPIELMAN, 1968) afirmaram que v influencia no TOG_{sc} de duas formas: se v estiver abaixo da v_c o TOG_{sc} permanece praticamente inalterado para qualquer aumento de v , enquanto que, se v estiver acima de v_c , o TOG_{sc} aumenta consideravelmente com o aumento de v .

Contudo, outros pesquisadores verificaram que existe um intervalo de valores de velocidade no qual uma melhor eficiência pode ser alcançada (LI; GU, 2005) o que caracteriza uma velocidade ótima, em vez de crítica.

Neste trabalho, portanto, verificou-se que o comportamento da curva $v \times \text{TOG}_{sc}$ se assemelha mais ao comportamento que foi investigado e descrito por Li e Gu (2005), ou seja, de que existe um intervalo de valores de velocidade no qual uma melhor eficiência pode ser alcançada. No caso, esse valor de v está entre 4 e 5 m.h^{-1} . Para o trecho da curva em que os valores de velocidade do fluido estão abaixo da velocidade ótima, destaca-se que as razões fenomenológicas para a redução da eficiência ainda não estão totalmente compreendidas, necessitando de maiores investigações para serem esclarecidas.

Ressalta-se que o comportamento das curvas da Figura acima também se assemelha ao que foi investigado e descrito por Sokolović, Sokolović e Doković (1997), mas apenas no seu segundo trecho, onde v é maior que v_c .

De qualquer forma, neste trabalho, os ensaios com o coalescedor e as membranas operando de forma integrada foram realizados com valores de velocidade do fluido acima de $4,4 \text{ m.h}^{-1}$, que resultam em uma curva $v \times \text{TOG}_{sc}$ com um comportamento semelhante ao segundo trecho da Figura acima. Nesse segundo trecho, o comportamento da curva deste trabalho é, portanto, semelhante às obtidas pelos dois grupos de pesquisadores citados acima, tanto Li e Gu (2005) quanto Sokolović, Sokolović e Doković (1997).

Destaca-se o fato de que os valores de TOG_{ac} utilizados neste trabalho estão fora da faixa testada por Sokolović, Sokolović e Doković (1997), que variaram entre 500 e 2000

mg.L⁻¹ e que, ainda assim, os resultados experimentais ligados a influência de v para valores maiores que v_c foram similares. Além disso, o diâmetro médio de gotas usados por aqueles autores foi de 20 μm , enquanto que neste trabalho o valor desse parâmetro variou entre 3 e 8 μm .

Acrescenta-se que os valores de TOGac deste trabalho também estão fora da faixa testada por Li e Gu (2005), que utilizaram valores de 2.000, 5.000 e 10.000 mg.L⁻¹. Ainda assim, o comportamento da velocidade com relação ao TOGsc foi semelhante.

Com relação ao diâmetro de gotas, um aspecto importante a ser destacado é que a literatura cita que o TOGac não tem efeito significativo na Ec, comportamento que contrasta com o que foi concluído por Sokolović, Sokolović e Doković (1997). Outros autores (SPIELMAN, 1968; SHERONY; KINTNER, 1971), afirmaram que existem parâmetros muito mais relevantes que o TOGac, como por exemplo o diâmetro da gota de óleo. Neste trabalho, a influência do diâmetro de gotas não foi verificada. Entretanto, todos os ensaios foram feitos com diâmetro de gotas na faixa de 3 a 8 μm , que são difíceis de serem removidos.

Com relação ao TOGac, conforme descrito anteriormente no capítulo **Revisão bibliográfica**, opiniões diversas são encontradas na literatura sobre a sua influência na eficiência no processo. Alguns autores defendem a hipótese de que o TOGac não influencia na Ec (SPIELMAN, 1968; SHERONY; KINTNER, 1971), enquanto outros defendem o contrário. Desses últimos, alguns verificaram que pode haver influência, dependendo do valor da velocidade crítica (SOKOLOVIĆ; SOKOLOVIĆ; DOKOVIĆ, 1997), enquanto outros verificaram que, para qualquer valor de v , a eficiência de coalescência diminui com a elevação do TOGac (LI; GU, 2005).

Conforme visto e discutido anteriormente, neste ítem, o comportamento da curva $v \times \text{TOGsc}$ estudado se assemelha ao comportamento que foi investigado e descrito por Li e Gu (2005). Esse aspecto caracteriza uma velocidade ótima, em vez da velocidade crítica definida por Sareen *et al.* (1966) e Spielman, (1968).

Verificou-se que, para valores de v acima da velocidade ótima, o TOGac não influenciou no TOGsc e na Ec. Ressalta-se que essa verificação está baseada nos valores de v testados, que foram 4,4 e 8,7 m.h⁻¹ (Figura 45). Por outro lado, para valores de v abaixo da velocidade ótima não foi possível se avaliar a influência do TOGac no TOGsc, uma vez que, nesse caso, só foram feitos ensaios com valor de TOGac de 200 mg.L⁻¹.

De qualquer forma, deve se destacar que os valores de v utilizados nos ensaios deste trabalho estão acima do valor da velocidade ótima encontrada (entre 4 e 5 m.h⁻¹).

Dessa forma, os resultados não estão de acordo com o que foi verificado no trabalho de Sokolović, Sokolović e Doković (1997), que afirmaram que, para $v > v_c$, o TOG_{sc} aumenta com o aumento do TOG_{ac}. Tampouco estão de acordo com Li e Gu (2005), que verificaram que, para qualquer valor de v , a eficiência de coalescência diminui com a elevação do TOG_{ac}. Uma das possíveis causas destas divergências pode ser o fato de que os valores de TOG_{ac} utilizados neste trabalho (200 e 400 mg.L⁻¹) são diferentes dos outros dois citados. No caso de Sokolović, Sokolović e Doković (1997), o TOG_{ac} variou de 500 a 2000 mg.L⁻¹ enquanto que no de Li e Gu (2005), variou de 2000 a 10000 mg.L⁻¹.

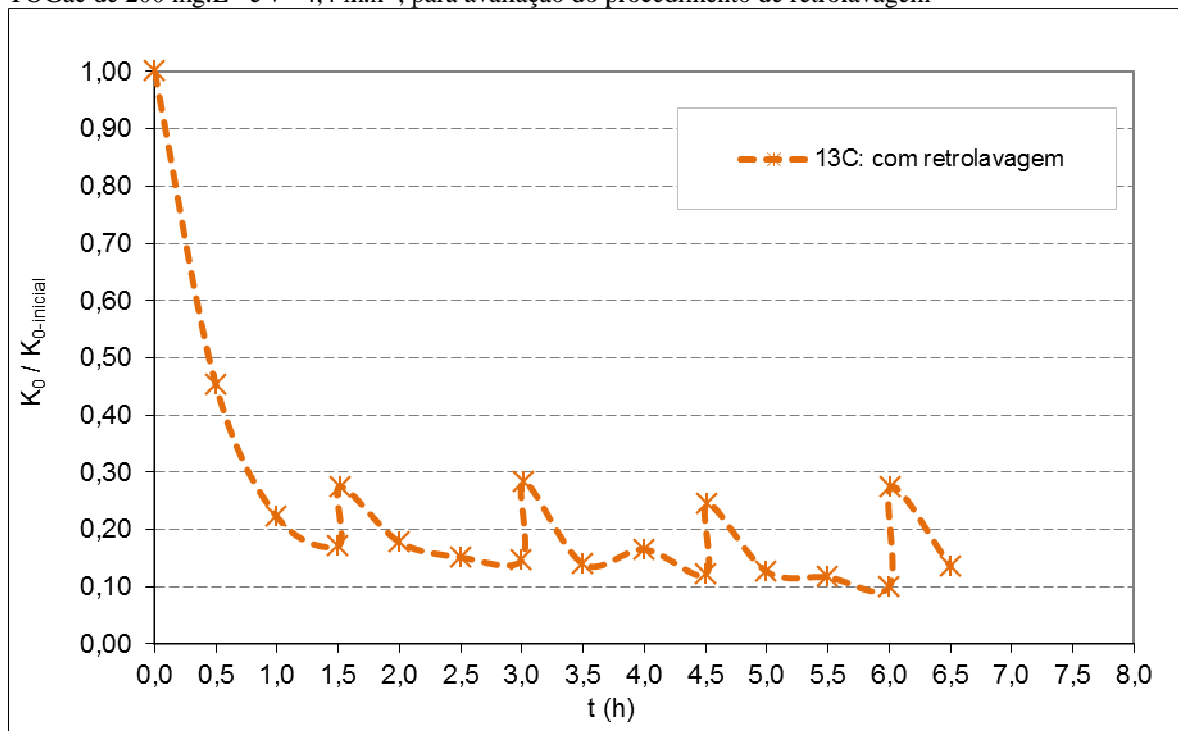
Portanto, para os valores utilizados neste estudo (200 e 400 mg.L⁻¹), verificou-se que o TOG_{ac} não influencia na eficiência do processo, o que está de acordo com o que foi verificado por Spielman (1968) e Sherony e Kintner (1971).

4.1.4 Influência da retrolavagem no processo

Conforme descrito no capítulo **Metodologia**, o ensaio com o procedimento de retrolavagem foi realizado a cada uma hora e meia de operação e durante um tempo de um minuto.

As Figuras 47 e 48 mostram o comportamento de alguns ensaios com o coalescedor, em um deles o procedimento de retrolavagem foi utilizado (ensaio 13C) e nos outros não. São destacadas duas situações: em uma é mostrado o ensaio 13C separadamente, enquanto que, na outra, o ensaio 13C é mostrado juntamente com outros onde o procedimento de retrolavagem não foi utilizado. Nessa segunda situação, a curva de retrolavagem é mostrada sem a indicação dos pontos onde a permeabilidade foi recuperada.

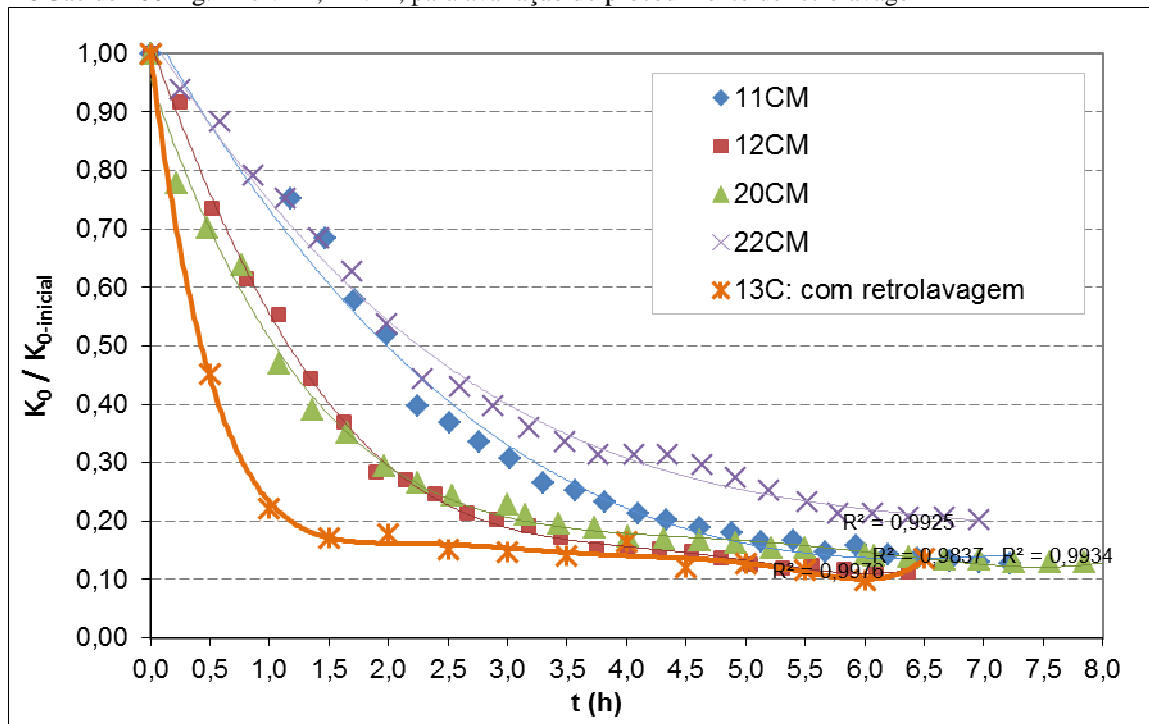
Figura 47 – Evolução da queda de permeabilidade ($k_0/k_{0\text{-inicial}}$) do leito do coalescedor ao longo do tempo, com TOGac de 200 mg.L^{-1} e $v = 4,4 \text{ m.h}^{-1}$, para avaliação do procedimento de retrolavagem



Ensaio em que o processo operou com retrolavagem.

Fonte: Autor (2014).

Figura 48 – Evolução da queda de permeabilidade ($k_0/k_{0\text{-inicial}}$) do leito do coalescedor ao longo do tempo, com TOGac de 200 mg.L^{-1} e $v = 4,4 \text{ m.h}^{-1}$, para avaliação do procedimento de retrolavagem



Ensaio em que o processo operou sem retrolavagem e um com retrolavagem, nesse último, sem a indicação dos pontos onde a permeabilidade foi recuperada.

Fonte: Autor (2014).

Conforme pode ser verificado, o procedimento de retrolavagem resulta na recuperação da permeabilidade, mas apenas de forma parcial (curva 13C, Figura 47). Neste caso, quando o procedimento de retrolavagem foi aplicado pela primeira vez, após iniciado o ensaio 13C (tempo = 1,5 horas), o valor da permeabilidade já se encontrava em torno de 17% do seu valor inicial.

Um aspecto relevante observado é que, para as condições aplicadas no procedimento de retrolavagem deste caso, a permeabilidade foi recuperada até atingir a valores um pouco menores que o de 30% do seu valor inicial. Isto ocorreu para todos os pontos onde foi feita a retrolavagem, a exceção do de abscissa $t=4,5$ horas, esse valor foi um pouco menor, atingindo em torno de 25%. Após recuperada, ao término do procedimento de retrolavagem, a permeabilidade voltava a cair gradualmente até atingir o valor em que se encontrava antes desse procedimento ser iniciado.

Ressalta-se que a recuperação da permeabilidade para valores pouco menores que o de 30% se verificou (exceto para $t=4,5$ h), independentemente do valor em que a permeabilidade se encontrava antes do procedimento de retrolavagem ser iniciado.

De fato, é esperado que, com o procedimento de retrolavagem a permeabilidade seja parcialmente elevada. A intensidade dessa elevação depende das condições de realização desse procedimento, onde parâmetros como velocidade, tempo de operação e tempo de retrolavagem desempenham um papel extremamente importante. A elevação da permeabilidade é causada pelo desprendimento de óleo no leito de forma mais intensa do que durante a operação normal, resultando em um aumento da **porosidade aparente**, citada previamente. Em outras palavras, o filme de óleo, que fica aderido aos grãos, formado pelas gotas coalescidas, tem a sua espessura mais reduzida, durante o procedimento de retrolavagem, do que durante a operação normal.

Nos casos em que a presença de sólidos em suspensão na corrente de alimentação não é significativa, a intensidade de recuperação da permeabilidade depende basicamente da velocidade aplicada durante a retrolavagem. No caso da aplicação de uma velocidade maior que a utilizada no ensaio 13C, seriam esperados valores de recuperação da permeabilidade maiores que 30%. Entretanto, no caso do coalescedor em leito uma velocidade demasiadamente elevada poderia não ser tão atrativa pois, como foi visto e discutido anteriormente, a manutenção de gotas de óleo aderidas ao leito contribui com a eficiência do processo, em termos de remoção de óleo da corrente de alimentação.

Outro aspecto relevante observado é que, após a retrolavagem, o tempo de duração em que a permeabilidade voltou a atingir o valor em que se encontrava antes desse procedimento

ter sido iniciado é similar para todos os pontos. Nesse caso, esse tempo foi de, aproximadamente, meia hora. Isto ocorreu para todos os pontos onde a retrolavagem foi realizada.

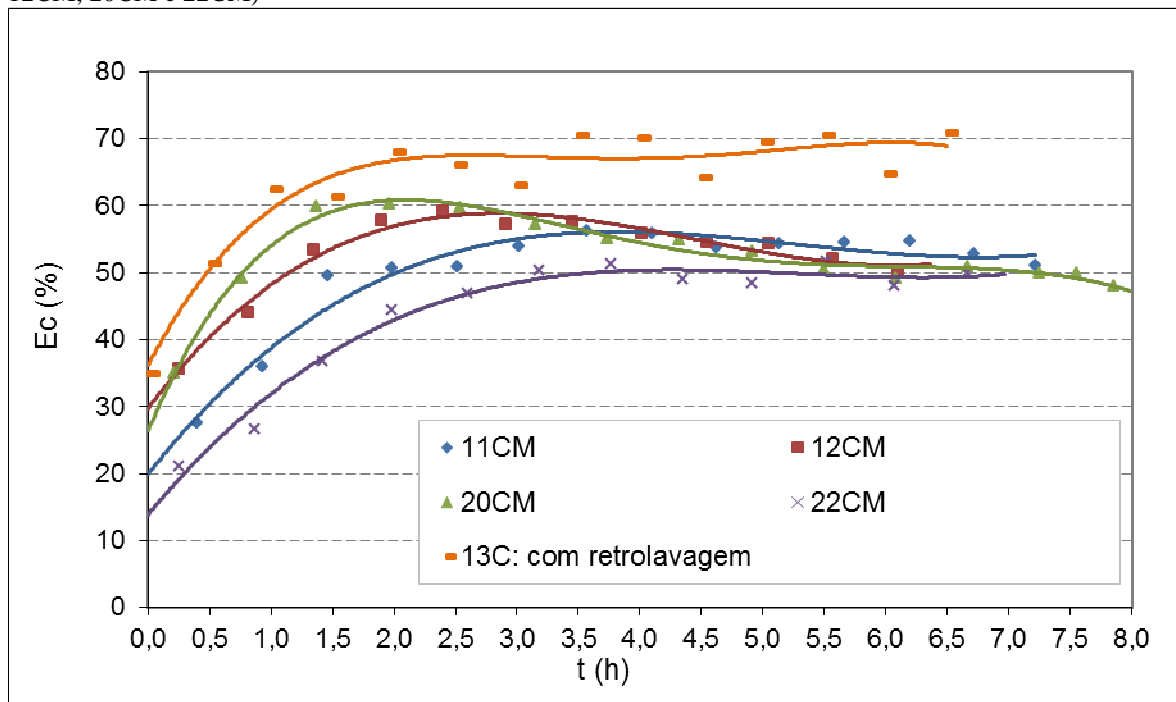
Essa segunda observação também é esperada e está em consonância com a primeira, citada mais acima. Em outras palavras, se, após a retrolavagem a permeabilidade é de 30% do seu valor original e se são mantidas as mesmas condições do teste, como velocidade do fluido, TOGac e diâmetro de gotas, haverá uma tendência de que o tempo em que a permeabilidade volte a ter o seu valor igual ao do início desse procedimento, seja o mesmo para todos os casos.

Comparando-se, agora, o ensaio onde a retrolavagem foi utilizada juntamente com outros ensaios, onde não houve retrolavagem (Figura 48), pôde-se constatar que, no primeiro estágio de queda da permeabilidade (quando a queda é mais acentuada), a operação com retrolavagem (curva 13C), apresentou uma queda muito mais drástica, quando comparada com as outras curvas onde a retrolavagem não foi realizada.

Esse fato, no entanto, não tem relação com a retrolavagem, uma vez que esse procedimento só foi iniciado uma hora e meia após iniciada a operação da planta; é provável que essa queda drástica tenha ocorrido simplesmente pelo fato de que, conforme citado anteriormente, a limpeza química recupera a permeabilidade completamente e que, no caso desse ensaio, o leito estava um pouco mais sujo de óleo que os demais. Destaca-se que este fato não compromete a qualidade dos resultados do teste, sob o ponto de vista de evolução da permeabilidade, uma vez que, ainda assim, o comportamento deste parâmetro tende a se assemelhar com os comportamentos típicos da parte final de primeiro estágio e do segundo estágio, na sua totalidade.

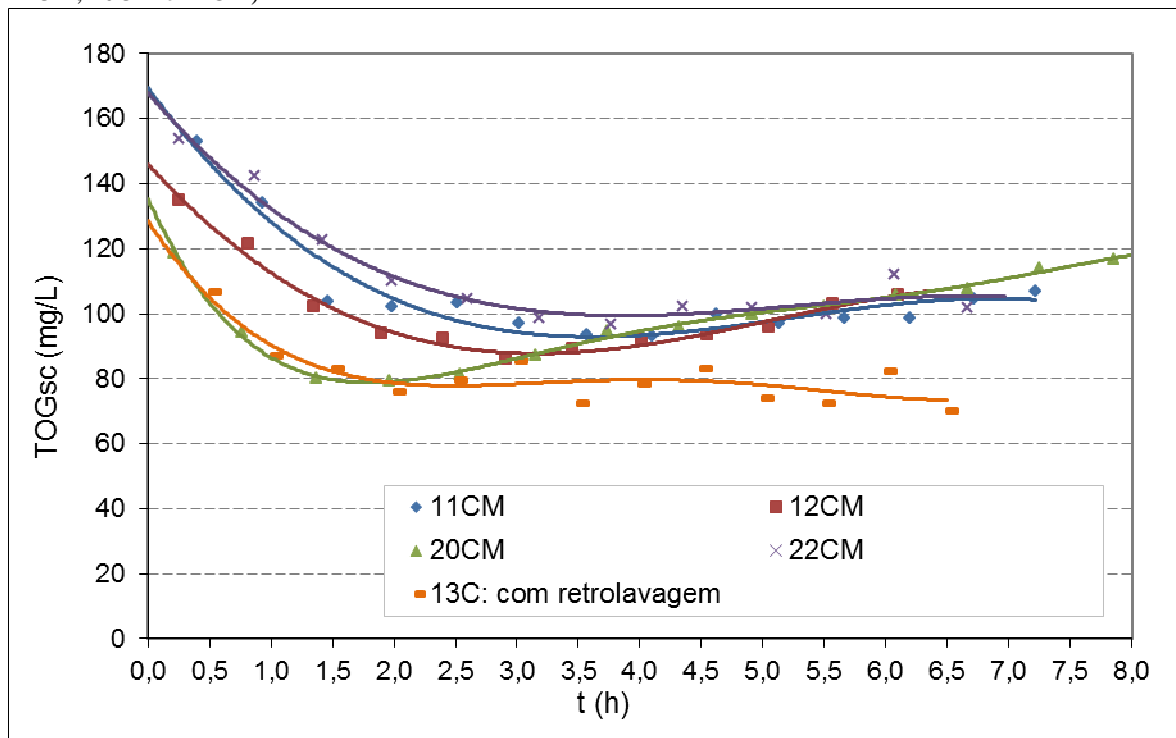
Um aspecto importante, contudo, é que, no segundo estágio da curva de retrolavagem (curva 13C), verifica-se a formação de um patamar praticamente horizontal, como esperado, com uma inclinação levemente menor que a das outras curvas, onde esse procedimento não é realizado. Este fato pode ser um indicativo da influência do procedimento de retrolavagem, na permeabilidade. Esse patamar pode ser melhor visualizado quando se observa as Figuras 49 e 50.

Figura 49 – Evolução da eficiência do coalescedor ao longo do tempo para TOGac de 200 mg.L⁻¹ e $v= 4,4 \text{ m.s}^{-1}$ ($Q_{ac}= 30 \text{ L.h}^{-1}$), com o processo operando com retrolavagem (curva 13C) e sem retrolavagem (curvas 11CM, 12CM, 20CM e 22CM)



Fonte: Autor (2014).

Figura 50 – Evolução do TOGsc do coalescedor ao longo do tempo para TOGac de 200 mg.L⁻¹ e $v= 4,4 \text{ m.h}^{-1}$ ($Q_{ac}= 30 \text{ L.h}^{-1}$), com o processo operando com retrolavagem (curva 13C) e sem retrolavagem (curvas 11CM, 12CM, 20CM e 22CM)



Fonte: Autor (2014).

Conforme citado mais acima, a curva **Ec x t** neste trabalho, apresentou três estágios: fortemente ascendente, queda branda e estabilização. Nas Figuras acima, no seu segundo estágio, a curva 13C, (com retrolavagem), apresentou um patamar horizontal constante, em vez de queda branda. Esse aspecto representa um indicativo da influência do procedimento de retrolavagem, podendo ser também observado na curva do **TOGsc x t** (Figura 50).

Ressalta-se que a diferença observada foi significativa. Após decorridas 6,5 horas de operação, observou-se que para o ensaio 13C a eficiência encontrada foi de, aproximadamente, 70%, enquanto que nos outros, onde a retrolavagem não foi realizada, a eficiência, em média, foi em torno de 50%. Para o ensaio 13C, o TOGsc correspondente foi de 67 mg.L^{-1} , enquanto que para os outros ensaios, o valor médio desse parâmetro foi de 105 mg.L^{-1} , aproximadamente.

Uma possível explicação para essa melhoria da eficiência, obtida com a adoção do procedimento de retrolavagem pode ser a seguinte: no segundo estágio da **curva Ec x t**, quando a retrolavagem não é utilizada ocorre uma leve queda da eficiência, como consequência do fato de que as gotas que haviam sido capturadas pelo leito e não tiverem tido tempo de coalescerem e, por isso, serem arrastadas para fora do efluente. Entretanto, com a adoção da retrolavagem, essas gotas são carregadas pela corrente de água de lavagem, não saindo, portanto, junto com o efluente do processo.

No caso da inexistência de sólidos, como é o caso, na operação com retrolavagem, quando o estado estacionário é atingido, a velocidade intersticial se torna constante, o que faz com que a o volume total de gotas que se fixam ao leito sejam mantidas constantes e que a porosidade real também seja mantida constante. Consequentemente, com a velocidade e porosidade constantes, haverá uma tendência em um despreendimento de gotas do leito em condições similares, ao longo do tempo (em termos de concentração e diâmetro de gotas, o que contribui para uma manutenção da eficiência constante com o tempo).

Por outro lado, no caso da presença de sólidos em suspensão, a velocidade intersticial se eleva gradualmente, o que já não permite que a fixação das gotas ao leito ocorra com a mesma intensidade, pois, conforme descrito previamente, os mecanismos de captura das gotas são influenciados pela velocidade, com velocidades mais baixas levando a uma maior retenção de gotículas, enquanto que velocidades mais altas, apresentam menor retenção por terem uma velocidade de arraste mais forte. Desse modo a eficiência reduz gradualmente.

Apesar das vantagens observadas, optou-se por não se realizar o procedimento de retrolavagem do leito do coalescedor, nos testes realizados neste trabalho. Uma das causas foi de que os ganhos com a melhoria da qualidade da água a ser enviada para o sistema de

membranas são relativamente pequenos. Além disso, há desvantagens, como a necessidade de interrupção da operação normal do coalescedor, o que implica no consumo de água tratada, e a geração de efluentes líquidos.

Entretanto, em uma planta em escala industrial, a aplicação do procedimento de retrolavagem do leito do coalescedor pode ser extremamente importante, pois, como é comum, a presença de sólidos em suspensão na AP a ser tratada pode ser significativa.

4.1.5 Influência da operação com saturação prévia do leito com óleo

Conforme descrito anteriormente, o desenvolvimento dos ensaios era usualmente precedido de limpeza química do leito, procedimento utilizado com o objetivo de reestabelecer a permeabilidade, de modo a tornar as condições do leito, com relação a esse parâmetro, o mais próximo possível das suas condições originais.

Entretanto, para a análise do processo operando com o leito já previamente saturado com óleo, o processo de limpeza prévia do leito não era realizado. Esse procedimento foi adotado nos ensaios ou partes de ensaios que visavam essa verificação. Em outras palavras, nesses ensaios o leito do coalescedor foi mantido saturado com óleo.

Essa condição visou verificar as possíveis alterações no processo, considerando-se que as gotas de óleo já fixadas à estrutura do leito contribuem para elevar a eficiência de remoção de óleo da corrente de alimentação.

Além disso, considerou-se que essa avaliação poderia ser útil para ser aplicada em uma planta em escala industrial, em termos de prever possíveis problemas operacionais resultantes de interrupções da operação por causas diversas ou, mesmo, de processos que operam de forma intermitente.

Esse estudo foi realizado para duas situações distintas, conforme se segue:

- Realização de ensaios mantendo-se as mesmas condições e parâmetros operacionais utilizados no ensaio que o precedeu (ensaios 14C e 18C);
- Realização de ensaios utilizando-se uma velocidade do fluido no interior do coalescedor maior do que a utilizada no ensaio que o precedeu (ensaio 15C, que foi precedido do 14C).

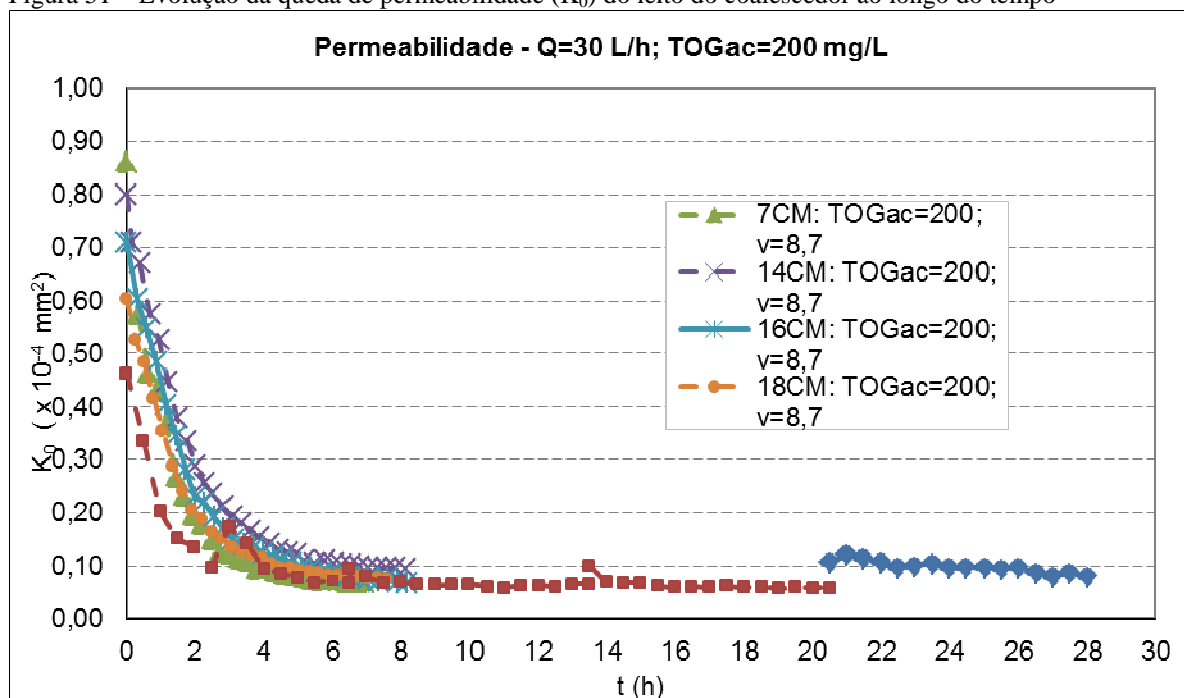
Para a primeira situação foram aproveitados os resultados dos dois ensaios 14C e 18C, ou seja, os dois ensaios de longa duração utilizados para avaliar o comportamento do Δp_c e K_0 . Entre os seus resultados destacam-se as alterações pontuais decorrentes das interrupções

operacionais dos ensaios, que já foram descritas e discutidas no ítem inicial deste capítulo e que estão ilustradas na Figura 34. Verificou-se que a ocorrência dessas alterações, na intensidade em que elas ocorreram, não causavam prejuízo operacional ao processo e que, poucos minutos depois de ocorridas o processo se normalizava, tendo os valores de K_0 e Δp_c sido recuperados e retornados a situação em que se encontravam antes da ocorrência das mesmas.

A outra situação, a avaliação do processo utilizando-se uma velocidade do fluido no interior do coalescedor maior do que a utilizada no ensaio anterior (ensaio 15C, que foi precedido do 14C), visou avaliar os efeitos da elevação de velocidade na permeabilidade, na eficiência do processo e na qualidade do efluente final. Acrescenta-se que essa situação pode ocorrer em uma planta em escala industrial, quando se faz necessário operá-la com uma vazão maior do que a vazão de operação normalmente utilizada.

A Figura 51 mostra o comportamento da permeabilidade do coalescedor, para ensaios que tiveram suas operações iniciadas em duas situações distintas: alguns com o leito limpo (precedido de limpeza química) e um com o leito previamente saturado com óleo e, ao mesmo tempo, tendo sua velocidade elevada para $8,7 \text{ m.h}^{-1}$ (ensaio 15C). Sobre esse último é também mostrado na Figura o ensaio que o precedeu, para efeito de avaliação de visualização da alteração da permeabilidade. Trata-se, nesse caso, do ensaio 14C, que operou com a velocidade de $4,4 \text{ m.h}^{-1}$ e sobre o qual já foram feitos comentários.

Os ensaios 7CM, 14CM, 16CM e 18CM, foram realizados com valores de TOGac e v iguais ao 15C, mas com o leito limpo, em vez de saturado. Foram utilizados na Figura apenas para poderem ser comparados com o 15C.

Figura 51 – Evolução da queda de permeabilidade (K_0) do leito do coalescedor ao longo do tempo

Para ensaios com TOGac de 200 mg.L^{-1} e tendo suas operações iniciadas com duas situações: com leito limpo (precedido de limpeza química) e com o leito previamente saturado com óleo e tendo sua velocidade elevada (15C). É também mostrado na Figura o ensaio 14C que o precedeu o 15C.

Fonte: Autor (2014).

Vários aspectos relevantes são observados nesta Figura. Um deles é a queda da permeabilidade ocorre de forma similar em todos os ensaios (não é possível se observar esse aspecto no ensaio 15C, pois o leito já se encontrava saturado). Isso ocorre tanto no primeiro estágio quanto nas primeiras horas do segundo, onde o processo já se encontra operando em estado estacionário. No ensaio 14C, no entanto, em ambos os estágios de queda da permeabilidade, o valor desse parâmetro é levemente menor que os demais. Esse fato já é esperado, já que a velocidade do fluido no ensaio 14C é menor que nos demais.

Outro aspecto relevante está ligado aos ensaios 14C e 15C. Esses ensaios foram realizados em sequência, com um intervalo entre eles de um dia e sem que a limpeza do leito nesse intervalo fosse realizada. O início do ensaio 15C, portanto, foi considerado no término do ensaio 14C, cujo tempo final foi de 20,5 horas.

Verifica-se que no início do ensaio 15C ($t=20,5 \text{ h}$) ocorre uma elevação brusca da permeabilidade, mas com intensidade branda. Conforme citado previamente, as interrupções da operação da unidade ao final do dia e retomada da operação no início do dia seguinte provocam alterações na permeabilidade do leito, em função da ação de forças hidrodinâmicas.

Portanto, nesse caso, ocorre uma elevação da permeabilidade, fato que não ocorre com os ensaios realizados em sequência e que as mesmas condições e parâmetros

operacionais foram mantidos. Isso se deve ao fato de que, como o leito vinha sendo operado com um valor de v menor ($4,4 \text{ m.h}^{-1}$), ainda existia um volume de óleo retido no seu interior muito maior do que deveria, para a velocidade com que passou a operar ($8,7 \text{ m.h}^{-1}$). Como consequência, a permeabilidade se eleva bruscamente. À medida que o tempo de operação com essa nova velocidade vai se decorrendo, o óleo em excesso vai sendo, gradualmente, varrido para fora do leito e a permeabilidade tenderá a se igualar ao valor em que deve se encontrar para a nova velocidade. Após se elevar bruscamente, portanto, a permeabilidade volta a cair gradualmente até encontrar o seu valor correspondente à nova velocidade.

Apesar de cair gradualmente, a permeabilidade ao longo do ensaio 15C talvez ocorra de forma demasiadamente branda. Uma possível causa desse fato é a intensidade com que o filme ou as gotas de óleo estejam aderidos ao material do leito, que é função da molhabilidade, da densidade e da viscosidade do óleo. Acredita-se ainda que essa aderência pode ser elevada pelo tempo em que o filme permanece aderido ao leito e ao tempo de repouso do leito que ocorre entre o fim de um ensaio e o início do outro. É possível que, a medida em que o óleo permanece em repouso no leito, ele perca parte das suas frações mais leves e, com isso, a sua aderência ao leito aumente.

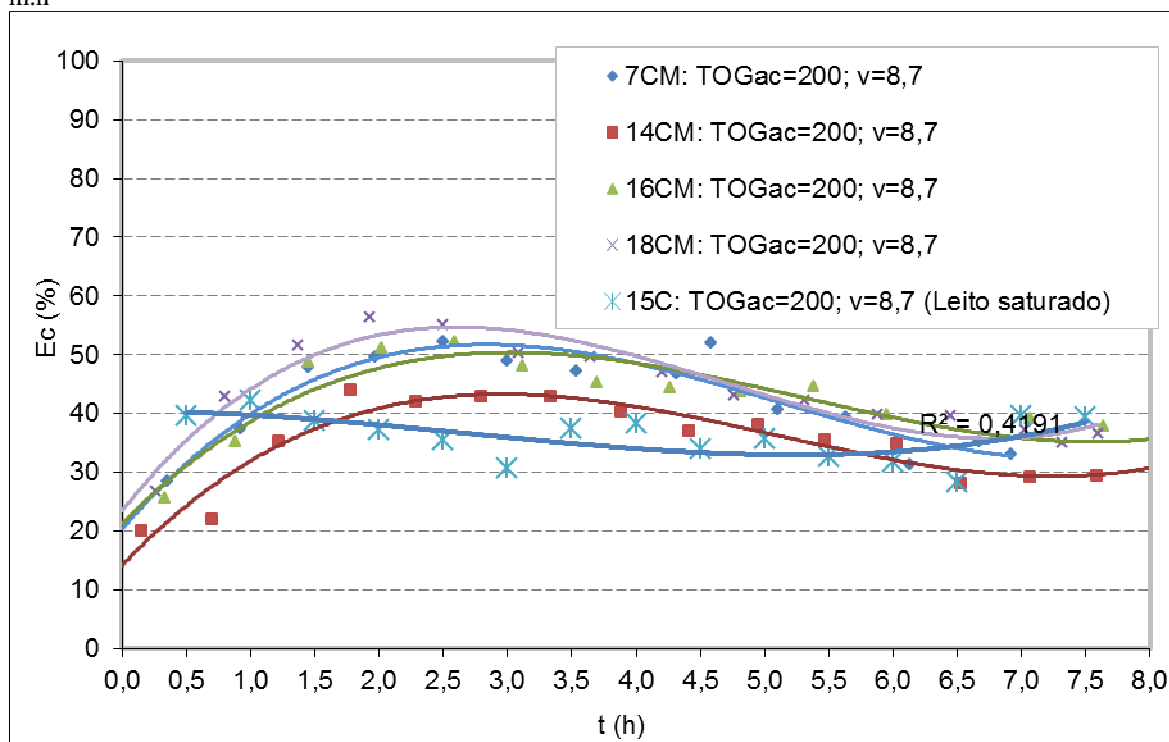
Um aspecto que merece atenção no ensaio 15C é o que está ligado à qualidade do efluente final. Dois problemas ocorreram ao longo do teste. O primeiro é que o TOG_{sc} no início do teste foi muito elevado, chegando a 295 mg.L^{-1} , ou seja, superando, o TOG_{ac} em, aproximadamente, 50%. Esse fato pode ter ocorrido pela elevação demasiada da velocidade interticial, o que tem implicações negativas nos mecanismos de captura das gotas.

O outro problema verificado foi a aparição de porções de óleo no efluente sob a forma de torrões, o que conferia ao efluente um aspecto extremamente ruim. Esse fato pode reforçar a hipótese citada da perda das frações leves do óleo.

De qualquer modo, ambos os problemas podem ter ocorrido pelo fato do leito ter sido lavado pela velocidade elevada. No ensaio 14C, o estado estacionário havia sido alcançado e a permeabilidade se encontrava relativamente uniforme ($K_0 = 0,06 \times 10^{-4} \text{ mm}^2$) por um longo tempo. Como no teste 15C a velocidade foi elevada, parcelas de óleo do leito começaram a serem removidas para que a concentração de óleo no leito se ajustasse à nova velocidade.

A eficiência do processo ao longo do ensaio 15C pode ser também verificada na Figura 52, mostrada seguir.

Figura 52 – Evolução da eficiência do coalescedor (E_c) ao longo do tempo para TOG_{ac} de 200 mg.L^{-1} e $v = 8,7 \text{ m.h}^{-1}$



Para ensaios tendo suas operações iniciadas com duas situações: com leito limpo (precedido de limpeza química) e na outra com o leito previamente saturado com óleo e tendo sua velocidade elevada.

Fonte: Autor (2014).

Como citado anteriormente, no início do ensaio 15C, o TOG_{sc} atingiu um valor extremamente elevado (295 mg.L^{-1}), ultrapassando o TOG_{ac} . Após determinado tempo, contudo, a E_c se estabilizou em torno de 40% (tempo = 0,5 h) e, em seguida, começou a sofrer uma queda gradual, processo que ocorreu até o tempo aproximado de 5,0 horas. Essa queda observada foi extremamente branda, atingindo pouco menos de 35%, quando voltou a se elevar novamente até atingir um E_c em torno de 37%, aparentando entrar no novo estado estacionário, uma vez que, esse valor de E_c é compatível com a velocidade do fluido de $8,7 \text{ m.h}^{-1}$, conforme verificado em resultados de outros ensaios. Para confirmação de que o estado estacionário foi atingido, contudo, seria necessário que o teste fosse realizado com o tempo estendido, o que fugiu ao escopo deste trabalho.

Uma vantagem importante observada de se iniciar a operação do processo com o leito previamente saturado com óleo é o de que a eficiência já se inicia relativamente alta. Este aspecto já é esperado porque, com o leito limpo, o processo de captura das gotas ocorre predominantemente em função da colisão dessas com a estrutura do leito, em vez da colisão com as gotas já aderidas a essa estrutura. Essa última possibilidade contribui com a eficiência de forma muito maior que a primeira.

4.1.6 Influência da altura do leito

Conforme visto anteriormente, a altura do leito é um parâmetro que pode influenciar no processo de tratamento através do coalescedor em leito. Nesse trabalho, essa influência foi avaliada testando-se dois valores de altura de leito: 5 e 8 cm. Esses valores foram adotados com base nos valores encontrados na literatura e considerando-se que o objetivo era de que o processo do coalescedor em leito, nesse caso, operasse visando o pré-tratamento da água oleosa, em vez de tratamento.

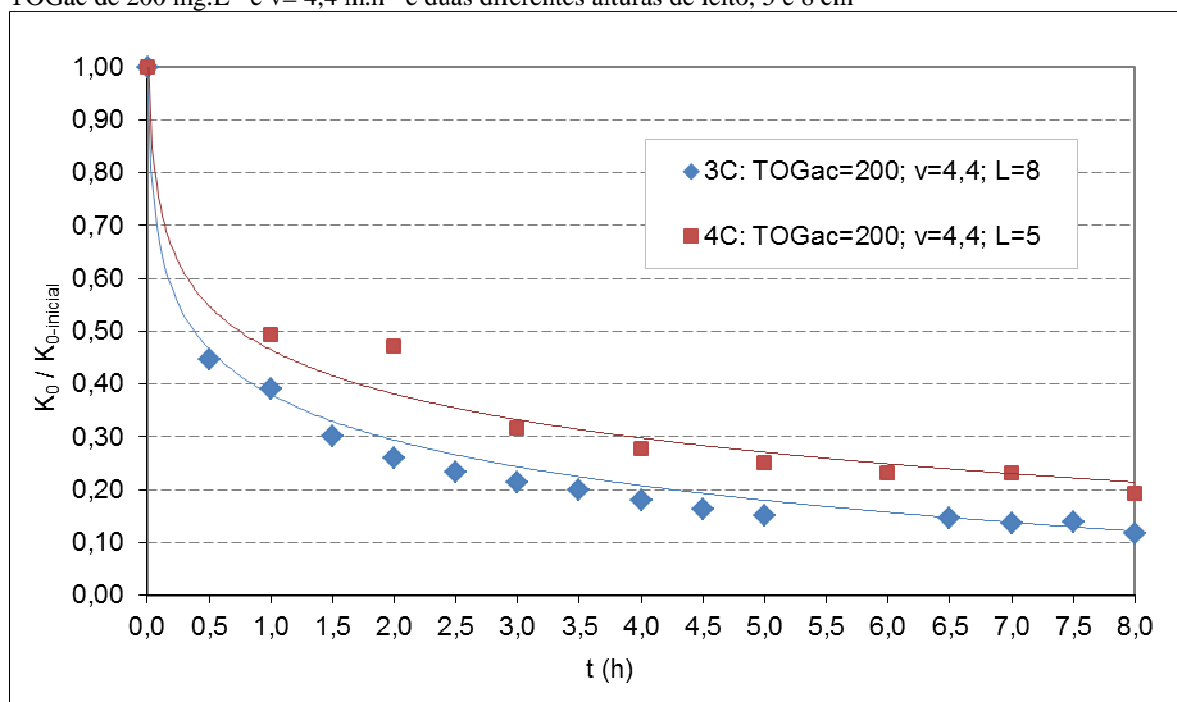
Com o objetivo de se eliminar qualquer possível interferência nos resultados que estivesse relacionada com diferentes condições ou naturezas dos grãos do leito, foram escolhidos leitões granulares novos e que não tivessem sido utilizados previamente em quaisquer ensaios. Uma dessas interferências está ligada às condições e a determinados parâmetros de operação do leito, como porosidade e permeabilidade resultantes após o procedimento de limpeza química haver sido realizado, etapa que precedia à realização do ensaio.

Conforme descrito previamente, o procedimento de limpeza química não recuperou a permeabilidade em 100%, nem de forma igual em todas as vezes em que eram aplicados. Conseqüentemente, o leito sempre permanecia com um pouco de óleo remanescente, o que resultava em alterações da porosidade e permeabilidade quando comparados com o leito nas suas condições originais.

Conforme citado no capítulo **Revisão bibliográfica**, em relação a altura do leito do coalescedor, são encontradas considerações diversificadas na literatura. Uma delas é que um aumento da altura do leito propicia um aumento da coalescência, comportamento esperado, uma vez que, com o aumento do volume, a superfície de contato é, assim, aumentada (SPIELMAN, 1968; SHERONY; KINTNER, 1971).

A Figura 53 mostra a evolução da queda de permeabilidade do leito do coalescedor ao longo do tempo, para duas diferentes alturas de leito, 5 e 8 cm.

Figura 53 – Evolução da queda de permeabilidade ($k_0/k_{0\text{-inicial}}$) do leito do coalescedor ao longo do tempo, para TOG_{ac} de $200 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ e $v=4,4 \text{ m}\cdot\text{h}^{-1}$ e duas diferentes alturas de leito, 5 e 8 cm



Fonte: Autor (2014).

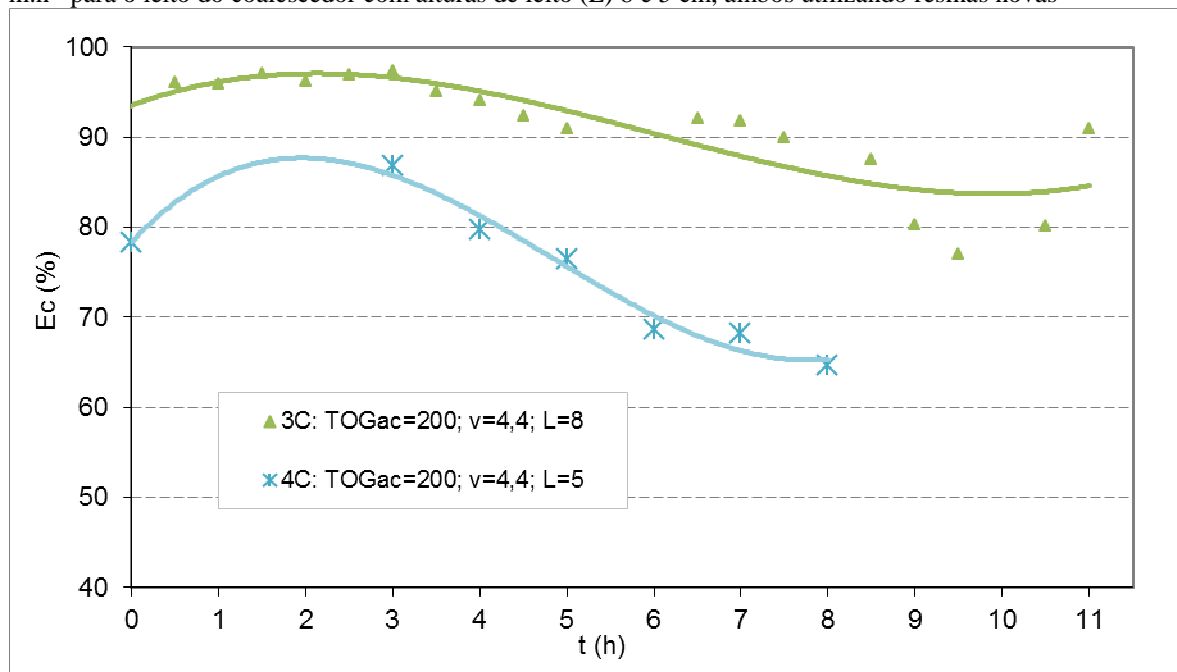
De acordo com a Figura, a queda da permeabilidade se comporta de forma semelhante nos dois casos. Entretanto, para o leito com altura de 8 cm a permeabilidade cai de modo mais intenso do que para o leito com altura de 5 cm; para os valores de 8 e 5 cm, a queda da permeabilidade após o tempo de 8,0 horas, atinge pouco mais de 10%, e pouco mais de 20% dos seus valores iniciais, respectivamente.

De fato, uma maior superfície de contato aumenta o processo de coalescência. Contudo, é importante destacar que essa superfície está disposta ao longo de um percurso de deslocamento da gota ao longo do leito do coalescedor maior, o que aumentará as chances de captura dessas gotas pelo grãos do leito, em função dos mecanismos de captura já comentados anteriormente (impacto inercial, interceptação, etc.). Com a elevação da taxa de captura das gotas, tende a cair com mais intensidade a porosidade, e, conseqüentemente, a permeabilidade.

Com relação a eficiência, uma importante consideração citada na literatura (JI *et al.*, 2009), conforme também citado previamente, é de que existe um valor ótimo para a altura do leito que resulta em um valor mínimo de TOG no efluente.

Neste trabalho, essa consideração será melhor discutida observando-se a Figura 54, a seguir. Essa Figura mostra a evolução da eficiência do coalescedor (E_c) ao longo do tempo, para o leito do coalescedor com alturas de 8 e 5 cm.

Figura 54 – Evolução da eficiência do coalescedor (E_c) ao longo do tempo, para TOG_{ac} de 200 mg.L^{-1} e v de $4,4 \text{ m.h}^{-1}$ para o leito do coalescedor com alturas de leito (L) 8 e 5 cm, ambos utilizando resinas novas



Fonte: Autor (2014).

De acordo com a Figura, verifica-se que, como normalmente ocorre quando os ensaios são realizados com o leito completamente limpo de óleo, o valor da eficiência oscila até que o estado estacionário seja atingido. Para os leitos de 8 e 5 cm o estado estacionário parece ter sido atingido com tempos aproximados de 9 e 8 horas, respectivamente.

Ressalta-se que esta última afirmação baseia-se no estudo do comportamento do coalescedor em três estágios, descrito previamente, onde, o terceiro estágio operacional do coalescedor é caracterizado pela tendência de manutenção da E_c constante com o tempo. Para confirmação de que o estado estacionário foi atingido seria necessário que o teste fosse realizado com um tempo estendido.

Ficou evidenciada a ocorrência de uma eficiência maior para o maior dos dois valores de altura de leito testadas (8 cm), fato que se verifica ao longo de todo o período dos dois ensaios. No tempo de 8,0 horas de realização dos dois ensaios a eficiência média para a altura de leito de 8 cm foi de, aproximadamente 86,%, contra aproximadamente, 65% para a altura de 5 cm.

Destaca-se aqui que os valores de E_c encontrados para as duas alturas de leito são elevados, principalmente no caso do leito de altura 8 cm. Isto se deve ao fato de que, conforme citado mais acima, nesses ensaios, foram usados leitos granulares novos, aspecto que pode resultar na elevação da eficiência em função da existência de forças de interação

entre o leito e gotas de óleo. No caso de leitos já utilizados em ensaios anteriormente, os valores de E_c seriam menores.

Além da diferença entre valores de E_c para as duas alturas de leito, outros aspectos relevantes puderam ser observados. Um deles é a diferença entre o valor de E_c inicial e o seu valor máximo. Os tempos para que a eficiência máxima seja atingida, nos dois processos, são próximos um do outro (aproximadamente 2 horas, para a altura de leito de 5 cm e 2,5 horas, para a altura de leito de 8 cm). Entretanto, o valor da diferença entre o E_c inicial e o E_c máximo para o leito com altura de 8 cm é muito menor do que para o leito com altura de 5 cm. Os valores dessa diferença de E_c são de, aproximadamente, 4% e 10% para as alturas de leito de 8 cm e 5 cm, respectivamente. Esse aspecto pode ser um indicativo da ocorrência de possibilidades de captura das gotas de óleo com intensidades e importância diferentes, para cada uma das duas alturas de leito. Em ambos os casos, a possibilidade de captura das gotas de óleo pelas gotas já retidas no leito possuem uma grande importância, como já discutido anteriormente. Contudo, no caso da possibilidade de captura das gotas pelos grãos que formam o leito, é possível que isto ocorra com maior intensidade com o leito com o leito de 8 cm do que com o leito de 5 cm.

No trabalho dos pesquisadores *JI et al.* (2009), os valores de altura de leito testados foram 3, 5, 7, 10 e 15 cm, o que resultou em uma altura de leito ótima (resulta no valor máximo de TOG no efluente) foi de 7 cm.

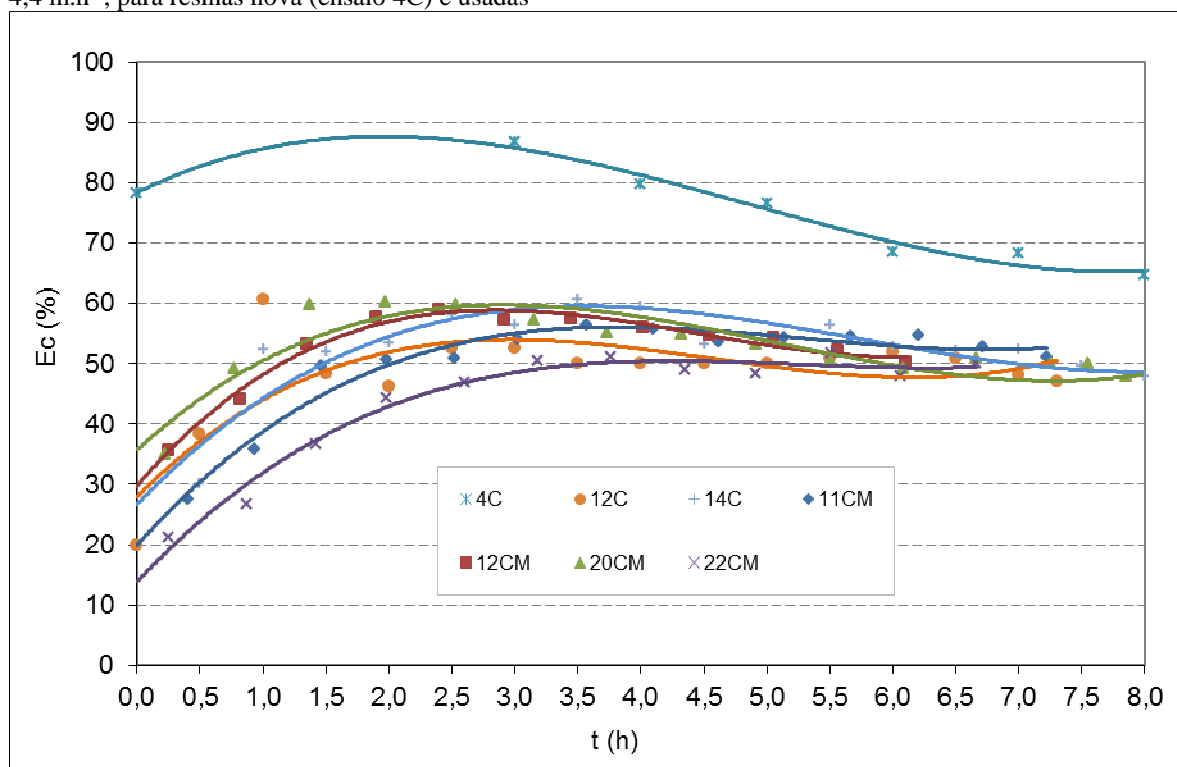
Neste trabalho, a altura de leito ótima não foi avaliada. Entretanto, observa-se que houve um aumento de E_c quando a altura do leito aumento para 8 cm, sugerindo que a altura ótima seja igual ou superior a este valor.

4.1.7 Influência da força de iteração do leito

A Figura 55 mostra a eficiência de remoção de óleo ao longo do tempo, para vários testes em condições semelhantes (TOG_{ac} de 200 mg.L^{-1} e v de $4,4 \text{ m.h}^{-1}$).

Um dos ensaios (4C) foi realizado com o leito de resina nova, enquanto que os demais foram feitos com o leito formado por resina velha, usada, ou seja, a resina após a realização de testes anteriores.

Figura 55 – Eficiência de tratamento ao longo do tempo, para TOGac de 200 mg.L⁻¹ e velocidade superficial de 4,4 m.h⁻¹, para resinas nova (ensaio 4C) e usadas



Fonte: Autor (2014).

Conforme pode-se observar, todas as curvas apresentam comportamentos semelhantes. Entretanto, a curva da resina nova (4C) resultou em uma eficiência muito maior que as demais. Apesar disso, a curva 4C apresenta, no seu segundo estágio, uma queda mais acentuada que as outras. A partir de 8 horas de ensaio essa queda já tende a apresentar uma estabilização, que é onde o processo entra em estado estacionário.

Tais comportamentos podem ser indicativos de que a interação entre a fase oleosa e a resina quando ela ainda está nova, ocorre de forma mais intensa, contribuindo para elevação do processo de captura das gotas. À medida em que as resinas continuam a serem utilizadas, a interação entre a fase oleosa e a resina leva à perda do desempenho dessa última, possivelmente como resultado da adsorção do óleo pela resina.

Verifica-se ainda que processo de limpeza química se mostrou incapaz de recuperar o desempenho das resinas de modo a retorná-lo às suas condições originais. De fato, o procedimento de limpeza do leito visou apenas recuperar a permeabilidade do leito, processo realizado com sucesso.

Com relação ao diâmetro médio das gotas de óleo, as análises realizadas demonstraram que não ocorreram alterações significativas entre os valores da alimentação e saída do coalescedor. As gotas de saída possuíam diâmetros muito próximos ou, às vezes, levemente

mais baixos que as gotas da alimentação. Esse resultado é esperado, uma vez que as gotas de diâmetros maiores, resultantes do processo de coalescência que ocorre no interior do leito devem ficar retidas na unidade, se a configuração hidráulica do equipamento for projetada de forma adequada, como se supõe que seja o caso.

Algumas considerações, portanto, podem ser estabelecidas quanto à utilização do coalescedor em leito como processo de pré-tratamento de efluentes visando a remoção do óleo emulsionado em um estágio inicial. Uma delas é que o coalescedor pode atuar de modo a remover uma carga inicial de óleo do afluente, contribuindo para reduzir a carga de óleo a ser alimentada na unidade de remoção de óleo a ser usada a jusante. O coalescedor poderá operar com uma eficiência maior ou menor, em função da necessidade. Para tanto, basta-se-á ajustar a velocidade do fluido, desde que sejam mantidos constantes os outros parâmetros e condições dos testes.

Outra consideração importante é que a eficiência de remoção de óleo é mais baixa no período de operação inicial do processo, ou seja, no estágio em que a queda de permeabilidade do leito é acentuada. Para o TOGam de 200 mg.L^{-1} e v de $4,4 \text{ m.h}^{-1}$ esse período pode ocorrer entre quatro e seis horas após a partida do processo (Figura 35). Durante esse período, o processo a ser utilizado a jusante operaria com uma carga de óleo mais elevada do que após esse período, quando o estado estacionário for atingido. Caso isto não seja possível, por causar danos operacionais, a estratégia a ser utilizada deveria ser previamente saturar o coalescedor com a água oleosa a ser tratada, a fim de que o processo integrado já incie operando no estado estacionário. Na prática, essa condição poderia ser obtida através da recirculação do efluente oleoso a ser tratado através do coalescedor.

4.2 MEMBRANAS

Os principais aspectos relacionados com o comportamento operacional e a eficiência das membranas operando separadamente, estão apresentados a seguir.

O estudo do comportamento operacional das membranas foi realizado considerando vários aspectos. Inicialmente foi realizada uma verificação da efetividade dos procedimentos de retrolavagem e do borbulhamento, as duas técnicas utilizadas para a limpeza física das membranas neste estudo.

Outras etapas estudadas foram a avaliação do comportamento de alguns parâmetros, a verificação da influência de determinados parâmetros na operação do processo e a avaliação da qualidade da água do fluxo de permeado.

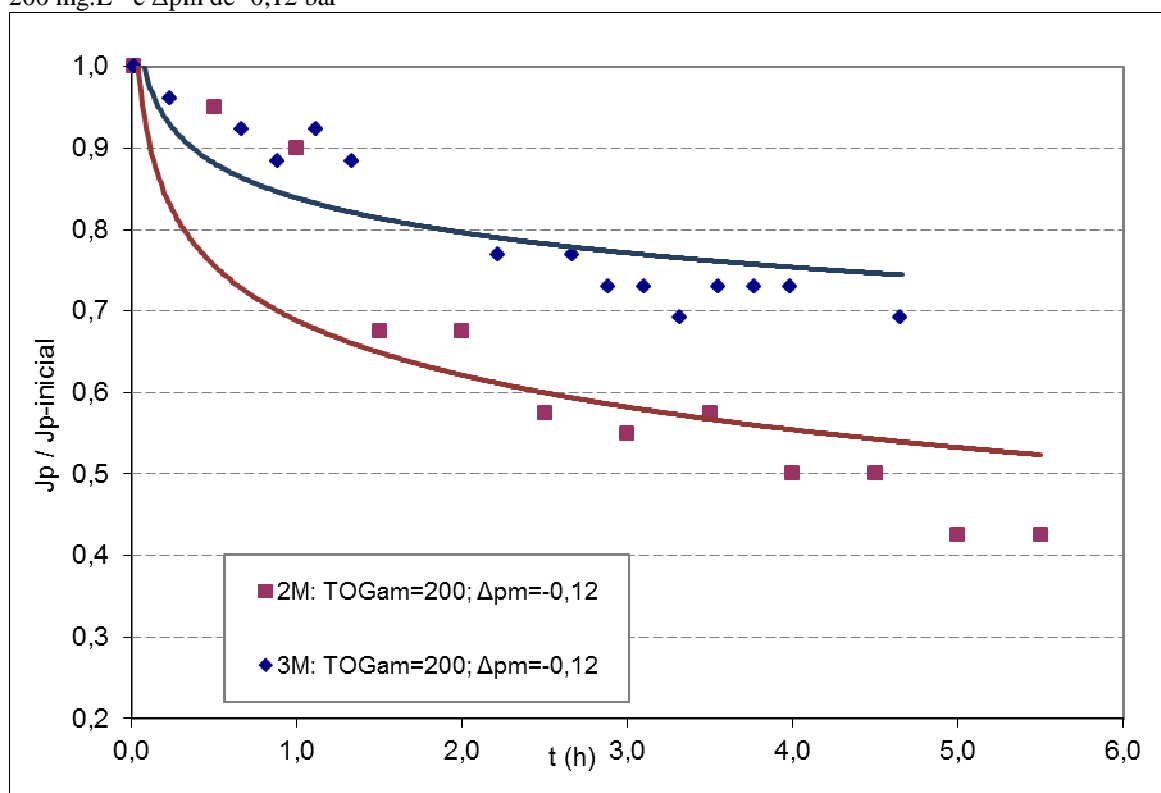
Algumas dessas verificações envolveram comparações entre a variação da queda do fluxo de permeado (J_p) ao longo do tempo para diferentes ensaios realizados. Nessas verificações, para homogeneização do J_p inicial desses diferentes testes, foi adotado o J_p normalizado, obtido através da relação $J_p/J_{p\text{-inicial}}$, sendo $J_{p\text{-inicial}}$ o fluxo de permeado no tempo inicial.

4.2.1 Verificação da efetividade do processo de limpeza física utilizado

Esta verificação foi realizada através da variação da queda do J_p normalizado ao longo do tempo.

A Figura 56 apresenta as curvas comparativas de dois ensaios, um em que foram utilizados a retrolavagem e o borbulhamento e o outro em que não foram utilizadas estratégias de limpeza física alguma. As condições do teste para essa avaliação foram: TOG_{am} de 200 mg.L^{-1} e Δp_m de $-0,12 \text{ bar}$ e relação entre os tempos de operação e de retrolavagem de 15 minutos/15 segundos.

Figura 56 – Comparação entre as quedas de fluxo ($J_p/J_{p\text{-inicial}}$) para condições de operação das membranas sem limpeza física alguma (ensaio 2M) e com retrolavagem e borbulhamento (ensaio 3M), ambos para TOG_{am} de 200 mg.L^{-1} e Δp_m de $-0,12 \text{ bar}$



Fonte: Autor (2014).

Para essas condições, verifica-se que a queda de fluxo é reduzida consideravelmente, quando a retrolavagem e borbulhamento são utilizados. De acordo com a Figura, verifica-se que o borbulhamento e a retrolavagem atenuam a queda de fluxo de permeado, problema inerente aos PSM e que resulta no aumento indesejado da frequência de limpeza química.

Esse resultado é esperado. Conforme citado no capítulo **Revisão bibliográfica**, o borbulhamento de ar visa induzir forças de cisalhamento na superfície das membranas de modo a atenuar as incrustações (FULTON *et al.*, 2011). Por sua vez, a retrolavagem periódica visa reduzir tanto o bloqueio interno da membrana quanto a formação de *fouling* na sua superfície (KUBERKAR; CZEKAJ; DAVIS, 1998).

Para as condições e parâmetros testados ($TOG_{am}=200 \text{ mg.L}^{-1}$ e $\Delta p_m=-0,12 \text{ bar}$), após decorridas aproximadamente 5 horas de operação, observou-se que quando se utiliza a retrolavagem e o borbulhamento, ocorre uma redução na queda de permeado de pouco mais de 20%.

4.2.2 Verificação do comportamento do fluxo de permeado

Com relação ao fluxo de permeado, verificou-se que o mesmo decai ao longo do tempo com dois comportamentos distintos, caracterizando a existência de dois estágios (Figura 56). No primeiro estágio se verifica uma queda acentuada de valor, ocorrendo nas duas primeiras horas de duração do teste, enquanto que no segundo ocorre uma queda mais branda, tornando-se quase constante com o tempo.

Esse comportamento já era esperado. A possível causa do declínio rápido do fluxo é o bloqueio dos poros e a polarização de concentração (OHYA, 1998), sendo essa última, na fase inicial do experimento, considerada insignificante, uma vez que a concentração de óleo retido não é muito elevada. Nesse caso, o bloqueio dos poros por gotículas de óleo poderia ser o principal fator para o declínio fluxo inicial (CHAKRABARTY; GHOSHAL; PURKAIT, 2008).

A queda de valor de J_p pode ser atenuada através da alteração da relação entre tempo de operação/tempo de retrolavagem, citada previamente. Entretanto, conforme citado no capítulo **Revisão bibliográfica**, um aspecto importante é o valor e a duração da inversão do fluxo permeado; uma vez que, como essa operação consome o volume de permeado produzido, a produtividade do processo é reduzida (HWANG; CHAN; TUNG, 2009). Por

essa razão, a relação inicialmente adotada para a relação “tempo de operação / tempo de retrolavagem” foi mantida em “15 minutos / 15 segundos” ao longo de todo o estudo.

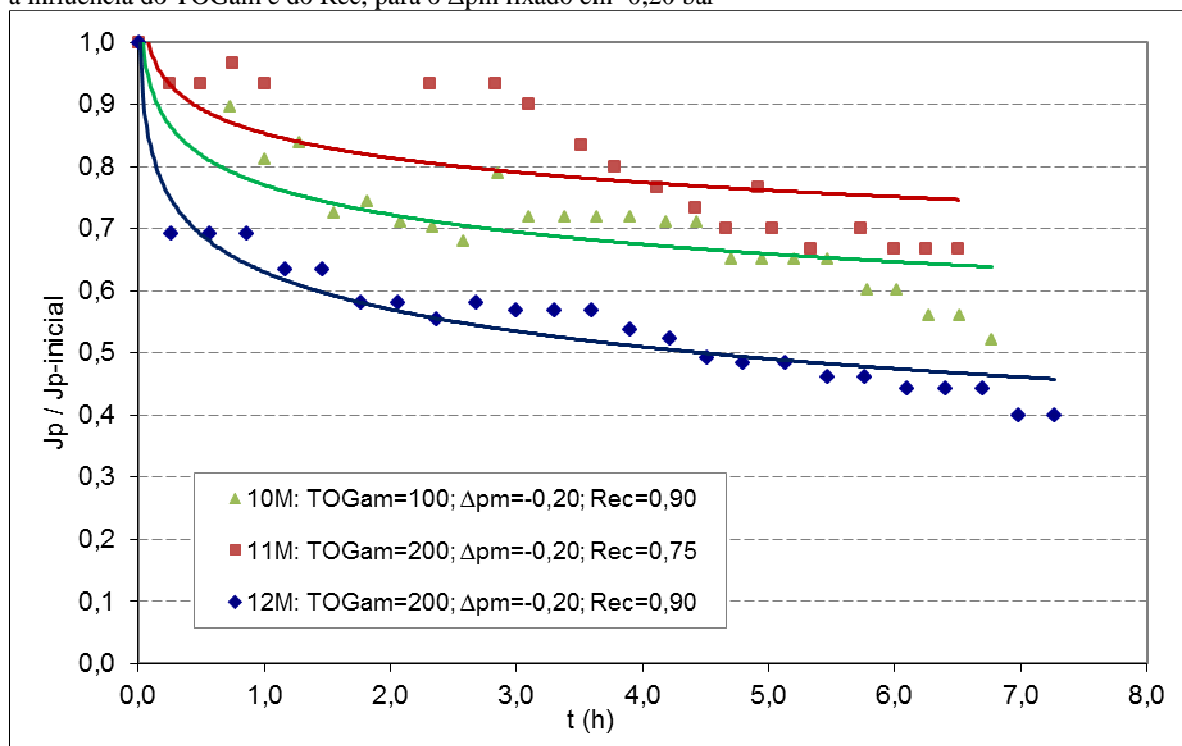
4.2.3 Influência do TOG na alimentação e da taxa de recuperação de água

Conforme descrito no capítulo **Metodologia**, a verificação da influência do TOG_{am} e da taxa de recuperação de água (Rec) na operação das membranas foi realizada através de ensaios que utilizaram dois valores de TOG_{am}, 100 e 200 mg.L⁻¹ e dois valores de Rec, 0,75 e 0,90. Para todos os casos, a pressão através da membrana (Δp_m) utilizada foi de -0,20 bar, que foi mantida constante ao longo de todo o teste.

Os valores de TOG_{am} usados nesta verificação foram escolhidos pelo fato de estarem próximos dos resultados obtidos dos TOG de saída do efluente do processo de coalescedor em leito TOG_{sc}, uma vez que já haviam sido realizados testes com o coalescedor e, por essa razão, alguns resultados já eram conhecidos.

Os resultados estão apresentados na Figura 57, a seguir.

Figura 57 – Comportamento da queda do fluxo de permeado das membranas ao longo do tempo, considerando-se a influência do TOG_{am} e do Rec, para o Δp_m fixado em -0,20 bar



Fonte: Autor (2014).

De acordo com a Figura, ambos os parâmetros influenciaram na queda do $J_p/J_{p\text{-inicial}}$, para as condições em que foram realizados os ensaios.

No caso do TOGam, comparando-se os ensaios 10M e 12M, verificou-se que para o maior dos dois valores testados (200 mg.L⁻¹) a queda do fluxo de permeado foi mais acentuada, quando o valor de Rec foi de 0,90. Este comportamento não pôde ser avaliado experimentalmente para o Rec de 0,75, visto que ocorreram algumas variações indevidas de pressão ao longo do ensaio 9M (TOGam de 100 mg.L⁻¹), produzindo resultados não confiáveis. Por essa razão, o ensaio 9M não foi considerado.

A causa do maior TOGam implicar em uma maior queda de Jp/Jp-inicial (como a que ocorre entre os citados testes 10M e 12M) pode ser explicada pelo fato de que, com um TOGam maior, haverá um maior TOG na corrente de concentrado (TOGc), ou seja, um TOG maior no interior do tanque das membranas ou na saída do extravasor. Esse aumento do TOGc resulta em elevação da concentração de óleo próximo à superfície da membrana, aumentando, assim, a resistência ao transporte da água e do óleo, o que implica em maiores retenções da fase oleosa. Em outras palavras, o *fouling* da membrana se processará mais intensamente e, com isso, o Jp cairá mais drasticamente.

A intensidade do *fouling* está, portanto, associada aos valores de TOGc que correspondem aos valores de TOGam (no caso, de 100 e 200 mg.L⁻¹). A comparação entre esses valores de TOGc pode ser obtida pela relação "TOGc para TOGam=200 / TOGc para TOGam=100".

Um aspecto importante a ser enfatizado é que o valor do TOGc pode ser obtido por balanço de massa, cuja equação está deduzida no Apêndice C e descrita a seguir.

$$TOGc = \frac{TOGam - Rec \times TOGp}{1 - Rec} \quad (24)$$

Aplicando-se esta equação para os dois valores de TOGam aqui testados (100 e 200 mg.L⁻¹) e o Rec com valor de 0,90 (ensaios 10M e 12M) e considerando-se o TOGp médio obtido para ambos os casos de 4,2 mg.L⁻¹ pode-se obter a relação "TOGc para TOGam=200 / TOGc para TOGam=100" com um valor de, aproximadamente, 2,03.

Portanto, há um acréscimo de 103% da concentração de óleo no interior do tanque das membranas (TOGc) quando se eleva o TOGam de 100 para 200 mg.L⁻¹.

Da mesma forma, aplicando-se a Equação 24 para os mesmos dois valores de TOGam (100 e 200 mg.L⁻¹) e o Rec com valor de 0,75, e considerando-se o TOGp médio obtido para ambos os casos de 4,2 mg.L⁻¹ pode-se obter a relação "TOGc para TOGam=200 / TOGc para TOGam=100" com um valor de, aproximadamente, 2,03, ou, seja, o mesmo valor obtido para o Rec=0,90.

Dessa forma, apesar de não ter sido possível se avaliar experimentalmente a influência dos valores de TOGam para o Rec de 0,75, pôde-se verificar que, para esse valor de Rec, existirá também uma tendência de maior declínio de fluxo para o TOG de 200 mg.L⁻¹ do que para o de 100 mg.L⁻¹.

A Tabela 11 mostra os resultados do TOGc e da relação entre os valores de TOGc para os TOGam de 100 e 200 mg.L⁻¹, tanto para o Rec de 0,75 quanto para o de 0,90.

Tabela 11 – Resultados do TOGc e da relação entre os valores de TOGc para os TOGam de 100 e 200 mg.L⁻¹, tanto para o Rec de 0,75 quanto para o de 0,90

TOGam (mg.L⁻¹)	Rec	TOGc (mg.L⁻¹)	Relação "TOGc para TOGam=200 / TOGc para TOGam=100"	Aumento do TOGc (%)
100	0,75	387	2,03	103
200		787		
100	0,90	962	2,03	103
200		1962		

Fonte: Autor (2014).

O Rec também influencia na queda de fluxo de permeado. Comparando-se os ensaios 11M e 12M na citada Figura 57, verificou-se que para o maior dos dois valores de TOGam testados (200 mg.L⁻¹) a queda do fluxo de permeado foi mais acentuada quando o valor de Rec foi de 0,90. Este comportamento não pôde ser avaliado experimentalmente para o TOGam de 100 mg.L⁻¹, pois, como já citado, o ensaio 9M (TOGam de 100 mg.L⁻¹ e Rec de 0,75) não foi considerado.

A razão do maior Rec implicar em uma maior queda de Jp/Jp-inicial (testes 11M e 12M) também pode ser explicada pelo fato de que com um Rec maior haverá um maior TOGc, o que resultará na intensificação do *fouling*.

De forma idêntica ao caso da influência do TOGam, a intensidade do *fouling* está, também, associada aos valores de TOGc que correspondem aos valores de Rec testados (no caso, de 0,75 e 0,90) e a comparação entre esses valores de TOGc pode ser obtida pela relação "TOGc para Rec=0,90 / TOGc para Rec=0,75").

Aplicando-se balanço de massa e o mesmo procedimento utilizado para o caso da influência do TOGam, obtem-se, um valor para a relação "TOGc para Rec=0,90 / TOGc para Rec=0,75" de 2,48. Este resultado é encontrado tanto para o Rec de 0,90, (ensaios 11M e 12M) quanto de 0,75.

Portanto, há um acréscimo de 148% da concentração de óleo no interior do tanque das membranas quando se eleva o Rec de 0,75 para 0,90.

Dessa forma, apesar de não ter sido possível se avaliar experimentalmente a influência dos valores de Rec para o TOGam de 100 mg.L⁻¹, pôde-se verificar que, para esse valor de TOGam, existirá também uma tendência de maior declínio de fluxo para o Rec de 0,90 do que para o de 0,75.

A Tabela 12 mostra os resultados do TOGc e da relação entre os valores de TOGc para os Rec de 0,75 e 0,90, tanto para o TOGam de 100 mg.L⁻¹ quanto para o de 200 mg.L⁻¹.

Tabela 12 – Resultados do TOGc e da relação entre os valores de TOGc para os Rec de 0,75 e 0,90, tanto para o TOGam de 100 quanto para o de 200 mg.L⁻¹

Rec	TOGam (mg.L ⁻¹)	TOGc (mg.L ⁻¹)	Relação "TOGc para Rec=0,90 / TOGc para Rec=0,75"	Aumento do TOGc (%)
0,75	100	387	2,48	148
0,90		962		
0,75	200	787	2,48	148
0,90		1962		

Fonte: Autor (2014).

Um aspecto importante a ser destacado é que, para as condições testadas, a influência do Rec na queda de permeado foi mais significativa que a do TOGam. Conforme observado, esta relação entre as influências desses dois parâmetros pode ser definido pela relação de 2,48 / 2,03.

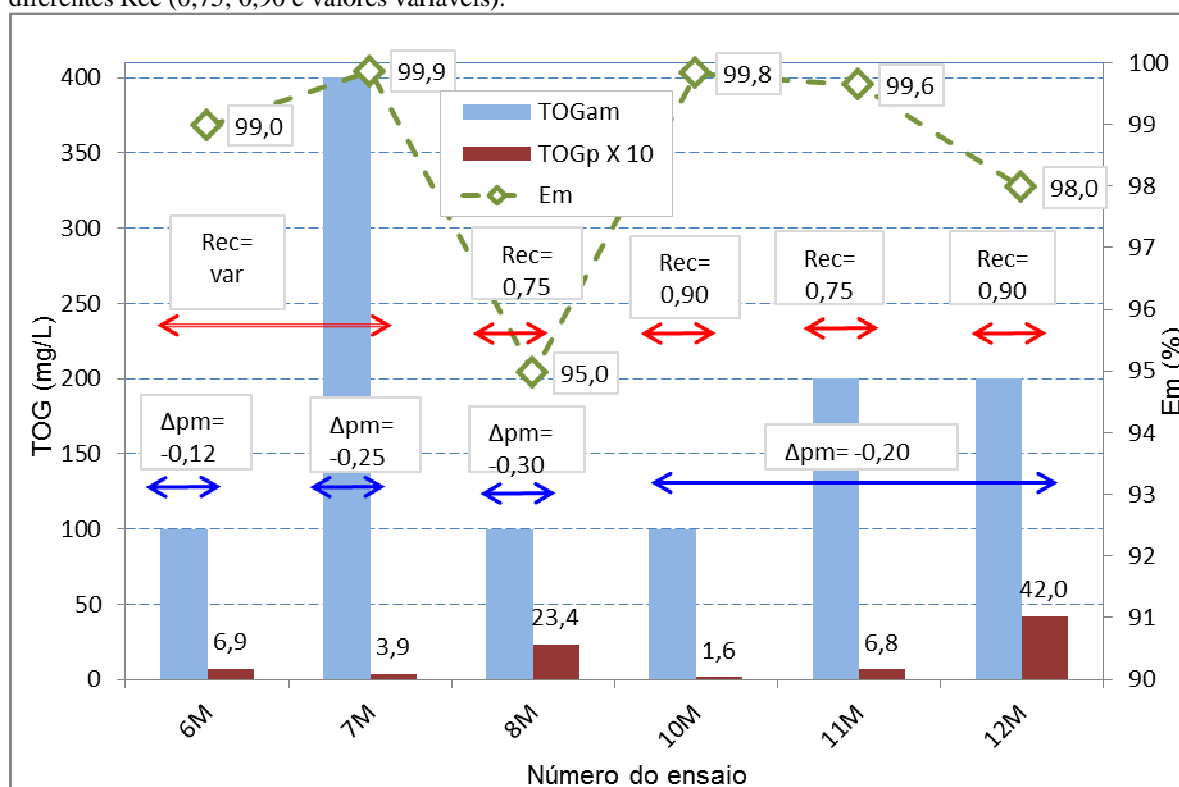
Observando-se as curvas citadas, pode-se notar que, algumas delas apresentam flutuações em determinados trechos. Este é o caso da curva do teste 11M, nos instantes entre 0,5 e 4,0 horas. Essas flutuações são originárias de variações indevidas em determinados parâmetros de controle operacional ao longo do período do teste. Um desses parâmetros é a Δp_m , que, em alguns momentos, se elevava indevidamente para além da faixa pré-fixada, de - 0,20 bar.

4.2.4 Verificação da qualidade do efluente no permeado

Com relação à qualidade do permeado (ou efluente final), vários aspectos importantes puderam ser observados. Um deles é o valor do TOG na corrente de permeado ou na saída das membranas (TOGp), cujos valores encontrados foram relativamente baixos.

A Figura 58, a seguir, mostra o resultado de ensaios realizados com membranas, em termos de TOGp e de Em, utilizando diferentes TOGam (100, 200 e 400 mg.L⁻¹), diferentes Δpm (-0,12; -0,20; -0,25 e -0,30) e diferentes taxas de recuperação de água (Rec). Para esse último parâmetro, o Rec, foram utilizados valores de 0,75; 0,90 e valores variáveis ao longo do tempo de teste. Esses Rec com valores variáveis (Rec = var) foram resultantes de ensaios onde a vazão de alimentação das membranas foi mantida constante a longo do tempo, independentemente da gradual redução que ocorre na vazão de permeado, quando a Δpm é mantida constante, como foi o caso.

Figura 58 – Resultado de ensaios realizados com membranas operando isoladamente, em termos de TOGp e de Em, utilizando diferentes TOGam (100, 200 e 400 mg.L⁻¹), diferentes Δpm (-0,12; -0,20; -0,25 e -0,30) e diferentes Rec (0,75; 0,90 e valores variáveis).



Fonte: Autor (2014).

De acordo com a Figura, os valores médios de TOGp variaram entre 0,16 e 4,2 mg.L⁻¹, enquanto que os valores médios de eficiência de remoção de óleo pelas membranas encontrados variaram entre 95,0 e 99,9%, resultados que podem ser considerados muito bons, de acordo com a legislação brasileira sobre este assunto.

Com relação aos valores de TOGp, de um modo geral, um aspecto relevante é que, dos ensaios realizados, todos apresentaram resultados muito abaixo de 29 mg.L⁻¹, valor este fixado como o médio mensal permitido pela Resolução Conama 393/2007 (BRASIL, 2007)

para efeito de descarte de água produzida por plataformas marítimas de produção de petróleo, no mar.

Ressalta-se ainda que os valores encontrados também estão muito abaixo até de 20 mg.L⁻¹, valor este fixado pela Resolução Conama 357/2005 (BRASIL, 2005), atualizada na Resolução 430/2011 (BRASIL, 2011), como o máximo permitido a fim de que o efluente possa ser descartado nos corpos de água superficiais do país.

De fato, os valores de TOGp médios foram baixos a ponto de representar um indicativo muito forte da possibilidade de reúso desses efluentes em atividades de superfície diversas. Considerando-se instalações de terra, as possibilidades de reúso a serem estudadas poderiam ser as seguintes: água de reposição de torres de resfriamento, lavagem de peças em oficinas mecânicas, a lavagem de veículos industriais e o abatimento de poeira. Entre os itens que deverão ser contemplados nesse estudo estão a avaliação de outros parâmetros de qualidade da AP disponível para ser reusada e a avaliação da qualidade requerida para a água na unidade ou processo onde ela será utilizada.

A Figura 59, a seguir, mostra o aspecto visual de duas amostras de AP antes de após o tratamento pelo processo de membranas.

Figura 59 – Aspecto visual de duas amostras de AP antes de após o tratamento pelo processo de membranas estudado.



Fonte: Autor (2012).

Outro aspecto importante é a verificação da influência dos parâmetros testados (TOGam, Rec e Δpm) na qualidade do efluente final.

Observa-se que, dos ensaios mostrados na Figura 58, o 12M é que apresentou o maior valor de TOGp ($4,2 \text{ mg.L}^{-1}$). Esse ensaio é o que resulta em um maior valor de TOG na corrente de concentrado (TOGc), ou no interior do tanque das membranas, de todos. Destaca-se que o ensaio 7M, apesar de ter um TOGam maior que o 12C, tem um Rec baixo, o que resulta em um TOGc também muito baixo. Portanto, é provável que o TOGc também influencie na eficiência das membranas, nesse caso, de modo diretamente proporcional.

Com relação ao Δpm , verifica-se que há um indicativo da influência desse parâmetro na eficiência das membranas e na qualidade do permeado. Observa-se que o ensaio que operou com a maior pressão de todos, o 8M, foi o que apresentou a menor eficiência, em termos de remoção de óleo. Esse fato realmente ocorre, em alguns casos; pois, conforme citado no capítulo **Revisão bibliográfica**, como as gotas são deformáveis, dependendo da pressão aplicada, elas podem ser espremidas através dos poros e passar através da membrana, contaminando o permeado (CHAKRABARTY; GHOSHAL; PURKAIT, 2008). De qualquer forma, como citado mais acima, os aspectos ligados a qualidade do permeado serão explorados mais adiante, quando da avaliação dos ensaios do coalescedor e as membranas operado de forma integrada.

4.3 COALESCEDOR EM LEITO INTEGRADO A MICROFILTRAÇÃO SUBMERSA

Conforme citado previamente, a partir dos resultados do estudo de cada um dos dois processos operando separadamente, conforme relatado nos itens anteriores, foi realizado o estudo dos dois processos operando de forma integrada.

Um dos objetivos desse estudo foi o de avaliar a influência dos quatro parâmetros testados, citados no capítulo **Metodologia**, (TOGac, v , Δpm e Rec) na eficiência do processo.

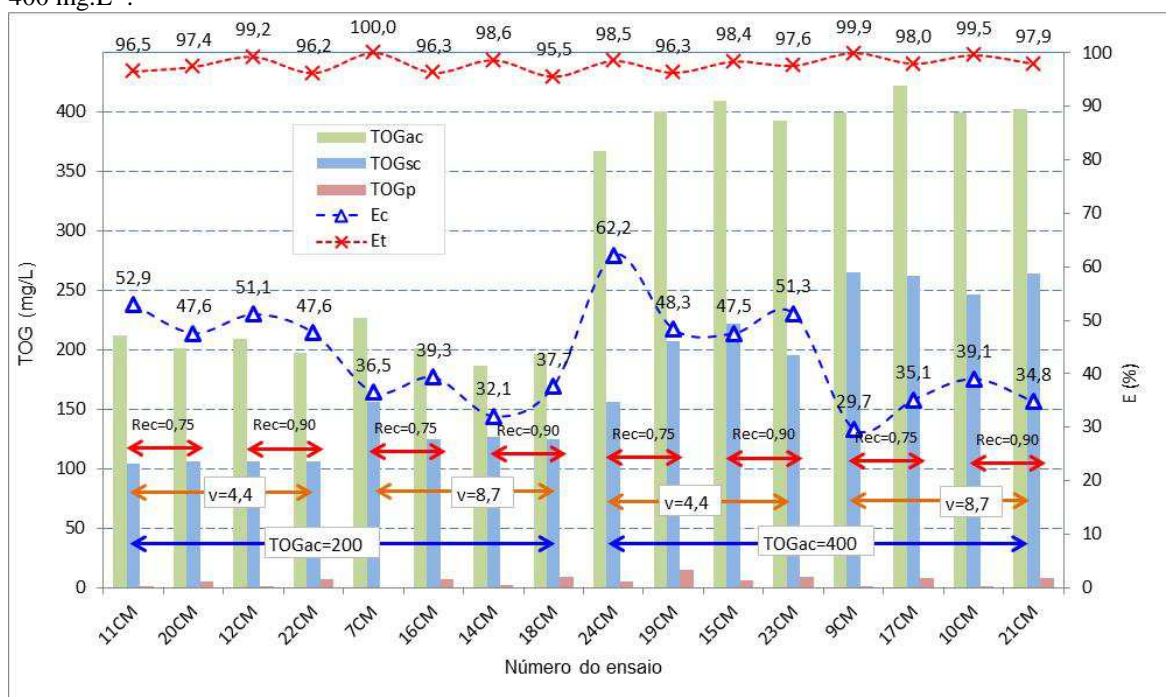
4.3.1 Verificação da qualidade do permeado

As Figuras 60 e 61 e a Tabela 13 apresentam os resultados de qualidade do permeado (efluente) nas diferentes condições de operação do processo integrado. Os resultados estão mostrados em termos da eficiência do processo para remoção de óleo e do valor de TOG. A eficiência de remoção de óleo e o valor de TOG foram consideradas em dois pontos do processo, na saída do coalescedor (E_c , TOGsc) e na saída do efluente final (E_t , TOGp). A

eficiência na saída do efluente representa a eficiência total do processo. Os valores de TOG na entrada do coalescedor (TOGac) também são apresentados na Figura 60.

Na saída do coalescedor, conforme discutido previamente, ocorre uma variação dos parâmetros de qualidade do processo com o tempo de operação, fenômeno que se verifica em três estágios. Por esta razão, tanto para a E_c , quanto para o TOGsc, considerou-se a condição na qual o processo atinge o estado estacionário, em torno de 6 horas do início da operação. No caso do ponto localizado na saída do processo de microfiltração, foram considerados os valores médios ao longo do tempo de operação do processo.

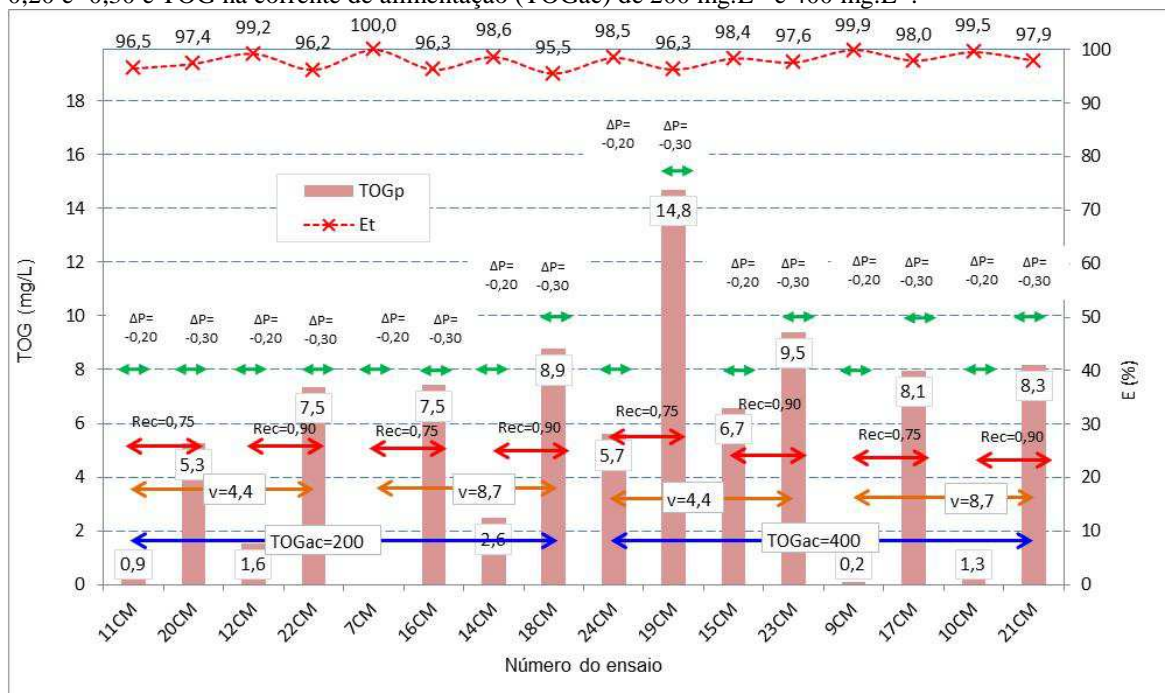
Figura 60 – Eficiência de remoção de óleo (E_t , em %) e valores de TOG na saída do coalescedor em leito (TOGsc, em mg.L^{-1}) e no permeado (TOGp, em mg.L^{-1}) para ensaios realizados com o processo integrado e com valores de v de 4,4 e 8,7 m.h^{-1} ; Rec de 0,75 e 0,90 e TOG na corrente de alimentação (TOGac) de 200 mg.L^{-1} e 400 mg.L^{-1} .



Comparação dos valores de TOG e Eficiência.

Fonte: Autor (2014).

Figura 61 – Eficiência de remoção de óleo (Et, em %) e valores de TOG no permeado (TOGp, em mg.L⁻¹) para ensaios realizados com o processo integrado e com valores de v de 4,4 e 8,7 m.h⁻¹; Rec de 0,75 e 0,90; Δpm de -0,20 e -0,30 e TOG na corrente de alimentação (TOGac) de 200 mg.L⁻¹ e 400 mg.L⁻¹.



Destaque para os valores de TOGp e de Δpm.

Fonte: Autor (2014).

Tabela 13 – Eficiência de remoção de óleo (Ec) e valores de TOG na saída do coalescedor em leito (TOGsc) para diferentes valores de velocidade de escoamento (v) e TOG na alimentação (TOGac).

TOGac (mg.L ⁻¹)	v (m.h ⁻¹)	Ec (%)	TOGsc (mg.L ⁻¹)
100	4,4	49,8	106
	8,7	36,4	133
200	4,4	52,3	195
	8,7	34,7	260

Fonte: Autor (2014).

Os resultados de qualidade observados indicam que ambos os processos contribuem com a remoção de óleo da corrente de alimentação. Quando a operação é conduzida com velocidades de 4,4 e 8,7 m.h⁻¹, em média, o coalescedor contribui com uma remoção aproximada de TOG de 50% e 36%, respectivamente. Este resultado é observado tanto para TOGac de 200 mg.L⁻¹ quanto de 400 mg.L⁻¹, mostrando que o TOGac não influencia na eficiência de remoção de óleo do coalescedor (Ec).

O processo de microfiltração, por sua vez, remove praticamente todo o TOG remanescente do coalescedor. A eficiência total do sistema variou entre 93 e 100%, correspondendo a valores de TOGp entre 0,1 a 14,8 mg.L⁻¹, respectivamente.

É importante destacar que o valor mais elevado de TOCp (14,8 mg.L⁻¹) talvez possa ser caracterizado como um resultado atípico, pois os demais ensaios apresentaram valores deste parâmetro inferiores a 10 mg.L⁻¹.

Assim, em todas as situações os valores relativos a qualidade do efluente final podem ser considerados muito bons, principalmente se as opções para destino final forem descarte ou reinjeção.

Para a alternativa de descarte no mar os valores de TOGp estão muito abaixo de 29 mg.L⁻¹, valor este fixado como o médio mensal permitido pela Resolução Conama 393/2007 (BRASIL, 2007). Para injeção, conforme citado no capítulo **Revisão bibliográfica**, segundo Bader (2007) os valores de TOG requeridos para descarte e injeção são menores que 42 mg.L⁻¹.

De fato, espera-se que membranas de microfiltração contribuam para a qualidade do efluente de forma significativa. Os diâmetros de gotas testados (entre 3 e 8 µm) são maiores que os diâmetros máximo de poros das membranas, em torno de 0,4 a 0,8 µm, possibilitando a retenção da fase dispersa. Outra causa para a eficiência observada é, provavelmente, relacionada ao reduzido valor da diferença de pressão através da membrana (Δp_m) aplicado nos testes, o qual reduz deformações nas gotas de óleo e evita sua extrusão pelos poros da membrana.

Para reúso do efluente tratado, os valores de TOGp médios observados para o sistema integrado são satisfatórios, representando um indicativo de que essa possibilidade pode ser aplicada em determinadas atividades produtivas. Entre essas atividades estão: água de reposição de torres de resfriamento, lavagem de peças em oficinas mecânicas, a lavagem de veículos industriais e o abatimento de poeira. Deve-se enfatizar, contudo, que para o reúso deve-se fazer um estudo detalhado, no qual devem ser considerados vários aspectos, incluindo os ligados aos volumes e qualidade da água gerada, assim como quanto a qualidade requerida pela unidade que se candidata a potencial consumidora.

4.3.2 Avaliação da estabilidade do processo integrado

4.3.2.1 Qualidade do permeado

A avaliação da estabilidade do processo integrado em termos da qualidade do permeado foi realizada em duas etapas:

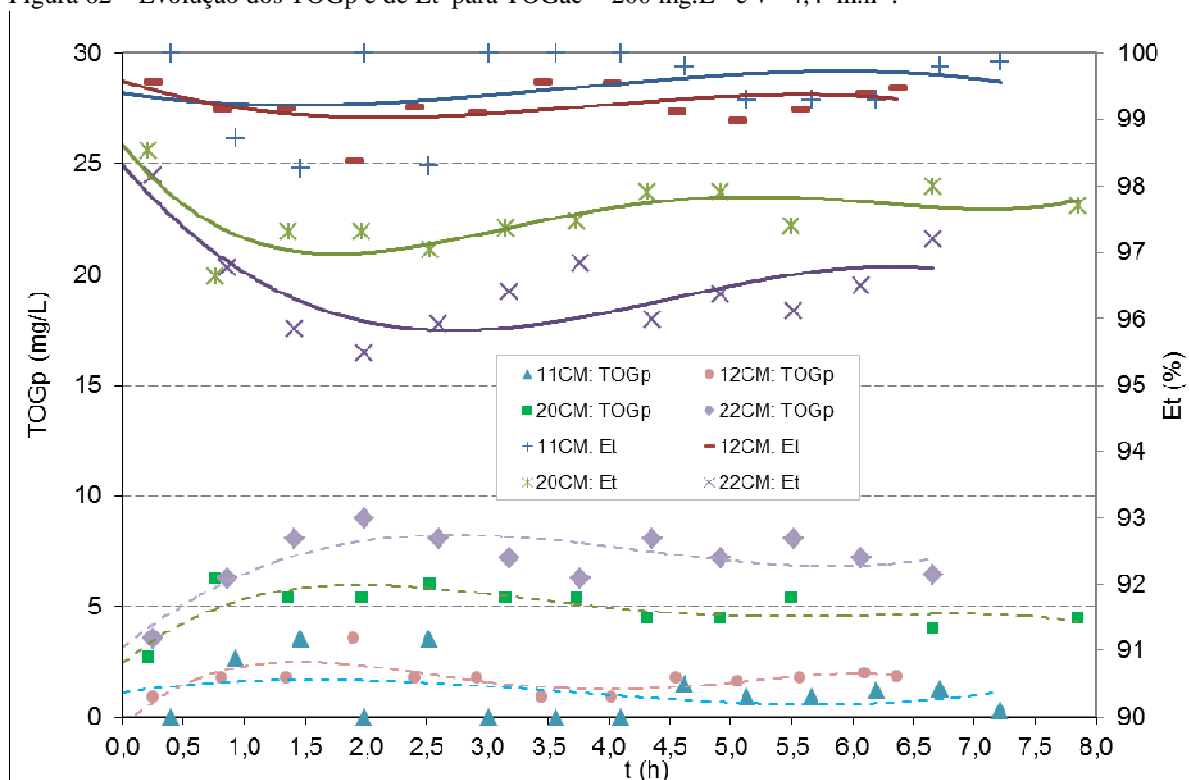
- Primeira etapa – Contempla o tratamento através do coalescedor em leito e monitora as condições de alimentação e a saída do coalescedor;
- Segunda etapa – Contempla o tratamento do efluente tratado pelo processo de microfiltração e monitora a saída do coalescedor (e alimentação das membranas) e das membranas (permeado).

O comportamento da primeira etapa do processo acoplado já foi apresentado e discutido detalhadamente, na avaliação do coalescedor em leito operando isoladamente. Conforme discutido anteriormente, a evolução do TOG_{sc} e da Ec, para TOG_{ac} com valores de 200 e 400 mg.L⁻¹ e v com valores de 4,4 e 8,7 m.h⁻¹, apresentou três estágios distintos. No caso do Ec, verificou-se que no primeiro estágio há uma elevação do valor deste parâmetro, até que um ponto máximo seja atingido. O segundo estágio é caracterizado pela queda branda desse parâmetro. No terceiro estágio o estado estacionário é atingido.

Outro aspecto importante observado no terceiro estágio é que, de um modo geral, as curvas dos ensaios apresentam uma determinada convergência. Este fato também ocorre nos demais estágios.

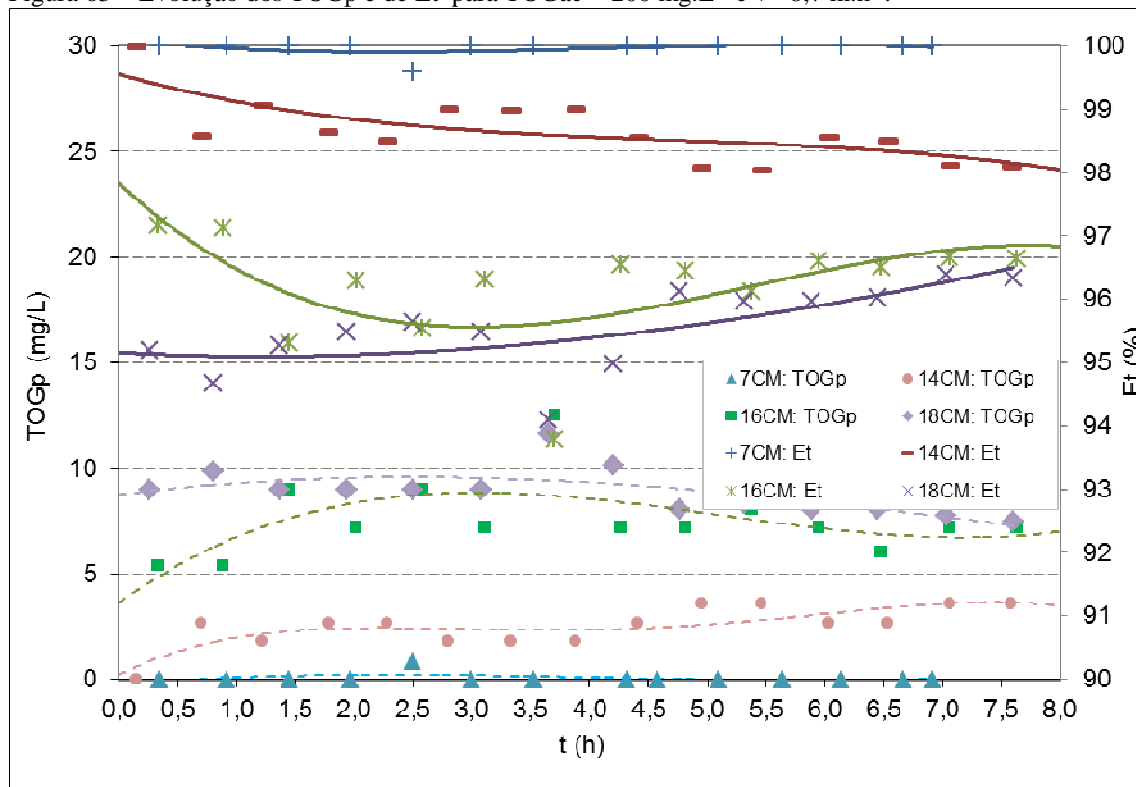
Para a segunda etapa do processo, as Figuras 62, 63, 64 e 65 apresentam a evolução do TOG_p e da Et, mantendo os mesmos valores de TOG_{ac} e v utilizados para avaliar a primeira etapa.

Figura 62 – Evolução dos TOGp e de Et para $\text{TOGac} = 200 \text{ mg.L}^{-1}$ e $v = 4,4 \text{ m.h}^{-1}$.



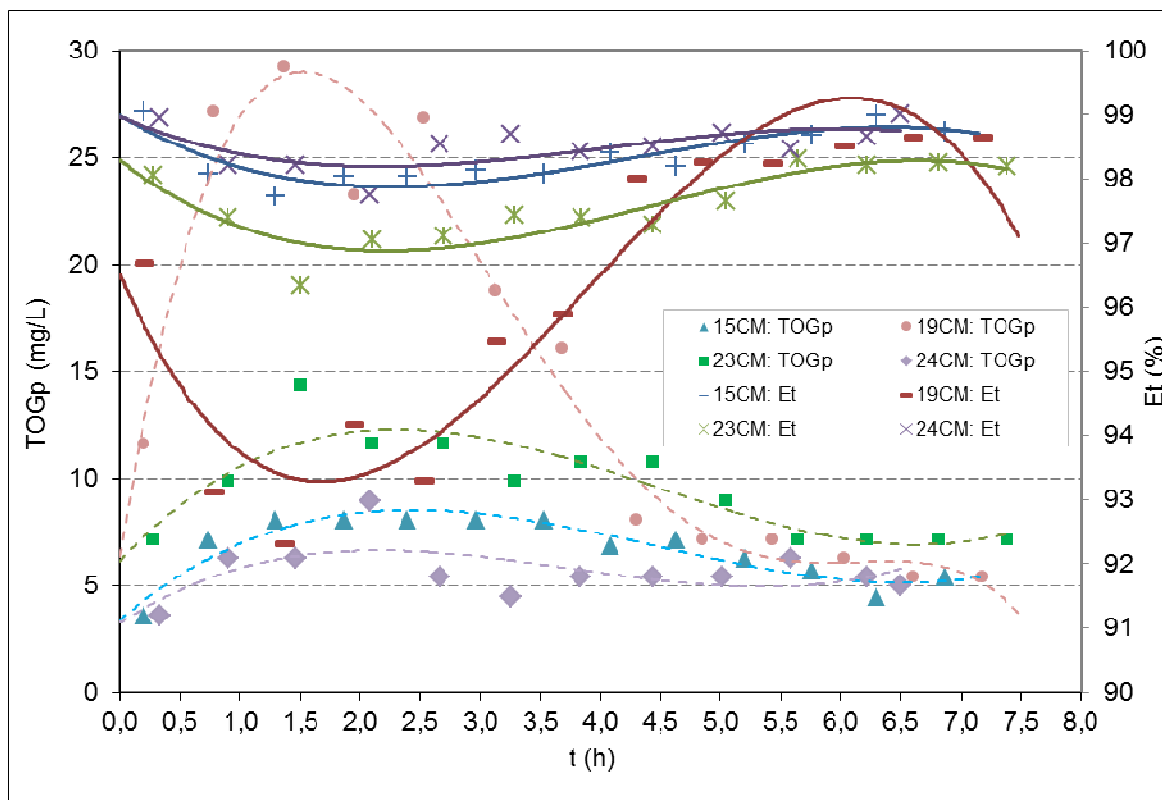
Fonte: Autor (2014).

Figura 63 – Evolução dos TOGp e de Et para $\text{TOGac} = 200 \text{ mg.L}^{-1}$ e $v = 8,7 \text{ m.h}^{-1}$.



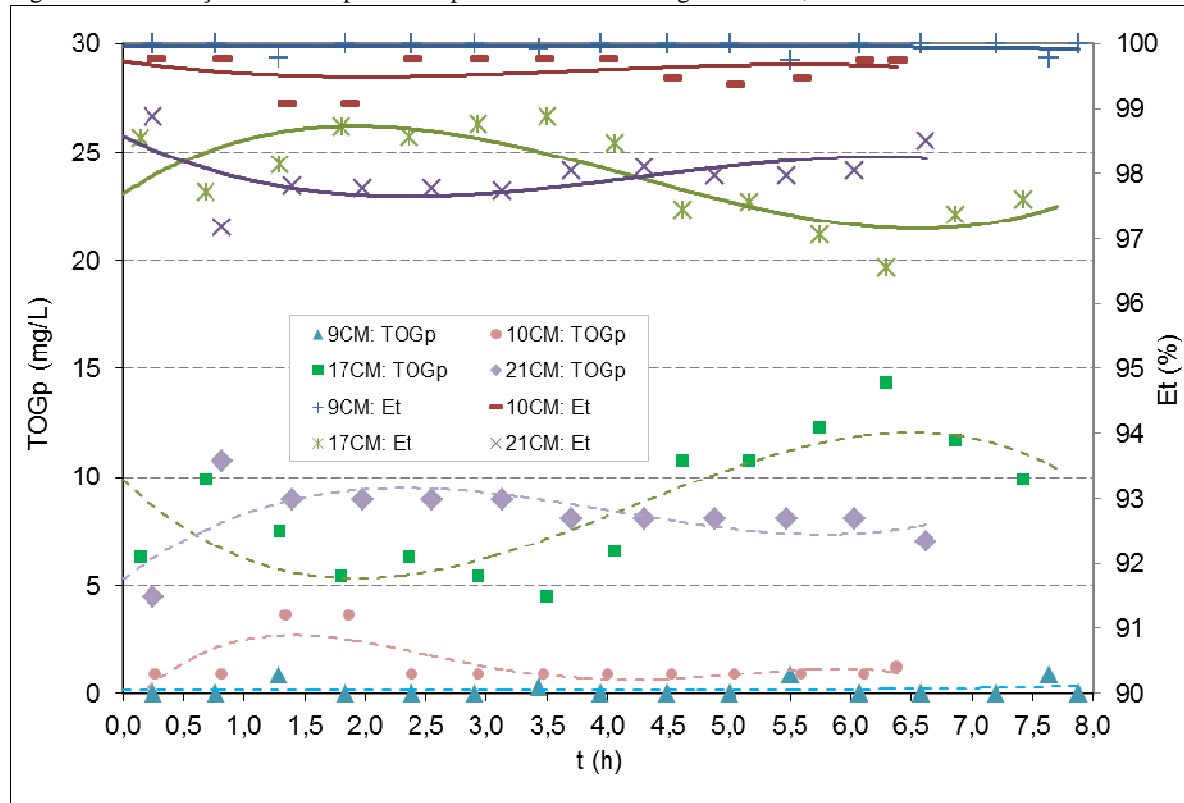
Fonte: Autor (2014).

Figura 64 – Evolução dos TOGp e de Et para $\text{TOGac} = 400 \text{ mg.L}^{-1}$ e $v = 4,4 \text{ m.h}^{-1}$.



Fonte: Autor (2014).

Figura 65 – Evolução dos TOGp e de Et para $\text{TOGac} = 400 \text{ mg.L}^{-1}$ e $v = 8,7 \text{ m.h}^{-1}$.



Fonte: Autor (2014).

Nos gráficos dessas figuras, um importante aspecto observado é que as curvas dos parâmetros TOGp e Et também se apresentam em diferentes estágios. De modo geral, esse comportamento pode ser interpretado em três estágios distintos, como observado no caso do coalescedor em leito. Aparentemente, não há coincidência nos intervalos de tempo entre os estágios da primeira com os da segunda etapa, ou seja, o tempo para a transição do primeiro para o segundo estágio na segunda etapa do processo (membranas) é menor do que o observado na primeira etapa do processo (coalescedor).

A comparação entre os estágios da primeira e segunda etapa do processo também revela que a eficiência de remoção de óleo (Ec e Et) apresenta comportamento ascendente e descendente oposto. Entretanto, no terceiro estágio, de modo geral, ocorre uma estabilização na qualidade do permeado, que tende a se manter constante com o tempo.

Cabe ressaltar que, em alguns ensaios observou-se algumas discrepâncias deste comportamento, em termos da qualidade do permeado. No ensaio 17CM (Figura 65), por exemplo, os dois primeiros estágios se invertem, em termos de comportamento ascendente e descendente. Outro exemplo verificado são as variações em Et elevadas, (19CM, Figura 64), quando comparadas com os ensaios que utilizaram condições de operação idênticas. Um terceiro exemplo observado é o ensaio (18CM, Figura 63) que apresentou um estágio divergente do comportamento geral.

Estas discrepâncias podem ter ocorrido por instabilidade no processo, tanto na primeira etapa quanto na segunda. No caso da segunda etapa, uma das causas pode ter sido alterações momentâneas na diferença de pressão através da membrana (Δp_m). Ressalta-se que os ensaios foram realizados com Δp_m constante, ou seja, a vazão do permeado tendia a cair gradualmente.

Para compreender o comportamento da eficiência de remoção de óleo (Et) deve-se considerar que na primeira etapa do processo (coalescedor em leito), inicialmente, a Ec se eleva e o TOGsc (ou TOGam) diminui. Por sua vez, no início da segunda etapa do processo (membranas), o TOG no tanque das membranas (TOGc) é baixo, já que seu valor está próximo do TOGam. Com o decorrer do tempo de operação, devido a elevação gradual da retenção da fase dispersa pela membrana, o valor do TOCc aumenta. Esta condição implica em uma maior passagem de óleo para a corrente de permeado, ou seja, o TOGp aumenta e a Et é reduzida.

A elevação do Et de forma branda no segundo estágio da segunda etapa (membranas) ocorre devido a redução da concentração de óleo no interior do tanque das membranas (TOGc). Essa redução ocorre como resultado da redução do TOGsc que se verifica na

primeira etapa do processo. Como o tanque de membranas tem um volume útil aproximado de 8 litros, é necessário um determinado tempo para que os efeitos da queda do TOG_{sc} ocorrida no primeiro estágio da primeira etapa se reflitam no tanque das membranas (e no TOG_c). Esse tempo é de pouco mais de três horas e meia, no caso do $v=4,4 \text{ m.h}^{-1}$ ($Q_{ac}=30 \text{ L.h}^{-1}$) e de quase duas horas no caso de $v=8,7 \text{ m.h}^{-1}$ ($Q_{ac}=60 \text{ L.h}^{-1}$). Em outras palavras, a redução do TOG_{sc} que ocorre no primeiro estágio do coalescedor, dilui o TOG_c no segundo estágio das membranas.

Deve se ressaltado também que as condições de operação relativas a menor taxa de recuperação de água ($Rec = 0,75$) apresentaram melhores resultados de qualidade do efluente final, medidos em termos de TOG_p e Et. Um outro aspecto importante observado é a influência do valor do Δp_m na qualidade do efluente. Este assunto será discutido de forma mais detalhada no ítem a seguir.

4.3.2.2 Efeito da diferença de pressão através das membranas no TOG_p e no J_p.

A influência do valor da diferença de pressão através das membranas (Δp_m) na qualidade do efluente pode também ser verificada nas citadas Figuras 62, 63, 64 e 65, observando-se as curvas de TOG_p e Et em função do tempo de operação. Para auxiliar a análise dos resultados apresentados nessas Figuras, a Tabela 14 contém um resumo dos valores de Δp_m utilizados em cada ensaio.

Tabela 14 – Valores de Δp_m utilizados nos ensaios realizados com o sistema integrado.

Δp_m (bar)	Ensaio
-0,20	11CM, 12CN, 7CM, 14CM, 24AM, 15AM, 9CM e 10CM
-0,30	20CM, 22CM, 16CM, 18CM, 19CM, 23CM, 17CM e 21CM

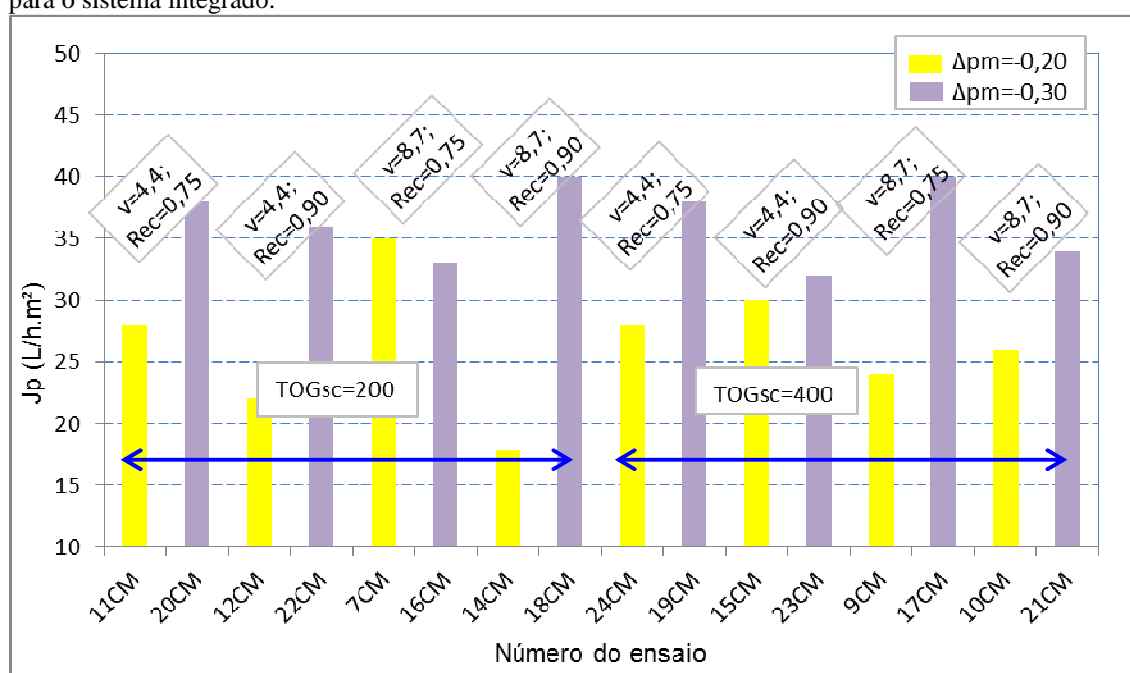
Fonte: Autor (2014).

Para todos os ensaios realizados, observa-se que a qualidade do efluente é superior para aqueles que operaram com Δp_m menor (-0,20 bar). Acrescenta-se que esse comportamento manteve-se ao longo de todo o experimento, ou seja, independente dos estágios observados para a Et. Esse aspecto confirma o que foi observado durante a realização dos ensaios com a membrana operando separadamente, ou seja, de que há um indicativo de que, como as gotas são deformáveis, dependendo da pressão aplicada, elas podem ser espremidas

através dos poros e passar através da membrana, contaminando o permeado (CHAKRABARTY; GHOSHAL; PURKAIT, 2008).

Além da avaliação do Δp_m na qualidade do efluente, foi feita a avaliação comparativa da influência desse parâmetro sobre no fluxo de permeado (J_p). Para esta avaliação considerou-se o período da operação em que o sistema estivesse em condições próximas ao estado estacionário, em geral, após seis horas do início do ensaio. A Figura 66, a seguir, apresenta um gráfico contendo os valores de J_p nesta condição, para cada ensaio realizado.

Figura 66 – Valores do Fluxo permeado (J_p , $L.h^{-1}.m^2$) no tempo de 6 horas nas condições de regime estabelecido para o sistema integrado.



Fonte: Autor (2014).

Conforme pode ser observado no gráfico da Figura 66, para ambos os teores de óleo testados (200 e 400 $mg.L^{-1}$) uma maior diferença de pressão aumentou J_p . Isso ocorre com excessão apenas para os ensaios 7CM e 16CM. Como discutido no capítulo **Revisão bibliográfica**, este resultado indica que as condições de operação utilizadas não atingiram a região de fluxo limite (J_∞).

No caso dos ensaios 7CM e 16CM, verificou-se que o valor de J_p foi maior com a menor diferença de pressão (7CM, $\Delta p_m = -0,20$ bar). Uma possível explicação para esse resultado é o fato que o ensaio 7CM apresentou TOGsc maior do que o ensaio 16CM, o que, como já mencionado anteriormente, resulta em um maior valor de TOGc no interior do tanque das membranas e que acentua o processo de *fouling*. Apesar disso, a eficiência de remoção de óleo no ensaio 7CM foi similar aos demais ensaios.

4.3.2.3 Efeito dos parâmetros TOG, v e Rec no declínio de J_p

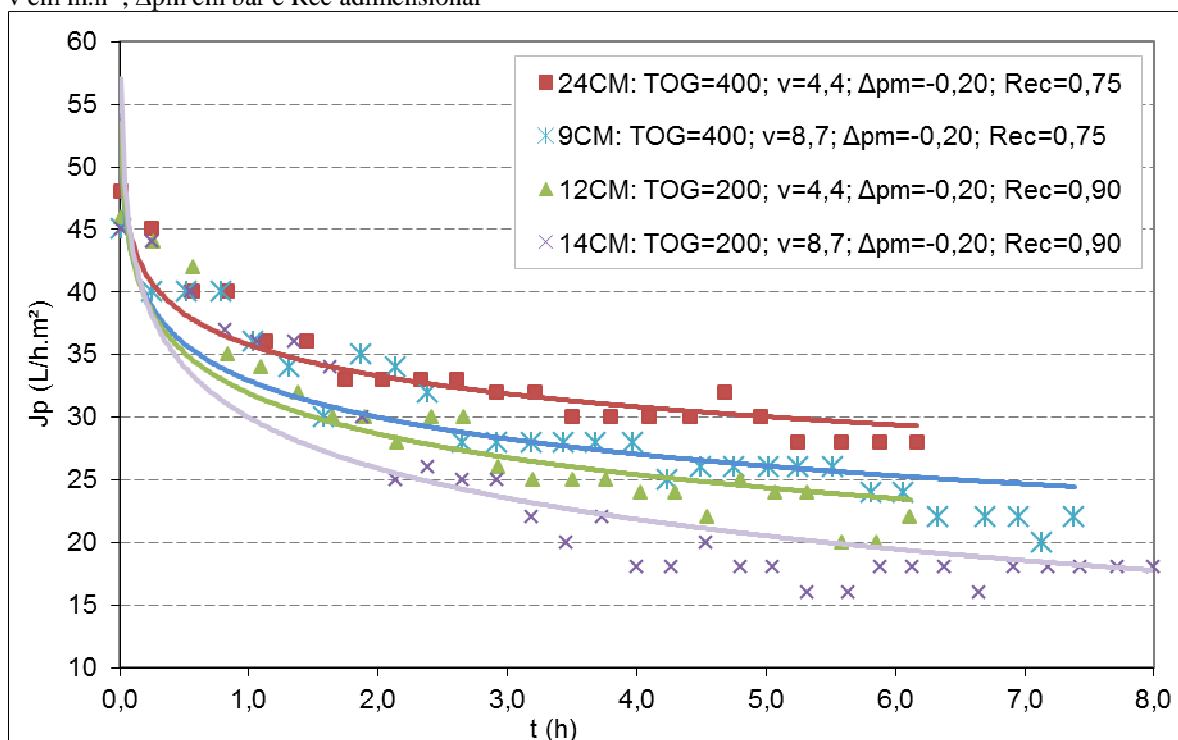
Conforme discutido na análise do processo de membranas operando isoladamente, o declínio de fluxo de permeado ocorre de forma diretamente proporcional à concentração de óleo no interior do tanque das membranas (TOG_c). Esse aspecto é extremamente importante, considerando-se que os parâmetros TOG_{am}, v e Rec influenciam no TOG_c.

Entretanto, determinados ensaios não apresentaram resultados adequados, para a avaliação do declínio de J_p . Esse fato ocorreu como consequência de problemas operacionais resultantes das dificuldades de manutenção dos valores fixados para Rec. As principais dificuldades operacionais foram as variações nas vazões de alimentação e do permeado do sistema de membranas. Desta forma, para a análise do declínio de J_p no sistema integrado, utilizou-se apenas ensaios que apresentaram condições operacionais estáveis.

Conforme citado anteriormente, ao fim de cada ensaio as membranas e outros componentes do processo (módulo de permeação e o interior do tanque) eram submetidas a limpeza química, para que a permeabilidade original fosse recuperada. Após a limpeza, a permeabilidade era medida utilizando-se água como fluido. Entretanto, variações no valor da permeabilidade são inevitáveis e, por isso, utilizou-se uma faixa para considerar que a recuperação das condições iniciais da membrana tinha sido atingidas.

As Figuras 67 e 68, a seguir, mostram as curvas relativas da variação do fluxo de permeado das membranas para o sistema integrado. Para auxiliar na análise dos resultados a Tabela 15 apresenta o valor do TOG_c para cada ensaios considerado.

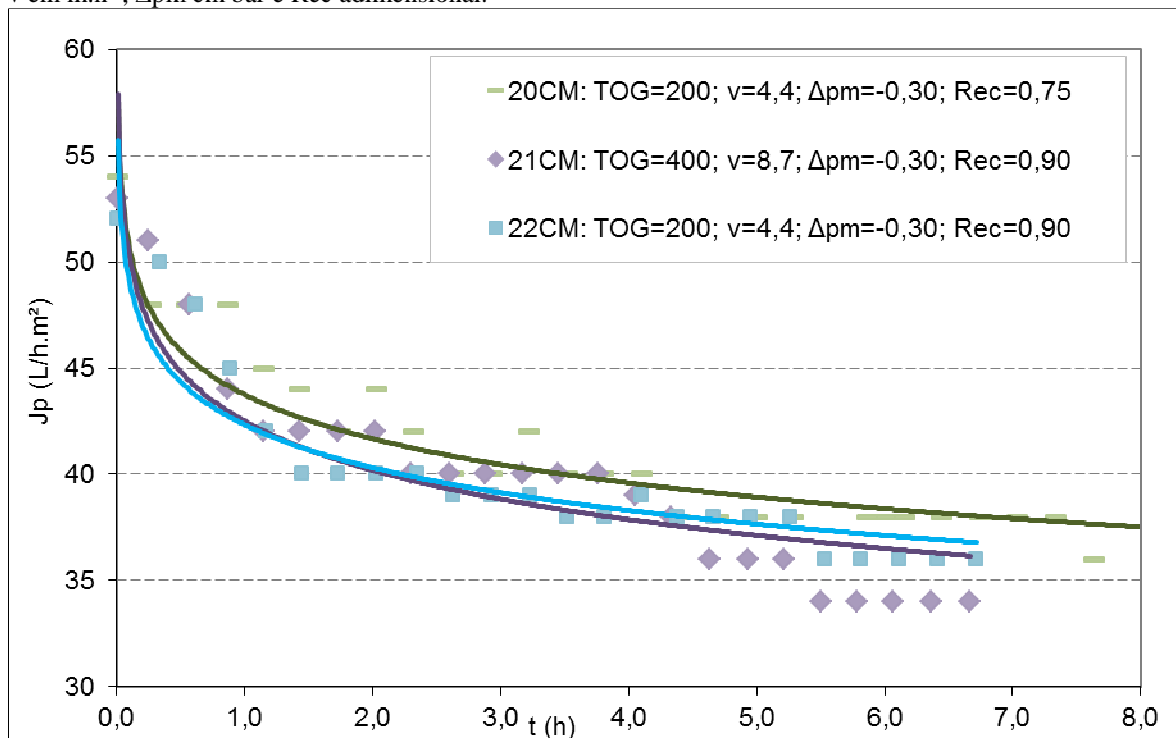
Figura 67 – Variação do fluxo de permeado das membranas (J_p) para o sistema integrado, para TOG em mg.L^{-1} , v em m.h^{-1} , Δp_m em bar e Rec adimensional



Para J_p -inicial entre 45 e $48 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$.

Fonte: Autor (2014).

Figura 68 – Variação do fluxo de permeado das membranas (J_p) para o sistema integrado, para TOG em mg.L^{-1} , v em m.h^{-1} , Δp_m em bar e Rec adimensional.



Para J_p -inicial entre 52 e $54 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$.

Fonte: Autor (2014).

Tabela 15 – Valores dos Jp-inicial e dos TOGc médios dos ensaios considerados para análise do declínio do fluxo de permeado.

Ensaio	Jp-inicial (L.h ⁻¹ .m ⁻²)	TOGc-médio (mg.L ⁻¹)
9CM	45	926
12CM	46	963
14CM	45	1191
24CM	48	571
20CM	54	379
21CM	53	2280
22CM	52	1077

Fonte: Autor (2014).

Como mencionado, quando o processo de microfiltração foi avaliado isoladamente, a intensidade da queda do Jp estava relacionada a intensidade do *fouling*, que, por sua vez, depende da concentração de óleo no interior do tanque das membranas (TOGc). Além disso, observou-se no estudo do coalescedor em leite que o valor do TOG da corrente de saída da unidade (TOGsc) depende do valor do TOG na corrente de alimentação daquela unidade (TOGac) e da velocidade do fluido no seu interior (v).

Dessa forma, espera-se que o declínio de Jp ocorra com mais intensidade quando as condições de operação envolvam aumento de TOGac, v ou Rec. Essa situação pode ser observada na Figura 67, quando se compara os ensaios 24CM e 9CM, assim como os ensaios 12CM e 14CM.

Nos ensaios 24CM e 9CM as velocidades foram 4,4 e 8,7 m.h⁻¹, respectivamente, sendo este parâmetro a única diferença nas condições operacionais. As demais condições foram mantidas, ou seja TOGac=400 mg.L⁻¹, Δpm=-0,20 bar e Rec=0,75.

A maior velocidade utilizada no ensaio 9CM resultou em um maior valor de TOGc, como apresentado na Tabela 15. Os valores do TOGc médios foram 571 e 926 mg.L⁻¹, para os ensaios 24CM e 9CM, respectivamente. Desta forma, como esperado, observou-se um maior declínio para o fluxo de permeado no ensaio 9CM.

No caso dos ensaios 12CM e 14CM a situação é idêntica. Ambos os ensaios operaram com condições e parâmetros semelhantes (TOGac=200 mg.L⁻¹; Δpm=-0,20 bar e Rec=0,90), mas com velocidades diferentes. Nesse caso, observou-se que o a maior das duas velocidades (8,7 m.h⁻¹), ocorrida no ensaio 14CM, resultou em um maior declínio de Jp.

O efeito do aumento da taxa de recuperação de água (Rec) pode ser observado na Figura 68, comparando-se os ensaios 20CM e 22CM, que foram conduzidos com Rec de 0,75 e 0,90, respectivamente. As outras condições forma mantidas, ou seja, TOGac=200 mg.L⁻¹,

$v=4,4$ e $\Delta p_m=-0,30$ bar. Como esperado, o maior valor de Rec utilizado no ensaio 22CM levou a um maior declínio de Jp.

Por outro lado, a interrelação entre os parâmetros considerados (TOGac, v e Rec) sobre o fluxo permeado é complexa e não pode ser feita apenas graficamente. Nesse caso, o conhecimento do valor do TOGc, calculado por balanço de massa e apresentando na Tabela 15 é fundamental para uma melhor compreensão do processo.

Essa situação pode ser vista na Figura 67, quando se comparam os ensaios 24CM e 12CM. Observa-se que, apesar do 24CM apresentar maior valor de TOGac (400 mg.L^{-1}), o mesmo possui menor valor de Rec (0,75). Os outros parâmetros são iguais para os dois ensaios ($v=4,4$ e $\Delta p_m=-0,20$ bar). De acordo com a Tabela 15, para os ensaios 24CM e 12CM os valores de TOGc médios foram 571 e 963 mg.L^{-1} , respectivamente, indicando que o declínio de Jp ocorrerá de forma mais intensa no 12CM. A mesma situação se aplica aos ensaios 9CM e 14CM.

5 CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

Com relação ao coalescedor, foi observado que o processo atinge o estado estacionário poucas horas após iniciada a sua operação; a queda da permeabilidade do seu leito se verifica através de dois estágios: o primeiro se caracterizando por uma queda bastante acentuada e o segundo por uma queda muito branda, a ponto de ocorrer uma estabilização.

Além disso, verificou-se que a velocidade do fluido (v) representa um parâmetro de grande importância para o processo. Neste estudo, para as mesmas condições de teste e mesma faixa de parâmetros testados (TOGac de 200 e 400 mg.L⁻¹ e v de 4,4, 8,7 e 12,4 m.h⁻¹) a eficiência do processo foi maior, para o menor dos valores de v , ou seja, 4,4 m.h⁻¹.

A denominada velocidade crítica não foi observada neste trabalho. Em vez disso, constatou-se que existe um intervalo de valores de velocidade no qual uma melhor eficiência pode ser alcançada, o que caracteriza uma velocidade ótima.

Sobre os dois valores de TOGac testados, verificou-se que esse parâmetro não interfere na eficiência do processo, em termos de remoção de óleo, para as condições do teste.

Com relação às membranas, verificou-se que a elevação do TOG ou do Rec provoca uma elevação da concentração de óleo no interior do tanque das membranas (TOGc), o que resultava em elevação da concentração de óleo próximo à superfície da membrana, o que intensificava a ocorrência de *fouling* e declínio de Jp.

Sobre a qualidade da água do permeado, verificou-se que os TOGsm médios encontrados (entre 0,16 e 4,2 mg.L⁻¹) foram muito abaixo dos padrões fixados pela legislação brasileira para descarte da AP no mar (29 mg.L⁻¹) e que representa um indicativo da possibilidade de reúso em atividades industriais.

Com relação à operação dos processos integrados, foi observado que ambos os processos contribuem com a remoção de óleo da amostra. O coalescedor contribui com eficiência aproximada de remoção de TOG de 50 a 52% e de 35 a 36%, para velocidades de 4,4 e 8,7 m.h⁻¹, respectivamente, enquanto que as membranas removem praticamente todo o TOG remanescente do coalescedor. A eficiência total do sistema variou entre 93,0 e 100%, independentemente do valor do TOGac (ou do TOGam) resultante.

Além disso, observou-se que a qualidade do efluente final ainda atende aos padrões fixados pela legislação brasileira para descarte da AP no mar e ainda representa um indicativo da possibilidade de reúso em diversas atividades industriais, como as citadas anteriormente.

Sobre a estabilidade do processo, foi verificado que o menor dos dois valores de Δp_m testados (-0,20 bar) resulta em menores valores de TOG_p , enquanto que, sobre a avaliação da influência do Δp_m no J_p , observou-se que os valores de J_p no tempo de 6 horas são sempre maiores para o maior dos dois valores de Δp_m testados (-0,30 bar).

No caso da estabilidade do processo relacionada com o efeito dos parâmetros TOG , v e Rec no J_p , verificou-se que a elevação de qualquer um dos três primeiros intensificava o declínio de J_p . Isso se deve ao fato de que o declínio de J_p está intimamente ligado a ocorrência de *fouling*, cuja intensidade é diretamente proporcional ao TOG_c .

De acordo com o que foi estudado, portanto, pôde ser constatado que a utilização do processo integrado utilizando o coalescedor em leito e as membranas para tratamento de água produzida para remoção de óleo apresentou resultados que podem ser considerados excelentes sob o ponto de vista de qualidade do efluente.

Assim, a combinação destes processos é bastante benéfica para superar os problemas e limitações operacionais que ambos os processos podem apresentar, quando utilizados separadamente. No caso das membranas de microfiltração, o fato de ter o coalescedor em leito localizado a sua montante apresenta várias vantagens, tais como: redução do impacto causado por cargas de picos de óleo no desempenho da membrana, a qualidade do efluente final pode ser melhorado (por causa da redução do TOG_c), a possibilidade de retornar a corrente de óleo concentrado para a corrente de alimentação do coalescedor, a redução da intensidade da redução do fluxo e a diminuição da frequência de limpeza química do membranas. No caso do coalescedor, o fato de ter as membranas de microfiltração localizada a sua jusante traz as seguintes vantagens: atenuação de impactos causados por oscilações no processo que resultem em elevações no TOG_c , redução da altura do leito e menor demanda de energia devido às perdas de carga menores ao longo do leito.

O processo integrado se constitui, portanto, em uma excelente alternativa a ser adotada para as unidades de produção de petróleo, tanto em terra quanto no mar, uma vez que os processos atualmente utilizados no tratamento da AP (separadores gravitacionais, hidrociclones, flotadores, e outros) podem apresentar diversas desvantagens, como o uso de produtos químicos e os consequentes problemas de manuseio e disposição de elevados volumes de lodo, elevada complexidade operacional, consumo de energia, custos de investimento e custos operacionais, bem como dependência do valor do TOG da AP a ser tratada e baixa absorção, seletividade ineficiente para o óleo e regeneração do leito ineficiente, além de custos operacionais elevados.

Para a sua aplicação em escala industrial, contudo, são recomendados estudos adicionais com o objetivo de aprimorar alguns pontos, como se segue.

- No efluente a ser tratado:
 - Avaliar amostras de água oleosa com outros tipos de óleo – a avaliação de amostras com outros óleos, de diferentes graus API, poderia ser importante para verificar-se as possíveis variações no processo.
 - Avaliar amostras de água oleosa com inclusão de outros parâmetros de sua caracterização – entre esses estão a salinidade e concentração de sólidos em suspensão, parâmetros que podem estar presentes na AP.
- No coalescedor em leito:
 - Testar alturas de leito com valores mais elevados – a combinação para esses dois processos aproveitando as vantagens de cada um poderia ser através do aumento da eficiência do coalescedor em leito, de modo a deixar as membranas apenas para o polimento final da AP a ser usada. Isto pode ser feito através da elevação da altura do leito do coalescedor até se obter uma elevação significativa da sua eficiência no estado estacionário.
 - Iniciar a operação do processo com o leito previamente saturado de óleo – visa a obtenção de um valor de TOG_{sc} desde o início do teste, o que implica em melhoria das condições operacionais das membranas.
 - Operar o processo com retrolavagem – visa elevar a eficiência operacional do coalescedor, podendo ser particularmente importante para o tratamento da AP em escala industrial em que a concentração de sólidos em suspensão na corrente de alimentação seja significativa.
- Nas membranas:
 - Avaliação de outros valores para os tempos de operação normal e o tempo de retrolavagem – visa tentar atenuar o declínio de fluxo e, com isso, se elevar a frequência de limpezas químicas.
 - Otimizar o procedimento de limpeza química - visa testar outras alternativas, como o uso de vapor, produtos químicos oxidantes ou uso de jatos de água ou limpeza com o fluxo no mesmo sentido do da retrolavagem.
 - Testar outros tipos de membranas, o que inclui outros tipos de poliméricas e membranas inorgânicas.

- Análise da viabilidade econômica do sistema – visa um confronto entre as vantagens e desvantagens financeiras do projeto, considerando vários aspectos, como: Receitas oriundas da possível redução de custos; Desembolsos com investimentos, custos operacionais e custos de manutenção, devidamente apropriados; Custo de capital e Valor residual após vida útil.

REFERÊNCIAS

- AGÊNCIA NACIONAL DO PETRÓLEO, GÁS NATURAL E BIOCOMBUSTÍVEIS (ANP). **Boletim da produção de petróleo e gás natural**. Brasília, DF, 2012. Disponível em: <<http://www.anp.gov.br/?pg=36407>>. Acesso em: 15 fev. 2013.
- AHMADUN, F.R. et al. Review of technologies for oil and gas produced water treatment. **Journal of Hazardous Materials**, [S.l.], v. 170, no. 2-3, p. 530-551, 2009.
- ALLAN, R. S.; MASON, S. G. Effects of electric fields on coalescence in liquid + liquid systems. **Transactions of the Faraday Society**, [S.l.], v. 57, p. 2027-2040, 1961.
- ALHANATI, L. S. **Tensão Superficial FQM01**. [S.l.]: Alfaconnetion, [2014?]. Disponível em: <http://alfaconnection.net/pag_avsf/fqm0101.htm>. Acesso em: 15 jan. 2014.
- AL-OBEIDANI, S. K. S. et al. Chemical cleaning of oil contaminated polyethylene hollow fiber microfiltration membranes. **Journal of Membrane Science**, [S.l.], v. 307, no. 1-2, p. 299-308, 2008.
- ALTHER, G. R. Organically modified clay removes oil from water. **Waste Management**, [S.l.], v. 15, no. 18, p. 623-628, 1995.
- AMINI, S. et al. Mathematical modelling of a hydrocyclone for the down-hole oil-water separation (DOWS). **Chemical Engineering Research and Design**, [S.l.], v. 90, p. 2186-2195, 2012.
- ANDRADE, V. T. **Avaliação da toxicidade de água produzida tratada por processo evaporativo com a finalidade de reúso em solo**. Tese (Doutorado) – Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química, COPPE, Universidade Federal do Rio de Janeiro, 2009.
- ARTHUR, J. D.; LANGHUS, B. D.; PATEL, C. Technical summary of oil & gas produced water treatment technologies. **Tech. Rep. National Energy Technology Laboratory**, [S.l.], v. 307, no. 1-2, p. 299-308, 2005.
- AUSTIN, D. G. **Coalescence of secondary dispersions**. 1979. Dissertation (Ph.D.) – University of Aston, Birmingham, UK, 1979.
- AUSTIN, D. G.; JEFFREYS, G. V. Coalescence phenomena in liquid-liquid systems. **Journal of Chemical Technology and Biotechnology**, [S.l.], v. 31, p. 475-488, 1981.
- BADER, M. S. H. Seawater versus produced water in oil-fields water injection operations. **Desalination**, [S.l.], v. 208, n. 1-2, p. 159-168, 2007.
- BAKER, R.W. **Membrane technology and applications**: e-papers. 2nd ed. London: John Wiley & Sons, 2004.
- BANSAL, S. et al. Effect of fibrous filter properties on the oil-in-water-emulsion separation and filtration performance. **Journal of Hazardous Materials**, [S.l.], v. 190, p. 45-50, 2011.

BHAVE, R.R.; GUIBAUD, J.; RUMEAU, R. Inorganic membranes for the filtration of water, wastewater treatment and process industry filtration applications. In: BHAVE, R. R. (ed.). **Inorganic membranes**. New York: Van Nostrand Reinhold, 1991. p. 275-299.

BICKNEL, E. A. et al. Concentration of seeded and naturally occurring enteroviruses from waters of varying quality by hollow fibre ultrafiltration. **Water Science and Technology**, [S.l.], v. 17, p. 47-62, 1985.

BOYADZHIEV, L. et al. Separator for removal of organic liquids dispersed in water. **Filtration and Separation**, [S.l.], v. 18, p. 42-43, 1981.

BP. **BP statistical review of world energy**. [S.l.], 2012. Disponível em: <<http://www.bp.com/statisticalreview>>. Acesso em: 18 dez. 2012.

BRASIL. Conselho Nacional de Recursos Hídricos. Resolução nº 54 de 28 de novembro de 2005. Estabelece modalidades, diretrizes para a prática do reúso direto não potável de água e dá outras providências. **Diário Oficial [da] República Federativa do Brasil**, Brasília, DF, 9 mar. 2006.

BRASIL. Conselho Nacional de Meio Ambiente. Resolução nº 357 de 17 de mar. 2005. Dispõe sobre a classificação dos corpos de água e diretrizes ambientais para o seu enquadramento, bem como estabelece as condições e padrões de lançamento de efluentes, e dá outras providências. **Diário Oficial [da] República Federativa do Brasil**, Brasília, DF, 18 mar. 2005. p. 58-63.

BRASIL. Conselho Nacional de Meio Ambiente. Resolução nº 393 de 8 de agosto 2007. Dispõe sobre o descarte contínuo de água de processo ou de produção em plataformas marítimas de petróleo e gás natural, e dá outras providências. **Diário Oficial [da] República Federativa do Brasil**, Brasília, DF, 9 ago. 2007.

BRASIL. Conselho Nacional de Meio Ambiente. Resolução nº 396 de 3 de abril de 2008. Dispõe sobre a classificação e diretrizes ambientais para o enquadramento das águas subterrâneas e dá outras providências. **Diário Oficial [da] República Federativa do Brasil**, Brasília, DF, 7 abr. 2008. Seção 1, p. 64-68.

BRASIL. Conselho Nacional de Meio Ambiente. Resolução nº 430 de 13 de maio de 2011. Dispõe sobre as condições e padrões de lançamento de efluentes, complementa e altera a Resolução nº 357, de 17 de março de 2005, do Conselho Nacional do Meio Ambiente-CONAMA. **Diário Oficial [da] República Federativa do Brasil**, Brasília, DF, 16 maio 2011. p. 89.

BYHLIN, H.; JONSSON, A. S. Influence of adsorption and concentration polarisation on membrane performance during ultrafiltration of a non-ionic surfactant. **Desalination**, [S.l.], v. 151, p. 21-31, 2002.

CABASSUD, C. et al. Ultrafiltration as a nonpolluting alternative to traditional clarification in water treatment. **Filtration and Separation**, [S.l.], v. 28, no. 3, p. 194-198, 1991.

CAMBIELLA, À. et al. Treatment of oil-in-water emulsions: performance of a sawdust bed filter. **Journal of Hazardous Materials**, [S.l.], v. 131, p. 195-199, 2006.

CHAKRABARTY, B.; GHOSHALAND, A.K.; PURKAIT, M. K. Ultrafiltration of stable oil-in-water emulsion by polysulfone membrane. **Journal of Membrane Science**, [S.l.], v. 325, no. 1, p. 427-437, 2008.

CHERYAN, M. **Ultrafiltration handbook**. Lancaster: Technomic Publishing Co., 1986. 369 p.

CIARAPICA, F. E.; GIACCHETA, G. The treatment of produced water in offshore rig: comparison between traditional installations and innovative systems. In: PROCEEDING OF THE FIFTH INTERNATIONAL MEMBRANE SCIENCE AND TECHNOLOGY CONFERENCE, 2003, Sydney, Australia. **Proceedings...** Sydney, Australia: [s.n.], 2003.

DA SILVA, A.P. et al. Determinação da permeabilidade ao ar em amostras indeformadas de solo pelo método da pressão decrescente. **Revista Brasileira de Ciências do Solo**, [S.l.], v.33, p. 1535-1545, 2009.

DAL FERRO, B.; SMITH, B. Onshore and offshore water production. In: _____. **Exploration & production: oil & gas review**. [S.l.: s.n.], 2007. Disponível em: <<http://www.touchoilandgas.com/global-onshore-offshore-water-a7137-1.html>>. Acesso em: 29 jul. 2011.

DEVOLD, H. Oil and gas production handbook: an introduction to oil and gas production. In: ABB ATPA OIL AND GAS, 2006. **Proceedings...** [S.l.]: ABB, 2006. Disponível em: <<http://www.ead.anl.gov/pub/doc/ProducedWatersWP0401.pdf>>. Acesso em: 17 fev. 2011.

DI FILIPPO, M. N. Use of produced water in recirculating cooling systems at power generating facilities. In: SEMI-ANNUAL TECHNICAL PROGRESS REPORT, Palo Alto. **Proceedings...** Palo Alto: EPRI, 2004. DOE Award 41906. Disponível em: <<http://www.netl.doe.gov/technologies/coalpower/ewr/water/pp-mgmt/epri.html>>. Acesso em: 28 jun. 2011.

DILLON, J. **Treatment technology review and assessment for petroleum process waters**. 2003. Dissertation (MSc) – Imperial College, London, 2003.

DUNHAM, S. R.; KRONMILLER, D. L. **Membrane cleaning under the microscope: successful cleaning means knowing the foulant**. [S.l.]: Professional Water Technologies, 1995. Disponível em: <<http://www.pwtchemicals.com/science.shtml>>. Acesso em: 16 abr. 2013.

EBRAHIMI, M. *et al.* Characterization and application of different ceramic membranes for the oil-field produced water treatment. **Desalination**, [S.l.], v. 245, no. 1-3, p. 533-540, 2009.

EBRAHIMI, M. *et al.* Investigations on the use of different ceramic membranes for efficient oil-field produced water treatment. **Desalination**, [S.l.], v. 250, no. 1-2, p. 991-996, 2010.

EKINS, P.; VANNER, R.; FIREBRACE, J. Zero emissions of oil in water from offshore oil and gas installations: economic and environmental implications. **Journal of Cleaner Production**, [S.l.], v. 15, p. 1302-1315, 2007.

ELMALEH, S.; GHAFFOR, N. Cross-flow ultrafiltration of hydrocarbon and biological solid mixed suspensions. **Journal of Membrane Science**, [S.l.], v. 118, p. 111-118, 1996.

ELMALEH, S. et al. Microfiltration through an infiltrated and a noninfiltrated composite membrane. **Journal of Membrane Science**, [S.l.], v. 97, p. 127-135, 1994.

FAKHURU'L-RAZIA, A. et al. Review of technologies for oil and gas produced water treatment. **Journal of Hazardous Materials**, [S.l.], v. 170, no. 1-2, p. 530-551, 2009.

FIGUEIREDO, M. W. et al. Desenvolvimento de sistema submarino de separação de água produzida. In: RIO OIL & GAS EXPO AND CONFERENCE, Rio de Janeiro, RJ. **Anais...** Rio de Janeiro: [s.n.], 2004.

FLUXO TECNOLOGIA. **Turbidímetro digital portátil**. [S.l.], [2011?]. Disponível em: <http://www.fluxotecnologia.com.br/Turbidimetro_2100P.htm>. Acesso em: 28 jun. 2011.

FREIRE, C. A. L. **Análise de modelos de regressão linear**: com aplicações. 2. ed. Campinas, SP: Editora UNICAMP, 2008.

FULTON, B. G. et al. Distribution of surface shear forces and bubble characteristics in full-scale gas sparged submerged hollow fiber membrane modules. **Desalination**, [S.l.], v. 281, p. 128-141, 2011.

GALLAGHER, P. Membrane removal processes for oil-water emulsion treatment. **Water Waste Treat**, p. 42-43, 1992.

GARLAND, E. Discharge of produced water in the North Sea: where we are, here we go. In: OFFSHORE EUROPE, 2005, Aberdeen, United Kingdom. **Proceedings...** Aberdeen: SPE, 2005. SPE 97048. Disponível em: <<http://www.spe.org/elibrary/servlet/spepreview?id=SPE-97048-MS&speCommonAppContext=ELIBRARY>>. Acesso em: 17 nov. 2008.

GOLDSMITH, R. L.; HOSSAIN, S. Oil water separation by ultrafiltration. In: PROCEEDINGS OF THE JOINT CONFERENCE ON PREVENTION AND CONTROL OF OIL SPILLS, 1973, [S.l.]. **Proceedings...** [S.l.: s.n.], 1973. p. 441-456.

GOVEDARICA, D. D. et al. A novel approach for the estimation of the efficiency of steady-state fiber bed coalescence. **Separation and Purification Technology**, [S.l.], v. 104, p. 268-275, 2013.

HABERT, C. A.; BORGES, C. P.; NOBREGA, R. **Processos de separação por membranas**. Rio de Janeiro: E-papers, 2006.

HADJIEV, D.; AURELLE, Y.; ASSENOV, A. New separator for removal of organic liquids in water. **Environmental Technology**, [S.l.], v. 13, p. 267-274, 1992.

HAZLETT, R. N. Fibrous bed coalescence of water: steps in the coalescence process. **Industrial & Engineering Chemistry Fundamentals**, [S.l.], v. 8, no. 4, p. 625-632, 1969.

HONG, A.; FANE, A.G.; BURFORD, R. The effects of intermittent permeate flow and crossflow on membrane coalescence of oil-in-water emulsions. **Desalination**, [S.l.], v. 144, no. 1-2, p. 185-191, 2002.

HONG, A.; FANE, A. G.; BURFORD, R. Factors affecting membrane coalescence of stable oil-in-water emulsions. **Journal of Membrane Science**, [S.l.], v. 222, p. 19-39, 2003.

HOWARTER, J. A.; YOUNGBLOOD, J. P. Amphiphile grafted membranes for the separation of oil-in-water dispersions. **Journal of Colloid and Interface Science**, [S.l.], v. 329, p. 127-132, 2009.

HWANG, K; CHAN, C.; TUNG, K. Effect of backwash on the performance of submerged membrane filtration. **Journal of Membrane Science**, [S.l.], v. 330, p. 349-356, 2009.

HWANG, K. J.; LIAO, C. Y.; TUNG, A. K. L. Analysis of particle fouling during microfiltration by use of blocking models. **Journal of Membrane Science**, [S.l.], v. 287, p. 287-293, 2007.

IBRAHIM, S. Y. Capture mechanisms of oil droplet inside spherical particulate beds. **Petroleum Science and Technology**, [S.l.], v. 23, no. 1, p. 55-66, 2011.

INTERNATIONAL MARITIME ORGANIZATION (IMO). **IMO what it is?**. [S.l.], 2011. Disponível em: <<http://www.imo.org/About/Pages/Default.aspx>>. Acesso em: 01 ago. 2011.

JACINTO JUNIOR, A. et al. Tratamento da água produzida do campo de fazenda belém (PETROBRAS, UN/RNCE) para remoção de sílica. In: RIO OIL & GAS EXPO AND CONFERENCE, 2008, Rio de Janeiro. **Anais...** Rio de Janeiro: [s.n.], 2008.

Jl, F. et al. Separation of oil from oily wastewater by sorption and coalescence technique using ethanol grafted polyacrylonitrile. **Journal of Hazardous Materials**, [S.l.], v. 164, p. 1346-1351, 2009.

JUDD, S.; JEFFERSON, B. **Membranes for industrial wastewater recovery and re-use**. Oxford: Elsevier, 2003.

KOLTUNIEWICZ, A. B.; FIELD, R. W. Process factors during removal of oil-in-water emulsions with cross-flow microfiltration. **Desalination**, [S.l.], v. 105, p. 79-89, 1996.

KOLTUNIEWICZ, A. B.; FIELD, R. W.; ARNOT, T. C. Cross-flow and dead-end microfiltration of oily-water emulsion: part 1: experimental study and analysis of flux decline. **Journal of Membrane Science**, [S.l.], v. 102, p. 193-207, 1995.

KOLTUNIEWICZ, A.; NOWORYTA, A. Dynamic properties of ultrafiltration systems in light of the surface renewal theory. **Industrial & Engineering Chemistry Research**, [S.l.], v. 33, p. 1771-1779, 1994.

KUBERKAR, V.; CZEKAJ, P.; DAVIS, R. Flux enhancement for membrane filtration of bacterial suspensions using high-frequency backpulsing. **Biotechnology and Bioengineering**, [S.l.], v. 60, p. 77-87, 1998.

- LAKE, G. F. USGS studying water resources of Fayetteville Shale. **The Sun-Times**, Heber Springs, AR, Mar. 14, 2011. Disponível em: <<http://www.thesuntimes.com/article/20110314/NEWS/303149995>>. Acesso em: 28 jun. 2011.
- LAQUA HORIBA. [S.l.], c1996. Disponível em: <<http://www.horiba.com/process-environmental/products/water-quality-measurement/lab-use/details/ocma-350-oil-content-monitor-356/>>. Acesso em: 28 jun. 2011.
- LI, J.; GU, Y. Coalescence of oil-in-water emulsions in fibrous and granular beds. **Separation And Purification Technology**, Eindhoven, v. 42, no. 1, p. 1-13, 2005.
- LIU, F. e al. Progress in the production and modification of PVDF membranes. **Journal of Membrane Science**, [S.l.], v. 375, p. 1-27, 2011.
- LOEB, S.; SOURIRAJAN, S. Sea water demineralization by means of an osmotic membrane. In: AMERICAN CHEMICAL SOCIETY. **Saline water conversion—II**. Washington, DC, 1963. p. 117–132. (Advances in Chemistry Series; no. 38).
- MADAENI, S. S. The application of membrane technology for water disinfection. **Journal of Water Research**, [S.l.], v. 33, no. 2, p. 301-308, 1999.
- MADIA, J. R. et al. Granular packed bed coalescer: influence of packing wettability on coalescence. **Environmental Science & Technology**, [S.l.], p. 1044-1046, 1976.
- MAGIERA, R.; BLASS, E. Separation of liquid-liquid dispersions by flow through fibre beds. **Filtration & separation**, [S.l.], p. 369-376, 1997.
- MAITI, S. et al. Removal of oil from oil-in-water emulsion using a packed bed of commercial resin. **Colloids and Surfaces A: Physicochemical and Engineering Aspects**, [S.l.], v. 389, p. 291-298, 2011.
- MATHAVAN, G.N.; VIRARAGHAVAN, T. Coalescence/Filtration of a oil-in-water emulsion in a peat bed. **Water Research**, [S.l.], v. 26, no. 1, p. 91-98, 1992.
- MELO, M. et al. Advanced performance evaluation of a reverse osmosis treatment for oilfield produced water aiming reuse. **Desalination**, [S.l.], v. 250, no. 3, p. 1016-1018, 2010.
- MENG, T. et al. Nano-structure construction of porous membranes by depositing nanoparticles for enhanced surface wettability. **Journal of Membrane Science**, [S.l.], v. 427, p. 63-72, 2013.
- MULDER, M. **Basic principles of membrane technology**. 2nd ed. Dordrecht: Kluwer Academic, 1996. 564 p.
- NATIONAL INSTITUTE OF STANDARDS AND TECHNOLOGY (NIST). **Runs test for detecting non-randomness**. [S.l.], 2003. Disponível em: <<http://www.itl.nist.gov/div898/handbook/eda/section3/eda35d.htm>>. Acesso em: 19 dez. 2013.

NETL. **Produced water management technology descriptions**. [S.l.], [200-?]. Disponível em: <<http://www.netl.doe.gov/research/coal/crosscutting/pwmis/tech-desc>>. Acesso em: 01 jul. 2011.

NICOLAISEN, B. Developments in membrane technology for water treatment. **Desalination**, [S.l.], v. 153, p. 355-360, 2002.

NUNES, G. C. Water treatment in brown fields. In: INTERNATIONAL SEMINAR ON OILFIELD WATER MANAGEMENT, 2010, Rio de Janeiro. **Proceedings...** Rio de Janeiro: [s.n], 2010.

OHYA, H. et al. Effects of pore size on separation mechanisms of microfiltration of oily water, using porous glass tubular membrane. **Journal of Membrane Science**, [S.l.], v. 145, no. 1, p. 1-14, 1998.

ON-SITE INSTRUMENTS. **Hach DR/2010**. Lewis Center, Ohio, [2010?]. Disponível em: <<http://websites.labx.com/osi/detail.cfm?autonumber=46026>>. Acesso em: 8 jul. 2011.

OSPAR COMMISSION. **Assessment of the impact on the marine environment of offshore oil and gas activity**: an overview of monitoring results in the United Kingdom, the Netherlands and Norway. London: OSPAR, 2007. Publication 336. Disponível em: <http://qsr2010.ospar.org/media/assessments/p00336_OA-1_impact_monitoring.pdf>. Acesso em: 08 jul. 2011.

OSPAR COMMISSION. **Assessment of impacts of offshore oil and gas activities in the North-East Atlantic**. London: OSPAR, 2009a. Publication 453. Disponível em <http://qsr2010.ospar.org/media/assessments/p00453_OA3-BA5_ASSESSMENT.pdf>. Acesso em: 08 jul. 2011.

OSPAR COMMISSION. **Discharges, spills and emissions from offshore oil and gas installations in 2007**: including assessment of data reported in 2006 and 2007. London: OSPAR, 2009b. Publication 452. Disponível em: <http://qsr2010.ospar.org/media/assessments/p00452_offshore_report_2007_with_assessment.pdf>. Acesso em: 08 jul. 2011.

PATEL, N. M. **Wastewater treatment using combined techniques of sand filtration and coalescence in fibrous media**. Thesis (B.Sc.) – The University of Texas, Austin, 1975.

PEACOCK, P. Beneficial use of produced water in the Indian basin field: Eddy County. NM. In: GROUND WATER PROTECTION COUNCIL PRODUCED WATER CONFERENCE, 2002, Colorado Springs. **Anais...** Midland: Marathin Oil Company, 2002.

PEREIRA JUNIOR, O. A. *et al.* **Reúso da água produzida no campo de fazenda Belém para fins de geração de vapor**. Rio de Janeiro: CENPES, 2005. 31 p.

PETROLEO BRASILEIRO S.A. (PETROBRAS). **Boletim Técnico da Petrobras**. Rio de Janeiro, 2002. Disponível em: <<http://vdpf.petrobras.com.br/vdpf/buscarArtigos.do>>. Acesso em: 02 abr. 2014.

PORTAL ACTION (ESTATCAMP). **Teste de anderson-darling**. [S.l.], c2013. Disponível em: <<http://www.portalaction.com.br/content/63-teste-de-anderson-darling>>. Acesso em: 18 dez. 2013.

PORTER, M. C.; CHENOWETH, M.B. Microfiltration: synthetic membranes: science. **Engineering and Applications**, v. 181, p. 225-247, 1986.

PRINCEN, H. M. Shape of a fluid drop at a liquid-liquid interface. **Journal of colloid science**, [S.l.], v. 18, p. 178-195, 1963.

PROTOCOLO de 1978 relativo à convenção internacional para prevenção da poluição por navios, 1973. In: CONVENÇÃO INTERNACIONAL PARA PREVENÇÃO DA POLUIÇÃO POR NAVIOS, 1978, [S.l.]. **Anais...** [S.l.]: Escola Superior Náutica, 1978. Disponível em:

<http://www.enautica.pt/publico/professores/baptista/NT_II/Marpol_73_78_Anexos_I_V.pdf>. Acesso em: 01 ago. 2011.

QIAO, X. et al. Performance characteristics of a hybrid membrane pilot-scale plant for oilfield-produced wastewater. **Desalination**, [S.l.], v. 225, , p. 113-122, 2008.

RAILROAD COMMISSION OF TEXAS. **Water use in the barnett shale**. Texas, 2011. Disponível em: <http://www.rrc.state.tx.us/barnettshale/wateruse_barnettshale.php>. Acesso em: 28 jun. 2011.

RAJAGOPALAN, R.; TIEN, C. Single collector analysis of collection mechanisms in water filtration. **The Canadian Journal of Chemical Engineering**, [S.l.], v. 55, p. 246-255, 1977.

REGULA, C. et al. Chemical cleaning/disinfection and ageing of organic UF membranes: a review. **Water Research**, [S.l.], v. 56, p. 325-365, 2014.

SABLANI, S. S. et al. Concentration polarization in ultrafiltration and reverse osmosis. **Desalination**, [S.l.], v. 141, no. 3, p. 269-289, 2001.

SAIDI, M. et al. Modeling of flow field and separation efficiency of a deoiling hydrocyclone using large eddy simulation. **International Journal of Mineral Processing**, [S.l.], v. 112-113, p. 84-93, 2012.

SANTOS, M. L. F. et al. Utilização de esgotos sanitários: marcos conceituais e regulatórios. In: _____ (Org.). **Tratamento e utilização de esgotos sanitários**. Petrópolis, RJ: Sermograf, 2006.

SARACENO, A. S. P. **Estudo do fenômeno de parafinação a partir de um óleo cru**. 2007. Dissertação (Mestrado em Engenharia Metalúrgica e Materiais) – Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2007. Disponível em: <<http://www.aircraftspruce.com/catalog/appages/polyflotubing.php>>. Acesso em 01 nov. 2012.

SAREEN, S. S. et al. Coalescence in fibrous bed. **AIChE Journal**, v. 12, no. 6, p. 1045-1050, 1966.

SCHULZ, C. K. **Tratamento de efluentes oleosos utilizando processos de separação por membranas**. 2005. 146 p. Tese (Doutorado em Ciências em Engenharia Química) –Pós-Graduação de Engenharia, Universidade Federal do Rio de Janeiro, 2005.

SHERONY, D. F.; KINTNER, R. C. Coalescence of an emulsion in a fibrous bed: part 1: theory. **The Canadian Journal of Chemical Engineering**, [S.l.], v. 49, p. 314-320, 1971.

SHIMADZU. [S.l.], c2011. Disponível em:
<http://www.shimadzu.co.uk/product_range/Environmental/TOC/TOC-V_Series>. Acesso em: 28 jun. 2011.

SHIN, C.; CHASE, G.G. Water-in-oil coalescence in micro-nanofiber composite filters. **AIChE Journal**, [S.l.], v. 50, p. 343-350, 2004.

SINGH, R. Oil and gas: produced water treatment for beneficial uses. **Filtration & separation**, London, v. 47, no. 1, p. 20-23, 2010.

SMITH, P. J. et al. A new approach to backwash initiation in membrane systems. **Journal of Membrane Science**, [S.l.], v. 278, n. 1-2, p. 381-389, 2006.

SOKOLOVIĆ, R. M. S.; SOKOLOVIĆ, S. M. Effect of the nature of different polymeric fibers on steady-state bed coalescence of an oil-in-water emulsion. **Industrial & Engineering Chemistry Research**, [S.l.], v. 43, p. 6490-6495, 2004.

SOKOLOVIĆ, R. M. S.; SOKOLOVIĆ, S. M.; DOKOVIĆ, B. D. Effect of working conditions on bed coalescence of an oil-in-water emulsion using a polyurethane foam bed. **Industrial & Engineering Chemistry Research**, [S.l.], v. 36, no. 11, p. 4949-4953, 1997.

SOKOLOVIĆ, R. M. S.; SOKOLOVIĆ, S. M.; SEVIĆ, S. Oily water treatment using a new steady-state fiber-bed coalescer. **Journal of Hazardous Materials**, [S.l.], v. 162, no. 1, p. 410-415, 2009.

SOKOLOVIĆ, R.M.S.; VULIĆ, T. J.; SOKOLOVIĆ, S. M. Effect of bed length on steady-state coalescence of oil-in-water emulsion. **Separation and purification technology**, [S.l.], v. 56, p. 79-84, 2007.

SOKOLOVIĆ, R. M. S. et al. Effect of fibrous bed permeability on steady-state coalescence. **Industrial & Engineering Chemistry Research**, [S.l.], v. 42, no. 13, p. 3098-3102, 2003.

SOUZA, G. S. **Introdução aos modelos de regressão linear e não-linear**. Brasília: Embrapa, 1998.

SPETH, H. et al. Coalescence of secondary dispersions in fibrous bed. **Separation and Purification Technology**, [S.l.], v. 29, p. 113-119, 2002.

SPIELMAN, L. A. **Separation of finely dispersed liquid-liquid suspensions by flow through fibrous media**. Dissertation (Ph.D.) – University of California, Berkeley, 1968.

SPIELMAN, L. A.; GOREN, S. L. Theory of Coalescence by Flow through Porous Media. **Industrial Engineering & Chemical Fundamentals**, [S.l.], v. 11, no. 1, p. 66-72, 1972.

SPIELMAN, L. A.; FITZPATRICK, J. A. Role of the electrical double layer in particle deposition by convective diffusion. **Journal of Colloid and Interface Science**, [S.l.], v. 46, no.1, p. 22-31, 1974.

SPIELMAN, L. A.; SU, Y. P. Coalescence of oil-in-water suspensions by flow through porous media. **Industrial Engineering & Chemical Fundamentals**, [S.l.], v. 16, no. 2, p. 272-282, 1977.

STEPHENS, M. A. EDF statistics for goodness of fit and some comparisons. **Journal of the American Statistical Association**, [S.l.], v. 69, p. 730-737, 1974.

STEWART, M.; ARNOLD, K. Produced water treating systems: part 1. In: _____. **Produced water treatment field manual**. [S.l.: s.n.], 2011. p. 1-134.

STROHWALD, N. K. H.; ROSS, W. R. Application of the ADUF process to brewery effluent on a laboratory scale. **Water Science and Technology**, [S.l.], v. 25, p. 95-104, 1992.

THOMAS, J. E. (org.). **Fundamentos da engenharia de petróleo**. 2. ed. Rio de Janeiro: Interciência, 2001.

TIBBETTS, P. J. C. et al. A comprehensive determination of produced water composition. In: RAY, J.P.; ENGELHARDT, F.R. (ed.). **Produced water: technological/environmental issues and solutions**. New York: Plenum Publishing Corp, 1992. p. 97-113.

UTVIK, T. I. R. Composition and characteristics of produced water in the North Sea. In: PRODUCED WATER WORKSHOP, 2003, Aberdeen, Scotland. **Proceedings...** Aberdeen, Scotland: [s.n.], 2003.

VASANTH, D.; PUGAZHENTHI, G.; UPPALURI, R. Fabrication and properties of low cost ceramic microfiltration membranes for separation of oil and bacteria from its solution. **Journal of Membrane Science**, [S.l.], v. 379, p. 154-163, 2011.

VEIL, J. A. et al. **A white paper describing produced water from production of crude oil, natural gas, and coal bed methane**. Argonne: Argonne National Laboratory, 2004.

Disponível em: <http://www.netl.doe.gov/technologies/oil-gas/publications/oil_pubs/prodwaterpaper.pdf>. Acesso em: 16 abr. 2013.

VINSON, C.G.; S. W. CHURCHILL, S.W. Removal of drops from liquid-liquid dispersions upon flow through screens. **The Chemical Engineering Journal**, [S.l.], v. 1, p. 110-118, 1970.

WATANABE, Y; KIMURA, K. Membrane filtration in water and wastewater treatment. **Desalination**, [S.l.], v. 225, p. 113-122, 2011.

WILKS ENTERPRISE. **Emulsion breaking techniques for oil in water solvent extractions**. East Norwalk, [2012?]. Disponível em: <<http://www.thomasnet.com/white-papers/abstract/101778/emulsionbreaking-techniques-for-oil-in-water-solvent-extractions.html>>. Acesso em: 7 fev. 2013.

YARIN, A. L. et al. Liquid drop growth on a fiber. **AIChE Journal**, [S.l.], v. 52, p. 217-227, 2006.

ZILIO, E.L.; PINTO, U.B. Identificação e distribuição dos principais grupos de compostos presentes nos petróleos brasileiros. **Boletim Técnico Petrobras**, Rio de Janeiro, v. 45, n. 1, p. 21-25, jan./mar.2002.

ZHAO, C. et al. Modification of polyethersulfone membranes: a review of methods. **Journal of Membrane Science**, [S.l.], v. 58, p. 76-150, 2013.

ZHAO, H.; LI, G. Application of fibrous coalescer in the treatment of oily wastewater. **Procedia Environmental Sciences**, [S.l.], v. 10, p. 158-162, 2011.

APÊNDICE A – Determinação da Permeabilidade do coalescedor

O fluxo da água através de meios porosos, caso esse ocorra na direção horizontal ou se os componentes gravitacionais podem ser desprezados, pode ser determinado pela equação de Darcy, descrita a seguir (DA SILVA *et al.*, 2009).

$$Q = \left(\frac{k}{\mu} \right) \left(\frac{\partial p}{\partial x} \right), \text{ onde:}$$

- Q é a densidade de fluxo de água por unidade de tempo [$L T^{-1}$];
- k é a permeabilidade do meio [L^2];
- μ é a viscosidade dinâmica da água [$M L^{-1} T^{-1}$];
- e $\partial p / \partial x$ é o gradiente de pressão na direção x [$M L^{-1} T^{-2} / [L] = [M L^{-3} T^{-2}]$].

Para o nosso caso, onde o coalescedor opera com um fluxo vertical e em sentido ascendente, a equação acima é expressa como:

$$Q = \left(\frac{k}{\mu} \right) \cdot A \cdot \left(\frac{P1 - P2}{L} - \gamma g \right), \text{ onde:}$$

- Q é a vazão que flui através do leito do coalescedor [$L^3 T^{-1}$];
- A é a área do leito do coalescedor, com uma seção tubular;
- L é o comprimento do leito do coalescedor;
- $P1$ e $P2$ são pressões aplicadas a montante e a jusante do leito do coalescedor [$M L^{-1} T^{-2}$];
- γ = densidade do fluido [$M L^{-3}$];
- g = aceleração da gravidade [$L T^{-2}$].

Destaca-se e γg é a força que age no sentido descendente, em oposição à força por unidade de volume [$(P1 - P2) / L$] que age no sentido ascendente.

Explicitando a equação acima em função da permeabilidade, chega-se a equação apresentada abaixo, já com as unidades utilizadas nos nossos testes.

$$k = \left(\frac{(Q/3,6) \cdot \mu}{A \cdot [(P1 - P2) \cdot 100] / L - \gamma g} \right), \text{ onde:}$$

- k , em m^2 ;

- Q , em L/h (na equação ocorre conversão para m^3/s);
- $\mu = 0,001003 \text{ N}\cdot\text{s}/m^2 = \text{Pa}\cdot\text{s}$ (a $20 \text{ }^\circ\text{C}$);
- $A = 0,0069 \text{ m}^2$;
- $P1$ e $P2$, em milibar (na equação ocorre conversão para Pa);
- L , em m;
- $\gamma = 1000 \text{ kg}/m^3$;
- $g = 9,8 \text{ m}/s^2$;

APÊNDICE B – Estudo da validação do modelo que correlaciona turbidez com TOG

1.1 Modelo de Regressão Linear Simples (MRLS)

Regressão consiste em um método estatístico para estimação de um valor esperado de uma variável estudada (variável aleatória, de resposta ou dependente) em função de uma outra variável conhecida (variável auxiliar, regressora ou independente). Em um modelo de regressão linear simples, a relação entre as variáveis regressora e de resposta é linear; portanto, o modelo será uma função linear dos parâmetros. Obtém-se, deste modo, uma reta que representa a informação sobre a variável de resposta esperada tendo apenas o conhecimento da variável regressora.

Um modelo de regressão linear simples que determina Y em função de X , sendo, respectivamente, β_0 e β_1 os coeficientes linear e angular da reta e ϵ o erro, tem-se a seguinte estrutura:

$$Y = \beta_0 + \beta_1 x + \epsilon$$

O erro ϵ é uma parte aleatória que representa diversos fatores, dos quais muitos podem não ser determinados, que podem alterar a medição de Y , tais como ruídos, erros do operador ou medidor, entre outros. Podem assumir valores positivos ou negativos, possuindo no MRLS esperança zero e não dependendo de X . Em uma amostra de tamanho razoável ou grande, espera-se que os erros comportem-se, aproximadamente, como uma amostra aleatória de uma distribuição normal. A distribuição de forma normal dos resíduos da regressão implica que a distribuição dos valores previstos também deve ser normal. Num MRLS, a denominação resíduo é comumente utilizada para se referir ao erro da regressão, que consiste na diferença entre o valor experimental da variável de resposta (Y_i) e o valor previsto pela regressão (\hat{Y}_i), então definido como:

$$\epsilon_i = Y_i - \hat{Y}_i$$

Pequenos desvios da normalidade dos resíduos podem ser desconsiderados, desde que não representem acentuada assimetria. Neste caso, transformações podem ser utilizadas para estabilização da variância, dentre elas a logarítmica ($\log Y$), a de raiz-quadrada (\sqrt{Y}), a

recíproca ($\frac{1}{Y}$), a quadrática (Y^2) e a arcseno ($\arcsen\sqrt{Y}$). Outro requisito imprescindível é que os resíduos sejam aleatoriamente distribuídos e independentes.

Os parâmetros mais adequados para uma regressão linear são aqueles que compõem uma reta que apresenta a menor soma de quadrados das diferenças entre cada valor de Y (experimental) e o valor da reta. Tais parâmetros podem ser determinados a partir das observações de Y e X , sendo calculados com as relações a seguir:

$$\bar{\beta}_0 = \bar{y} - \bar{\beta}_1 \bar{x}$$

$$\bar{\beta}_1 = \frac{\sum_{i=1}^n (y_i - \bar{y})(x_i - \bar{x})}{\sum_{i=1}^n (x_i - \bar{x})^2}$$

Um meio simples e importante de verificar o quanto o modelo se adequa aos dados dispostos é a partir do coeficiente de determinação (R^2), que pode ser interpretado como a proporção da variabilidade das observações referentes a variáveis de resposta explicada pelo modelo. É definido como a razão entre a soma de quadrados de regressão ($SQReg$) e a soma de quadrados total ajustada (SQT), e, portanto, varia no intervalo de [0,1], sendo o modelo mais adequado aquele próximo de 1 (o que possibilita comparações entre dois modelos, caso necessário). O cálculo do coeficiente de determinação está a seguir:

$$R^2 = \frac{SQReg}{SQT} = \frac{\sum_{i=1}^n (\hat{y}_i - \bar{y})^2}{\sum_{i=1}^n (y_i - \bar{y})^2}$$

Para o presente trabalho, objetiva-se a construção de uma reta que relaciona as variáveis teor de óleos e graxas (TOG) e a turbidez do aflente de uma unidade de coalescedor e membrana. A regressão será construída a partir de um conjunto de sete observações, nas quais foram fixadas os valores do TOG na amostra e medidos os valores da turbidez – assim, espera-se obter um modelo de regressão linear simples amostral. A turbidez de uma amostra é função do TOG da mesma, contudo, para suprir as necessidades deste trabalho, o MRLS terá a variável turbidez como variável independente e a variável TOG como variável dependente.

Uma análise estatística descritiva dos dados foi realizada, atentando para a análise gráfica dos pontos obtidos através dos pares (Turbidez, TOG). A partir dos pontos, observou-se que não há outliers (valores aberrantes) entre os pontos da amostra e é possível esperar que o modelo de regressão seja o linear, dada a arrumação dos pares de observações dispostos

(similar a uma reta). Sendo a turbidez uma propriedade física dos fluidos que demonstra a redução da transparência causada pela presença de materiais em suspensão que impedem a passagem da luz, é esperado um valor zero de turbidez quando o TOG for também zero. Logo, o modelo deve possuir interseção com a origem (0,0) do gráfico, ou seja, o coeficiente linear (parâmetro β_0) deve ser igual a zero. A construção do modelo descrito foi realizada utilizando os softwares Minitab e Microsoft Excel, obtendo-se modelo de regressão linear simples:

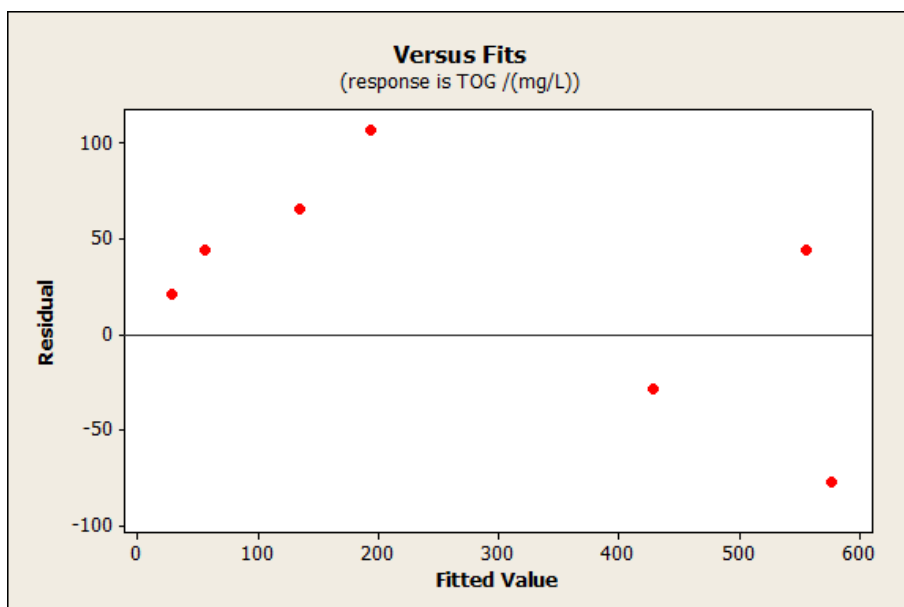
$$TOG = 0,8948 \text{ Turbidez}$$

O modelo apresentado acima possui $R^2 = 97,07\%$, um valor satisfatório para o modelo obtido. Vale ressaltar que, devido à ausência do coeficiente linear, por conveniência à teoria, os softwares utilizados ajustam a fórmula do R^2 de forma a adaptá-la a tal circunstância, visando a evitar valores negativos para o coeficiente de determinação. Como resultado obtém-se um R^2 que não deve ser comparado com o de modelos cujo coeficiente linear se faz presente, pois para modelos com interseção na origem os R^2 tendem a ser maiores que os modelos com interseção diferente de zero. Assim, o programa empregado para o cálculo do R^2 , Minitab, faz uso da seguinte fórmula para calcular o R^2 apropriado:

$$R^2 = 1 - \frac{\sum_{i=1}^n (y_i - \hat{y}_i)^2}{\sum_{i=1}^n (y_i)^2}$$

A princípio, a análise dos resíduos, sem a realização de testes, levou a entender que a premissa referente à aleatoriedade dos resíduos não havia sido satisfeita, o que tornaria um modelo inadequado.

Resíduos
21,276
43,983
65,775
106,448
-28,625
-77,167
43,682



A fim de solucionar tal falha, diversas transformações anteriormente citadas foram verificadas, obtendo-se resultados ligeiramente melhores para os resíduos, o qual agora se apresentavam de forma aparentemente aleatória, além de um pequeno aumento no valor do R^2 em transformações como, por exemplo, a recíproca ($R^2 = 97,92\%$). Contudo, tendo em vista o princípio da parcimônia (quanto mais simples a explicação – neste caso, o modelo –, melhor) e o pequeno número de observações na amostra utilizada (o que torna difícil uma inferência sobre a distribuição aleatória ou não), optou-se por utilizar o MRLS. Testes para verificação da normalidade (Anderson-Darling) e da aleatoriedade (Runs Test) dos resíduos foram realizados, os quais corroboraram para a afirmação que tal modelo, MRLS, é o mais adequado para o conjunto de dados disposto.

1.2 Teste de Normalidade - Anderson-Darling

Para que o modelo obtido seja validado, é necessário que as considerações feitas sejam verificadas. A primeira delas é referente à normalidade dos resíduos da regressão, portanto temos a hipótese de que a amostra dos resíduos da regressão do modelo compõem uma população com distribuição normal:

$$\begin{cases} H_0: \text{a amostra tem distribuição } F(x) \\ H_1: \text{a amostra não tem distribuição } F(x) \end{cases}$$

Para o teste é utilizada a seguinte estatística:

$$A^2 = n \int_{-\infty}^{\infty} \frac{[F_n(x) - F(x)]}{F(x)(1 - F(x))} dF(x)$$

Onde $F_n(x)$ é determinada:

$$F_n(x) = \begin{cases} 0, & \text{se } x < x_{(1)} \\ \frac{k}{n}, & \text{se } x_{(k)} \leq x < x_{(k+1)} \\ 1, & \text{se } x \geq x_{(n)} \end{cases}$$

Numa tentativa de facilitar os cálculos realizados no teste, A^2 pode se apresentar da seguinte forma:

$$A^2 = -n - \frac{1}{n} \sum_{i=1}^n [(2i - 1) \ln(F(x_{(i)})) + (2(n - i) + 1) \ln(1 - F(x_{(i)}))] = -n - \frac{1}{n} D$$

Sabendo que D é definido da forma abaixo, onde $U_{(i)}$ equivale a $F(x_{(i)})$.

$$D = \sum_{i=1}^n [(2i - 1) \ln(U_{(i)}) + (2(n - i) + 1) \ln(1 - U_{(i)})]$$

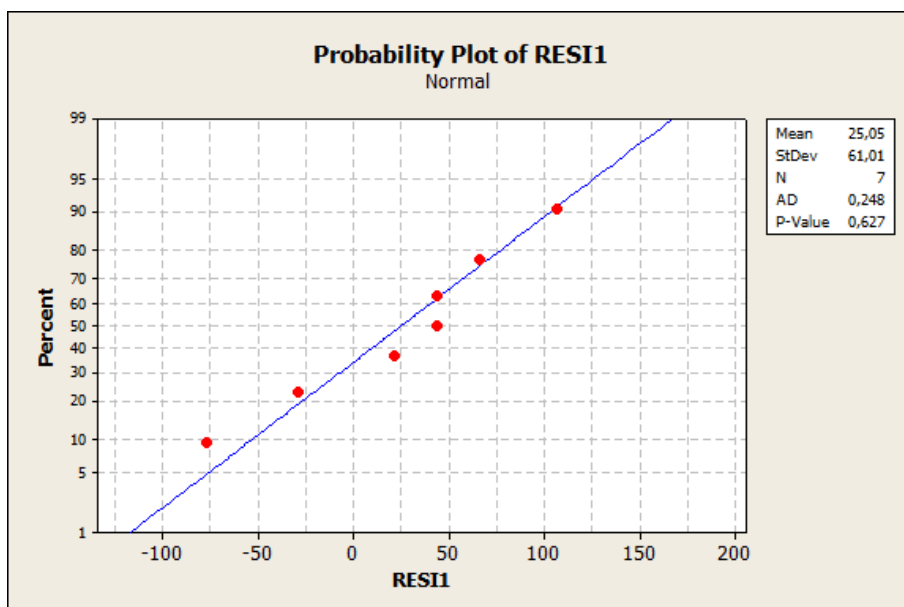
A distribuição normal tem a seguinte função densidade de probabilidade:

$$f(x) = \frac{1}{\sqrt{2\pi\sigma^2}} \exp\left(-\frac{(x - \mu)^2}{2\sigma^2}\right), \text{ com } -\infty < x < \infty$$

Para a estatística Anderson Darling modificada

$$A_m^2 = \left(1 + \frac{0,75}{n} + \frac{2,25}{n^2}\right) A^2$$

Tem-se que a hipótese de normalidade é rejeitada para dado nível de significância se A_m^2 for maior que o valor crítico tabelado (para uma amostra com $n \geq 5$). Para o nível de significância de 5%, temos que o valor crítico é de 0,787. Utilizando o software Minitab para a realização dos cálculos, obtém-se a estatística Anderson Darling modificada igual a 0,248 e um p-valor igual a 0,627, suficientemente distantes dos valores críticos estipulados – portanto, é possível inferir que a amostra dos resíduos segue uma distribuição normal. Abaixo observam-se os pontos obtidos em um papel de probabilidade normal.



1.3 Teste de Aleatoriedade – Teste das corridas (Runs Test)

A segunda consideração a ser verificada é referente à aleatoriedade dos resíduos, ou seja, será verificado se os resíduos são mutuamente independentes. Para tal, será realizado o teste das corridas (*runs test*), apurando as hipóteses:

$$\begin{cases} H_0: \text{a amostra é aleatória} \\ H_1: \text{a amostra não é aleatória} \end{cases}$$

O teste é baseado em um raciocínio de sequência para analisar a amostra, que é vista como uma sequência de dois símbolos (+ e -, por exemplo) na qual uma corrida (*run*) será uma subsequência de símbolos iguais (ou seja, + seguido de + ou - seguido de -). A partir do número de símbolos positivos e negativos na sequência, calcula-se o número de corridas esperadas com a relação:

$$\bar{R} = \frac{2n_1n_2}{n_1 + n_2} + 1$$

Se o número de corridas observadas é muito maior ou muito menor do que o número de corridas esperadas (\bar{R}), rejeita-se a hipótese nula (logo, se rejeita a hipótese de independência entre os elementos da amostra).

Para a amostra de resíduos dispostos, será realizado o teste das corridas, utilizando o Minitab, considerando valores acima da média dos resíduos (sendo a média dos resíduos igual a 25,0531) como positivos e abaixo da média dos resíduos como negativos. Obtém-se que o número de corridas na amostra é igual a 4, enquanto o número de corridas esperadas é igual a

4,42857. Os números de corridas observadas e esperadas são bastante próximos, ainda obtendo um p-valor igual a 0,716, então é possível inferir que os elementos da amostra estão aleatoriamente distribuídos.

1.4 Conclusão

Finalmente, fazendo uso dos conhecimentos estatísticos sobre regressão e informações técnicas pertinentes à análise, conclui-se que o modelo de regressão linear simples (MRLS) acima apresentado (e abaixo reiterado) é o mais adequado perante os dados dispostos.

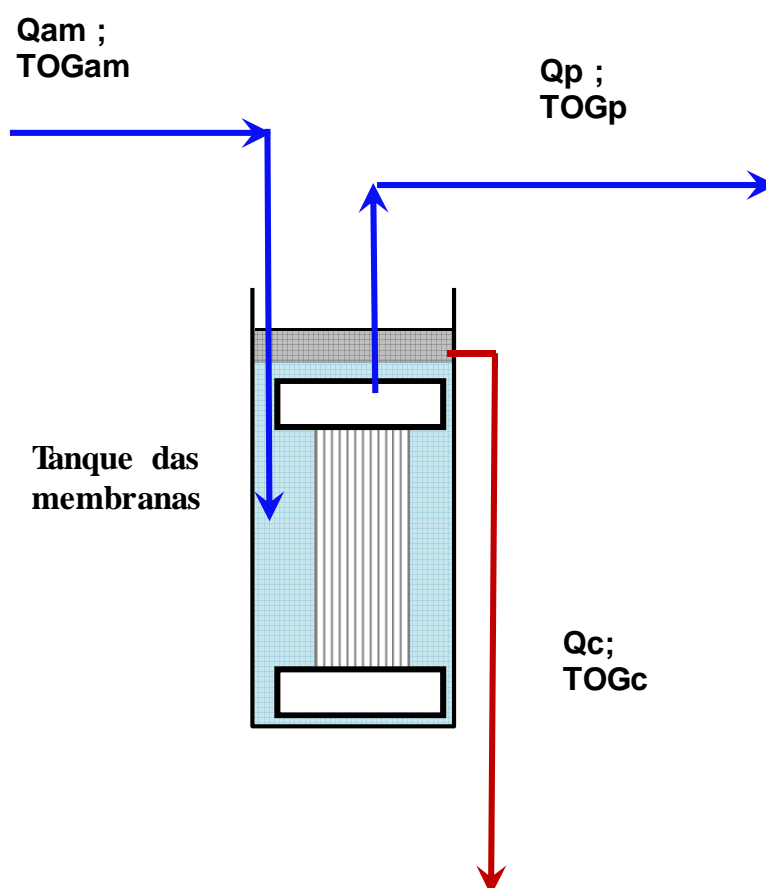
$$TOG = 0,8948 \text{ Turbidez}$$

O princípio da parcimônia é seguido visando a facilitar os cálculos e ainda, a validade do modelo é corroborada não apenas pelo alto coeficiente de determinação (R^2), mas também pelos resultados satisfatórios dos testes realizados para verificação da normalidade e aleatoriedade.

APÊNDICE C – determinação do TOG na corrente de concentrado ou interior do tanque das membranas

Com o decorrer da operação do processo, o TOG vai se concentrando no interior do tanque das membranas e, como consequência, vai saindo, continuamente junto com a parcela da vazão que não é permeada, através do extravasor desse tanque.

O balanço de conservação de massa do processo de microfiltração está apresentado na figura III-1, a seguir.



Onde,

- Q_{am} = vazão da corrente de alimentação das membranas;
- Q_p = vazão da corrente de permeado;
- Q_c = vazão da corrente de saída do concentrado (ou vazão do extravasor);
- TOG_{am} = TOG da corrente de alimentação
- TOG_p = TOG da corrente de permeado;
- TOG_c = TOG da corrente de saída do concentrado

Como a carga de óleo na entrada do tanque das membranas é igual à carga de óleo na saída tem-se:

$$\bullet \quad Q_{am} \times TOG_{am} = Q_p \times TOG_p + Q_c \times TOG_c$$

Além disso, como a vazão de água na entrada do tanque das membranas é igual à de saída, tem-se:

$$Q_{am} = Q_p + Q_c$$

Como $Rec = \frac{Q_p}{Q_{am}}$, desenvolvendo-se essas tres equações, chega-se a uma equação explicitada em função de TOG_c e função do TOG_{am} e Rec , conforme abaixo.

$$TOG_c = \frac{TOG_{am} - Rec \times TOG_p}{1 - Rec}$$

APÊNDICE D – Resultados dos ensaios

Os resultados dos ensaios realizados estão apresentados para cada um dos tipos de ensaio, conforme se segue:

- Coalescedor operando isoladamente;
- Membranas operando isoladamente;
- Coalescedor e membranas operando de forma integrada.

Em todas as formas citadas, os resultados estão apresentados, sob a forma de planilha onde constam:

- Dados operacionais da UGE durante a realização do ensaio;
- Parâmetros operacionais fixados no coalescedor ou nas membranas ou em ambos;
- Resultados dos ensaios, onde constam as análises de laboratório, como TOG e diâmetro das gotas de óleo e os dados medidos, como vazão e pressão.

D.1 Coalescedor em leito operando isoladamente

Nesses ensaios, os parâmetros fixados foram:

- μ = viscosidade dinâmica da fase contínua = 0,0010 N.s/m² (a 20 °C) = Pa.s
- δ = densidade da fase contínua = 1000 kg.L³
- g = aceleração da gravidade = 9,8 m.s²
- A_L = área do leito do coalescedor = 0,0069 m²
- L = altura do leito do coalescedor = 5 cm

Os dados de controle da UGE (Unidade Geradora de Emulsões) foram:

- Q_{ag} = Vazão de água, em L.min⁻¹;
- q_b = vazão de óleo (da bomba cromatográfica), em mL.min⁻¹;
- proveta (1 ou 2) = nível de água da proveta; usado para indicar o volume de óleo disponível para o ensaio dentro dos reservatórios de óleo;
- p_1 ; p_2 e Δp = pressões à montante e jusante da válvula agulha e a diferença de pressão resultante; usado para controle do diâmetro de gotas dentro da faixa desejada, que, no caso, foi de 4 a 8 μ m;

Os parâmetros testados no Coalescedor: TOGac e v

Os parâmetros de avaliação dos ensaios realizados com o Coalescedor foram:

- Q_{sc} = vazão de saída do coalescedor; apenas ajustada para o valor fixado, caso necessário;
- Δ_{pc} = vazão diferencial através do leito do coalescedor; utilizada para calcular K_0 ;
- Turbidez = medida com turbidímetro. De cada amostra eram feitas três medições e se adotava a média aritmética das três. A média resultante era utilizada para cálculo do TOG, através do fator de correção 0,89 (o coeficiente angular da reta $TOG = 0,89 \times$ Turbidez);
- Diâmetro das gotas de óleo na saída do coalescedor (\varnothing_{gsc}).

D.2 Membranas operando isoladamente.

Os dados de controle da UGE foram os mesmos para o caso dos coalescedores operando isoladamente.

Os parâmetros testados nas membranas foram: TOG_{am} , Δ_{pm} e Rec.

Os parâmetros de avaliação dos ensaios realizados com as membranas foram:

- TOG_p = usado para determinação da eficiência do processo.
- Δ_{pm} = apenas ajustada para o valor fixado, caso necessário;
- Q_p = medida e ajustada constantemente, de modo a manter o Δ_{pm} no valor fixado para o ensaio;
- Q_{am} = medida e corrigida constantemente em função do Q_p , de modo a manter o Rec no valor fixado para o ensaio (0,75 ou 0,90, na maioria dos casos).

D.3 Sistema Integrado

Os parâmetros fixados no coalescedor foram os mesmos do processo operando isoladamente (μ ; δ ; g ; A_L e L).

Os dados de controle da UGE foram os mesmos para os casos anteriores, com ambos os processos operando isoladamente.

Os parâmetros testados nas membranas foram: TOG_{ac} , v , Δ_{pm} e Rec.

Os parâmetros de avaliação dos ensaios realizados com as membranas foram os mesmos para o caso dos dois processos operando isoladamente.

Ensaio com o coalescedor

Número do ensaio: 14C - TOGac – teórico: 200 mg.L⁻¹; Qac = 30 m³.h⁻¹ (v = 4,4 m.h⁻¹). -

1ª parte de 3 (Data: 22/10/2012)

UNIDADE GERADORA DE EFLUENTES						Tempo		COALESCEDOR
Qag	qb	provta 1	p1 (kg/cm2)	p2 (kg/cm2)	Δp (kg/cm2)	t (h)	horar.	Δpc (mbar)
2,72							8:20	
2,72							8:30	
2,72							8:40	
2,80							8:50	
2,80	0,62		13,80	1,28	12,52		9:00	
			12,60	1,29	11,31		9:10	-
			13,00	1,40	11,60		9:20	
2,80	0,65		13,00	1,41	11,59	0,0	9:25	18
2,83			13,10	1,40	11,70	0,5	9:55	23
					0,00	1,0	10:25	35
					0,00	1,5	10:55	45
					0,00	2,0	11:25	50
					0,00	2,5	11:55	67
					0,00	3,0	12:25	40
					0,00	3,5	12:55	48
					0,00	4,0	13:25	68
					0,00	4,5	13:55	76
					0,00	5,0	14:25	82
					0,00	5,5	14:55	93
					0,00	6,0	15:25	88
					0,00	6,5	15:55	93

Turbidez ef.gerado				Turbidez ac (descarga fundo)				Turbidez sc				TOG (mg/L)		
1	2	3	medio	1	2	3	medio	1	2	3	medio	eg	ac	sc
131	qb estava para TOGt=100, em vez de 200													
137	qb estava para TOGt=100, em vez de 201													
136	qb estava para TOGt=100, em vez de 202													
287														
207														
218	203	202	208	208	193	194	198	85	86	85	85	186	177	76
209	208	205	207	210	210	209	210	117	116	115	116	186	188	104
222	222	221	222	219	219	218	219	104	105	104	104	198	196	93
227	224	225	225	221	219	216	219	106	104	105	105	202	196	94
213	209	210	211	219	217	216	217	102	101	101	101	189	194	91
224	226	226	225	231	231	232	231	97	97	97	97	202	207	87
222	221	221	221	209	209	210	209	91	91	91	91	198	187	81
253	249	252	251	230	229	229	229	90	90	90	90	225	205	81
249	248	249	249	241	242	241	241	98	98	98	98	223	216	88
235	236	235	235	235	235	236	235	110	110	110	110	211	211	98
262	259	254	258	243	243	237	241	87	86	86	86	231	216	77
258	258	258	258	239	241	240	240	105	105	104	105	231	215	94
253	252	248	251	240	242	239	240	115	113	112	113	225	215	101
246	243		245	233	236		235	112	112		112	219	210	100

2ª parte de 3 (Data: 23/10/2012)

UNIDADE GERADORA DE EFLUENTES						Tempo		COALESCEDOR
Qag	qb	provta 1	p1 (kg/cm2)	p2 (kg/cm2)	Δp (kg/cm2)	t (h)	horar.	Δpc (mbar)
2,83	0,65	970	12,10	1,40	10,70	0,0	8:45	68
2,86		960	12,20	1,40	10,80	0,5	9:15	81
2,80		940	12,20	1,40	10,80	1,0	9:45	94
2,83		920	12,30	1,40	10,90	1,5	10:15	92
2,85		900	12,20	1,39	10,81	2,0	10:45	97
2,83		870	12,30	1,39	10,91	2,5	11:15	98
2,83		850	12,50	1,39	11,11	3,0	11:45	98
2,84		830	12,50	1,39	11,11	3,5	12:15	97
2,83		820	12,60	1,38	11,22	4,0	12:45	103
2,83		800	12,60	1,38	11,22	4,5	13:15	108
2,84		780	12,60	1,38	11,22	5,0	13:45	100
2,83		760	12,60	1,39	11,21	5,5	14:15	100
2,83		740	12,60	1,38	11,22	6,0	14:45	103
2,82		710	12,70	1,39	11,31	6,5	15:15	97
2,80		700	12,70	1,38	11,32	7,0	15:45	96

Turbidez ef.gerado				Turbidez ac (descarga fundo)				Turbidez sc				TOG (mg/L)		
1	2	3	medio	1	2	3	medio	1	2	3	medio	eg	ac	sc
217														
217														
204	203	203	203	212	209	209	210	84	84	85	84	182	188	75
231	224	224	226	207	206	206	206	99	98	98	98	203	185	88
203	203	203	203	210	209	212	210	106	106	106	106	182	188	95
213	215	215	214	214	213	214	214	115	114	114	114	192	191	102
222	222	222	222	216	216	217	216	117	118	118	118	199	194	105
236	235	235	235	216	217	217	217	123	123	122	123	211	194	110
211	211	211	211	214	211	209	211	118	117	115	117	189	189	104
221	224	224	223	224	224	228	225	127	131	130	129	200	202	116
235	235	233	234	223	227	226	225	131	131	130	131	210	202	117
232	234	233	233	222	224	224	223	137	138	138	138	208	200	123
218	216	215	216	211	215	217	214	134	130	130	131	194	192	118
237	241	238	239	223	224	227	225	134	135	133	134	214	201	120
228	231	230	230	230	230	230	230	137	136	139	137	206	206	123
225	224	227	225	217	214	214	215	121	120	117	119	202	192	107
220	222	219	220	211	213	215	213	132	130	129	130	197	191	117

3ª parte de 3 (Data: 24/10/2012)

UNIDADE GERADORA DE EFLUENTES						Tempo		COALESCEDOR
Qag	qb	provta 2	p1 (kg/cm2)	p2 (kg/cm2)	Δp (kg/cm2)	t (h)	horar.	Δpc (mbar)
2,81		680	12,42	1,09	11,33	0,0	9:00	65
2,79		660	13,00	1,24	11,76	0,5	9:30	92
2,79		640	13,20	1,27	11,93	1,0	10:00	94
2,78		620	13,10	1,25	11,85	1,5	10:30	94
2,81		600	13,10	1,22	11,88	2,0	11:00	101
2,81		580	13,30	1,23	12,07	2,5	11:30	106
2,80		560	13,20	1,24	11,96	3,0	12:00	104
2,80		550	13,40	1,24	12,16	3,5	12:30	105
2,80		530	13,50	1,26	12,24	4,0	13:00	102
2,76		500	13,80	1,26	12,54	4,5	13:30	105
2,74		490	13,70	1,26	12,44	5,0	14:00	104
2,77		480	13,70	1,27	12,43	5,5	14:30	110
2,77		460	13,70	1,27	12,43	6,0	15:00	105
2,81		440	13,70	1,28	12,42	6,5	15:30	108
2,80		420	13,70	1,28	12,42	7,0	16:00	108

Turbidez ef.gerado				Turbidez ac (descarga fundo)				Turbidez sc				TOG (mg/L)		
1	2	3	medio	1	2	3	medio	1	2	3	medio	eg	ac	sc
181	181	181	181	202	202	202	202	78	78	76	77	162	181	69
227	228	230	228	229	230	230	230	130	129	129	129	204	206	116
225	225	224	225	231	231	231	231	125	126	126	126	201	207	112
233	233	232	233	233	232	232	232	137	135	133	135	208	208	121
237	232	233	234		222	225	224	140	132	129	134	209	200	120
248	247	243	246	230	230	230	230	136	136	135	136	220	206	121
232	233	234	233	237	236	235	236	138	137	137	137	208	211	123
227	224	225	225	217	217	216	217	139	137	139	138	202	194	124
242	242	242	242	239	239	238	239	145	145	145	145	217	214	130
242	241		242	233	233		233	143	144		144	216	208	128
245	243	241	243	236	239	236	237	145	144	147	145	217	212	130
246	245	245	245	233	231	231	232	146	146	142	145	220	207	129
228	229	228	228	229	230	228	229	146	144	145	145	204	205	130
221	221	221	221	221	221	221	221	144	144	143	144	198	198	129
215	215		215	214	213		214	141	140		141	192	191	126

Número do ensaio: 18C - TOGac – teórico: 400 mg.L⁻¹; Qac = 30 m³.h⁻¹ (v = 4,4 m.h⁻¹).

1ª parte de 3 (Data: 12/03/2013)

UNIDADE GERADORA DE EFLUENTES						Tempo		Coalescedor
Qag	qb	provta 1	p1 (kg/cm2)	p2 (kg/cm2)	Δp (kg/cm2)	t (h)	horar.	Δpc (mbar)
2,24	0,94	1160	13,8	0,83	12,97	0,0	9:00	48
2,20	0,95	1120	13,8	0,82	12,98	0,5	9:30	90
2,20	0,94	1090	13,9	0,82	13,08	1,0	10:00	96
2,17		1060	14,0	0,82	13,18	1,5	10:30	100
2,13	0,93	1040	14,0	0,82	13,18	2,0	11:00	101
2,11		1000	14,1	0,82	13,28	2,5	11:30	103
2,18		980	14,1	0,82	13,28	3,0	12:00	100
2,10		940	14,0	0,82	13,18	3,5	12:30	105
2,14		900	14,2	0,82	13,38	4,0	13:00	103
2,14		880	14,2	0,82	13,38	4,5	13:30	101
2,08	0,92	860	14,2	0,82	13,38	5,0	14:00	106
2,07		840	14,2	0,82	13,38	5,5	14:30	100
2,10	0,91	800	14,2	0,82	13,38	6,0	15:00	101
2,20	0,90	780	14,2	0,82	13,38	6,5	15:30	105
2,20		760	14,3	0,83	13,47	7,0	16:00	105

Turbidez ef.gerado				Turbidez ac (descarga fundo)				Turbidez sc				TOG (mg/L)		
1	2	3	medio	1	2	3	medio	1	2	3	medio	eg	ac	sc
439	440	440	440	447	445	444	445	93	92	93	93	391	396	82
437	438	438	438	453	452	452	452	335	332	330	332	390	403	296
446	447	448	447	456	456	456	456	306	305	306	306	398	406	272
476	477	476	476	455	455	456	455	276	277	278	277	424	405	247
471	470	469	470	458	460	461	460	263	260	266	263	418	409	234
503	500	498	500	460	458	457	458	236	238	238	237	445	408	211
452	450	453	452	464	460	460	461	237	238	237	237	402	411	211
453	452	450	452	460	458	458	459	230	229	230	230	402	408	204
444	443	442	443	460	461	460	460	222	222	221	222	394	410	197
462	463	460	462	446	443	445	445	226	225	224	225	411	396	200
453	454	455	454	460	461	460	460	232	230	231	231	404	410	206
459	458	460	459	455	454	450	453	230	231	230	230	409	403	205

2ª parte de 3 (Data: 13/03/2013)

UNIDADE GERADORA DE EFLUENTES						Tempo		COALESCEDOR
Qag	qb	provta 1	p1 (kg/cm2)	p2 (kg/cm2)	Δp (kg/cm2)	t (h)	horar.	Δpc (mbar)
2,24	0,94	1160	13,8	0,83	12,97	0,0	9:00	48
2,20	0,95	1120	13,8	0,82	12,98	0,5	9:30	90
2,20	0,94	1090	13,9	0,82	13,08	1,0	10:00	96
2,17		1060	14,0	0,82	13,18	1,5	10:30	100
2,13	0,93	1040	14,0	0,82	13,18	2,0	11:00	101
2,11		1000	14,1	0,82	13,28	2,5	11:30	103
2,18		980	14,1	0,82	13,28	3,0	12:00	100
2,10		940	14,0	0,82	13,18	3,5	12:30	105
2,14		900	14,2	0,82	13,38	4,0	13:00	103
2,14		880	14,2	0,82	13,38	4,5	13:30	101
2,08	0,92	860	14,2	0,82	13,38	5,0	14:00	106
2,07		840	14,2	0,82	13,38	5,5	14:30	100
2,10	0,91	800	14,2	0,82	13,38	6,0	15:00	101
2,20	0,90	780	14,2	0,82	13,38	6,5	15:30	105
2,20		760	14,3	0,83	13,47	7,0	16:00	105

Turbidez ef.gerado				Turbidez ac (descarga fundo)				Turbidez sc				TOG (mg/L)		
1	2	3	medio	1	2	3	medio	1	2	3	medio	eg	ac	sc
430	425	429	428	410	412	411	411	137	135	137	136	381	366	121
462	463	462	462	455	469	465	463	196	195	196	196	411	412	174
447	450	449	449	463	465	460	463	227	228	228	228	399	412	203
487	486	484	486	468	469	465	467	217	218	218	218	432	416	194
479	479	479	479	480	481	482	481	223	222	220	222	426	428	197
462	460	459	460	452	450	449	450	221	221	220	221	410	401	196
474	474	470	473	464	460	460	461	202	200	201	201	421	411	179
480	480	476	479	454	455	452	454	174	172	170	172	426	404	153
476	474	473	474	460	458	457	458	202	200	198	200	422	408	178
478	476	476	477	458	458	458	458	212	213	210	212	424	408	188
507	505	500	504	478	476	475	476	229	228	227	228	449	424	203
469	468	469	469	469	468	467	468	231	230	230	230	417	417	205
471	472	473	472	461	460	460	460	226	224	221	224	420	410	199
466	464	467	466	471	470	469	470	231	230	229	230	414	418	205
462	460	460	461	443	442	440	442	219	218	217	218	410	393	194

3ª parte de 3

UNIDADE GERADORA DE EFLUENTES						Tempo		Coalescedor
Qag	qb	provta 2	p1 (kg/cm2)	p2 (kg/cm2)	Δp (kg/cm2)	t (h)	horar.	Δpc (mbar)
2,29	0,90	720	13,90	0,24	13,66	0,0	9:30	78
2,14	0,93	700	14,10	0,24	13,86	0,5	10:00	104
2,10		680	14,30	0,24	14,06	1,0	10:30	102
2,29	0,94	660	14,30	0,24	14,06	1,5	11:00	100
2,20		640	14,30	0,24	14,06	2,0	11:30	100
2,19		600	14,30	0,24	14,06	2,5	12:00	101
2,24		560	14,40	0,24	14,16	3,0	12:30	102
2,20		540	14,40	0,25	14,15	3,5	13:00	100
2,18		500	14,50	0,25	14,25	4,0	13:30	104
2,19		480	14,50	0,25	14,25	4,5	14:00	102
2,13	0,95	440	14,50	0,25	14,25	5,0	14:30	101
2,10	0,94	420	15,10	1,05	14,05	5,5	15:00	105
2,04	0,93	400	15,10	1,05	14,05	6,0	15:30	103
2,06		380	15,00	1,05	13,95	6,5	16:00	102

Turbidez ef.gerado				Turbidez ac (descarga fundo)				Turbidez sc				TOG (mg/L)		
1	2	3	medio	1	2	3	medio	1	2	3	medio	eg	ac	sc
400	401	403	401	393	395	397	395	116	117	118	117	357	352	104
431	430	431	431	416	415	415	415	217	215	216	216	383	370	192
440	442	442	441	428	429	429	429	266	260	261	262	393	382	233
420	422	423	422	430	431	432	431	235	236	236	236	375	384	210
440	441	442	441	435	436	437	436	230	232	234	232	392	388	206
440	440	440	440	435	437	437	436	253	254	254	254	392	388	226
443	443	442	443	437	438	438	438	260	261	260	260	394	390	232
448	450	450	449	443	442	441	442	265	265	265	265	400	393	236
450	451	449	450	440	440	439	440	270	270	270	270	401	391	240
446	444	443	444	436	437	439	437	275	277	276	276	395	389	246
403	404	405	404	431	430	430	430	291	292	292	292	360	383	260
470	470	470	470	471	472	470	471	261	260	261	261	418	419	232
472	473	473	473	470	469	468	469	268	269	270	269	421	417	239
460	459	459	459	461	459	459	460	265	265	265	265	409	409	236

Ensaio com as membranas

Número do ensaio: 10M - TOGam – teórico: 100 mg.L⁻¹; Δpm=-0,20 bar e Rec=0,90.

Data: 09/10/2012

UNIDADE GERADORA DE EFLUENTES							Tempo		COALESCEDO	MEMBRANAS		
Qag	qb	TOG-t	proveta2	p1 (kg/cm2)	p2 (kg/cm2)	Δp (kg/cm2)	t (h)	horar.	Δpc (mbar)	Δpm (bar)	Qam (L/h)	Qp (L/h)
									-		-	
2,80			630	14,50	1,12	13,38	0,0	9:18	-	-0,20	-	28,0
2,81			620	14,60	1,12	13,48	0,7	10:02	-	-0,22	-	40,0
2,82			610	14,70	1,14	13,56	1,0	10:18	-	-0,20	-	22,5
2,83			600	14,70	1,15	13,55	1,3	10:35	-	-0,18	-	23,3
2,84			595	14,80	1,15	13,65	1,6	10:51	-	-0,18	-	20,2
2,82			590	14,90	1,16	13,74	1,8	11:07	-	-0,16	-	19,0
2,82			585	15,00	1,15	13,85	2,1	11:23	-	-0,20	-	17,5
2,82			580	15,00	1,15	13,85	2,3	11:38	-	-0,20	-	17,5
2,82			580	14,98	1,16	13,82	2,6	11:53	-	-0,20	-	18,0
2,82			575	15,00	1,17	13,83	2,9	12:09	-	-0,18	-	18,0
2,84			570	15,40	1,15	14,25	3,1	12:24	-	-0,20	-	18,0
2,82			560	15,40	1,16	14,24	3,4	12:41		-0,20	-	17,5
2,82			560	15,50	1,16	14,34	3,6	12:56		-0,20	-	17,5
2,82			550	15,80	1,17	14,63	3,9	13:12		-0,20	-	17,5
2,81			550	15,90	1,17	14,73	4,2	13:29		-0,20	-	17,5
2,81			540	15,80	1,16	14,64	4,4	13:44		-0,20	-	17,5
2,80			540	15,90	1,16	14,74	4,7	14:00		-0,20	-	16,3
2,82			530	15,90	1,17	14,73	5,0	14:15		-0,20	-	16,3
2,82			530	16,00	1,17	14,83	5,2	14:30		-0,20	-	16,3
2,82			520	16,20	1,18	15,02	5,5	14:46		-0,20	-	16,3
2,82			520	16,00	1,17	14,83	5,8	15:05		-0,20	-	15,0
2,82				16,00	1,17	14,83	6,0	15:19	-	-0,20	-	15,0
2,83			510	16,00	1,17	14,83	6,3	15:34	-	-0,20	-	14,0
2,85			500	16,00	1,18	14,82	6,5	15:49	-	-0,20	-	14,0
2,84			490	16,20	1,19	15,01	6,8	16:04	-	-0,20	-	13,0

bidez ef.gerado				Turbidez-saída membranas				TOG (mg/L)		Eficiencia
1	2	3	medio	1	2	3	medio	eg	SM	
66			66					59		
104	107	109	107	0	0	0	0	95	0	100,0
108	109	108	108	0	0	0	0	97	0	100,0
112	113	113	113	0	0	0	0	101	0	100,0
100	102	102	101	0	0	0	0	91	0	100,0
102	103	103	103	0	0	0	0	92	0	100,0
106	107	107	107	0	0	0	0	95	0	100,0
109	108	107	108	0	0	0	0	97	0	100,0
111	108	111	110	0	1	0	0	98	0	99,7
110	109	109	109	0	0	0	0	98	0	100,0
112	112	111	112	0	0		0	100	0	100,0
100	100	101	100	2	2	2	2	90	2	98,0
102	102	102	102	0	0		0	91	0	100,0
102	101	103	102	0	0	0	0	91	0	100,0

Número do ensaio: 11M - TOGam – teórico: 200 mg.L⁻¹; Δpm=-0,20 bar e Rec=0,75.

Data: 12/03/2012

UNIDADE GERADORA DE EFLUENTES							Tempo		Coalescedor	MEMBRANAS		
Qag	qb	TOG-t	proveta2	p1 (kg/cm2)	p2 (kg/cm2)	Δp (kg/cm2)	t (h)	horar.	Δpc (mbar)	Δpm (bar)	Qam (L/h)	Qp (L/h)
									-			
2,80	0,65		660	12,90	1,11	11,79	0,0	9:25	-	-0,20	30	22,5
2,82			650	13,10	1,26	11,84	0,3	9:40	-	-0,20	28	21,0
2,80			640	13,00	1,25	11,75	0,5	9:55	-	-0,20	28	21,0
2,80			630	13,10	1,25	11,85	0,8	10:10	-	-0,20	26	22,0
2,79			620	13,10	1,24	11,86	1,0	10:25	-	-0,20	28	21,0
2,80			610	13,30	1,26	12,04	1,3	10:40	-	-0,20	28	25,0
2,80			600	13,20	1,20	12,00	1,5	10:55	-	-0,20	31	24,0
2,81			590	13,10	1,22	11,88	1,8	11:12	-	-0,20	31	22,5
2,80			580	13,20	1,23	11,97	2,0	11:27	-	-0,20	30	22,5
2,80			570	13,20	1,24	11,96	2,3	11:44	-	-0,20	29	21,0
2,80			560	13,20	1,24	11,96	2,6	12:00	-	-0,20	27	22,5
2,79			550	13,50	1,26	12,24	2,8	12:15		-0,20	22	21,0
2,80			540	13,40	1,24	12,16	3,1	12:31		-0,20	27	20,0
2,86			530	13,40	1,25	12,15	3,5	12:56		-0,20	25	18,0
2,81			520	13,60	1,26	12,34	3,8	13:12			24	18,0
2,76			510	13,60	1,26	12,34	4,1	13:32			23	17,0
2,75			500	13,70	1,26	12,44	4,4	13:50		-0,20	22	17,0
2,76			490	13,70	1,27	12,43	4,7	14:05		-0,20	21	16,0
2,76			480	13,70	1,28	12,42	4,9	14:20		-0,20	23	17,0
2,75			470	13,60	1,26	12,34	5,0	14:27		-0,20	21	16,0
2,79			460	13,70	1,28	12,42	5,3	14:45		-0,20	20	15,0
2,77			450	13,70	1,28	12,42	5,7	15:09	-	-0,20	21	16,0
2,80			440	13,70	1,28	12,42	6,0	15:25	-	-0,20	20	15,0
2,80			430	13,70	1,29	12,41	6,3	15:40	-	-0,20	20	15,0
2,80			420	13,70	1,28	12,42	6,5	15:55	-	-0,20	20	15,0

Turbidez ef.gerado			Turbidez-saída membranas				TOG (mg/L)		Eficiencia	
1	2	3	medio	1	2	3	medio	TOGam	TOGp	
219	219	218	219	2	2	2	2	196	2	99,1
228	230	229	229	3	3	2	3	205	2	98,8
201	201	202	201	1	1	1	1	180	1	99,5
217	221	220	219	0	0	0	0	196	0	100,0
193	191	188	191	1	2	2	2	171	1	99,1
224	220	219	221	1	1	1	1	198	1	99,5
227	224	225	225	0	0	0	0	202	0	100,0
200	203	199	201	0	0	0	0	180	0	100,0
210	210	209	210	0	0	0	0	188	0	100,0
191	191	189	190	1	1	1	1	170	1	99,5
191	190	189	190	0	0	0	0	170	0	100,0
183	183		183	0	0	0	0	164	0	100,0
176	178		177	1	0		1	158	0	99,7

Número do ensaio: 12M - TOGam – teórico: 200 mg.L⁻¹; Δpm=-0,20 bar e Rec=0,90.

Data: 11/03/2013

UNIDADE GERADORA DE EFLUENTES							Tempo		COALESCEDO	MEMBRANAS		
Qag	qb	TOG-t	proveta2	p1 (kg/cm2)	p2 (kg/cm2)	Δp (kg/cm2)	t (h)	horar.	Δpc (mbar)	Δpm (bar)	Qam (L/h)	Qp (L/h)
									-			
2,12	0,50		840	14,70	1,00	13,70	0,0	8:44	-	-0,20	36	32,5
2,22	0,52		820	14,80	1,00	13,80	0,3	9:00	-	-0,20	25	22,5
2,15			810	14,80	1,03	13,77	0,6	9:18	-	-0,20	25	22,5
2,17			800	15,00	1,04	13,96	0,9	9:36	-	-0,20	25	22,5
2,13			790	14,80	1,03	13,77	1,2	9:54	-	-0,20	23	20,6
2,13			780	14,90	1,05	13,85	1,5	10:12	-	-0,20	23	20,6
2,09			770	14,90	1,05	13,85	1,8	10:30	-	-0,20	21	18,9
2,06			760	14,80	1,04	13,76	2,1	10:48	-	-0,20	21	18,9
2,10			750	14,90	1,05	13,85	2,4	11:06	-	-0,20	20	18,0
2,10			740	14,90	1,05	13,85	2,7	11:25	-	-0,20	21	18,9
2,11	0,51		740	15,00	1,05	13,95	3,0	11:44	-	-0,20	21	18,5
2,04			730	14,90	1,04	13,86	3,3	12:02	-	-0,20	21	18,5
2,22			720	15,00	1,03	13,97	3,6	12:20	-	-0,20	21	18,5
2,06	0,50		710	15,00	1,05	13,95	3,9	12:38	-	-0,20	20	17,5
2,01			700	115,10	1,05	114,05	4,2	12:57	-	-0,20	19	17,0
1,97			690	15,10	1,05	14,05	4,5	13:15	-	-0,20	18	16,0
2,08			680	15,10	1,06	14,04	4,8	13:32	-	-0,20	17	15,7
2,04			670	15,20	1,06	14,14	5,1	13:52	-	-0,20	17	15,7
2,00			660	15,20	1,06	14,14	5,5	14:12	-	-0,20	17	15,0
2,00			650	15,30	1,07	14,23	5,8	14:30	-	-0,20	17	15,0
2,05			640	15,40	1,07	14,33	6,1	14:50	-	-0,20	16	14,4
2,00			630	15,40	1,07	14,33	6,4	15:08	-	-0,20	16	14,4
2,02			620	15,30	1,09	14,21	6,7	15:26	-	-0,20	16	14,4
2,00			610	15,20	1,07	14,13	7,0	15:43	-	-0,20	15	13,0
2,01			600	15,30	1,07	14,23	7,3	16:00	-	-0,20	15	13,0

Turbidez ef.gerado				Turbidez-saída membranas				TOG (mg/L)	
1	2	3	medio	1	2	3	medio	eg	SM
197	197	197	197	3	3	3	3	176	3
247	246	246	246	6	6	6	6	220	5
229	230	230	230	5	5	5	5	206	4
223	223	225	224	6	6	6	6	200	5
240	241	240	240	5	5	5	5	215	4
241	242	242	242	5	5	5	5	216	4
247	246	245	246	5	5	5	5	220	4
243	243	242	243	4	4	4	4	217	4
232	232	232	232	4	4	4	4	208	4
224	222	224	223	5	5	5	5	200	4
240	241	241	241	5	5	5	5	215	4
218	218	220	219	4	4	4	4	196	4
223	224	224	224	4	4	4	4	200	4

Ensaaios com o sistema integrado

Número do ensaio: 7CM - TOGac – teórico: 200 mg.L⁻¹; Qac= 60 m³.h⁻¹; Δpm=-0,20 bar e Rec=0,75.

Data: 31/10/2012

UN		UNIDADE GERADORA DE EFLUENTES				Tempo		COALESCEDOR		MEMBRANAS		
Qag	qb	Proveta num.	p1 (kg/cm2)	p2 (kg/cm2)	Δp (kg/cm2)	t (h)	horar.	Δpc (mbar)	Qac	Δpm (bar)	Qam (L/h)	Qp (L/h)
						0,00	8:45	19				
2,68	0,65	660	14,10	1,38	12,72	0,10	8:51		60	-0,19	26	26,00
2,66		650	14,10	1,37	12,73	0,35	9:06	26		-0,20	31	23,00
2,69		630	14,20	1,36	12,84	0,65	9:24	31		-0,20	28	21,00
2,71		620	14,40	1,36	13,04	0,92	9:40	33		-0,21	31	20,00
2,73		610	14,40	1,36	13,04	1,17	9:55	38		-0,20	35	21,00
2,72		600	14,40	1,36	13,04	1,45	10:12	50		-0,20	26	21,00
2,73		590	14,40	1,36	13,04	1,70	10:27	57		-0,18	26	20,00
2,75		580	14,40	1,36	13,04	1,97	10:43	67		-0,20	26	20,00
2,78		570	14,60	1,37	13,23	2,23	10:59	73		-0,20	27	21,00
2,73		560	14,60	1,36	13,24	2,50	11:15	86		-0,20	28	20,00
2,72		550	14,50	1,34	13,16	2,75	11:30	101		-0,20	27	20,00
2,73		540	14,60	1,35	13,25	3,00	11:45	103		-0,20	25	21,00
2,74		530	14,50	1,35	13,15	3,25	12:00	110		-0,20	28	19,00
2,75		520	14,70	1,35	13,35	3,53	12:17	115		-0,18	24	18,00
2,75		520	14,90	1,34	13,56	3,78	12:32	133		-0,20	24	18,00
2,75		510	14,90	1,35	13,55	4,05	12:48	130		-0,20	24	18,00
2,75		500	15,00	1,36	13,64	4,32	13:04	140		-0,20	24	18,00
2,74		490	15,00	1,35	13,65	4,58	13:20	148		-0,20	25	19,00
2,74		480	15,10	1,35	13,75	4,83	13:35	153		-0,18	27	20,00
2,72		470	15,10	1,35	13,75	5,10	13:51	155		-0,18	27	20,00
2,68		460	15,30	1,34	13,96	5,37	14:07	165		-0,12	25	18,50
2,70		450	15,30	1,34	13,96	5,63	14:23	169		-0,20	25	18,50
2,66		440	15,50	1,35	14,15	5,88	14:38	165		-0,19	23	17,00
2,70		430	15,60	1,35	14,25	6,13	14:53	168		-0,20	21	17,50
2,73		420	15,70	1,35	14,35	6,40	15:09	177		-0,20	21	16,00
2,70		410	15,90	1,36	14,54	6,67	15:25	178		-0,25		16,00
2,73		400	15,70	1,35	14,35	6,92	15:40	180				16,00

Turbidez ef.gerado				Turbidez-desc..fundo = ac				Turbidez- sc =am				Turbidez-saída membranas				TOG (mg/L)			Eficiência (%)				
1	2	3	medio	1	2	3	medio	1	2	3	medio	1	2	3	medio	eg	ac	sc=am	sm	Coalesc	Memb	Total	
233	234	234	234	226	225	225	225	162	161	161	161	0	0	0	0	209	202	144	0	28,4	100,0	100,0	
272	272	272	272	225	224	223	224	140	141	140	140	0	0	0	0	243	200	126	0	37,4	100,0	100,0	
250	253	253	252	247	247	247	247	129	129	128	129	0	0	0	0	226	221	115	0	47,9	100,0	100,0	
249	250	249	249	242	243	244	243	123	122	122	122	0	0	0	0	223	217	109	0	49,7	100,0	100,0	
255	253	251	253	247	248	245	247	118	118	117	118	1	1	1	1	226	221	105	1	52,3	99,2	99,6	
274	274	274	274	261	257	257	258	132	132	131	132	0	0	0	0	245	231	118	0	49,0	100,0	100,0	
257	259	259	258	256	252	257	255	135	135	134	135	0	0	0	0	231	228	121	0	47,2	100,0	100,0	
274	274	272	273	261	260	260	260	140	139	137	139	0	0	0	0	245	233	124	0	46,7	100,0	100,0	
266	266	271	268	287	288	288	288	140	137	137	138	0	0	0	0	240	257	123	0	52,0	100,0	100,0	
292	288	288	289	264	266	263	264	159	157	155	157	0	0	0	0	259	237	140	0	40,6	100,0	100,0	
290	289	290	290	272	275	272	273	166	165	165	165	0	0	0	0	259	244	148	0	39,4	100,0	100,0	
253	253	252	253	249	249	249	249	173	171	169	171	0	0	0	0	226	223	153	0	31,3	100,0	100,0	
273	275	274	274	262	264	263	263	171	170	170	170	0	0	0	0	245	235	152	0	35,2	100,0	100,0	
266	264	264	265	255	257	255	256	173	170	170	171	0	0	0	0	237	229	153	0	33,1	100,0	100,0	

Número do ensaio: 9CM - TOGac – teórico: 400 mg.L⁻¹; Qac= 60 m³.h⁻¹; Δpm=-0,20 bar e Rec=0,75.

Data: 09/11/2012

UN		UNIDADE GERADORA DE EFLUENTES				Tempo		COALESCEDOR		MEMBRANAS		
Qag	qb	Proveta num.	p1 (kg/cm ²)	p2 (kg/cm ²)	Δp (kg/cm ²)	t (h)	horar.	Δpc (mbar)	Qac	Δpm (bar)	Qam (L/h)	Qp (L/h)
2,25	1,0	1000	14,80	1,38	13,42	0,00	8:30	21,0	60			
2,27		980	14,80	1,36	13,44	0,25	8:45	20,0		-0,20	30	22,5
2,23		960	14,80	1,37	13,43	0,50	9:00	28,0		-0,20	27	20,0
2,24		950	14,90	1,36	13,54	0,77	9:16	38,0		-0,20	27	20,0
2,18		930	15,00	1,35	13,65	1,03	9:32	50,0		-0,20	27	20,0
2,23		910	15,00	1,35	13,65	1,28	9:47	63,0		-0,20	24	18,0
2,19		900	15,10	1,32	13,78	1,57	10:04	93,0		-0,20	23	17,0
2,21		880	15,00	1,32	13,68	1,83	10:20	103,0		-0,20	20	15,0
2,23		860	15,20	1,35	13,85	2,12	10:37	104,0		-0,20	23	17,5
2,28		840	15,10	1,34	13,76	2,38	10:53	107,0		-0,20	23	17,0
2,25		820	15,00	1,34	13,66	2,63	11:08	120,0		-0,20	21	16,0
2,20		800	15,10	1,35	13,75	2,90	11:24	124,0		-0,22	19	14,0
2,22		790	15,30	1,37	13,93	3,17	11:40	134,0		-0,19	19	14,0
2,22		780	15,20	1,34	13,86	3,43	11:56	135,0		-0,19	19	14,0
2,21		760	15,20	1,34	13,86	3,68	12:11	140,0		-0,19	19	14,0
2,17		740	15,20	1,34	13,86	3,93	12:26	146,0		-0,20	19	14,0
2,20		720	15,30	1,34	13,96	4,22	12:43	146,0		-0,21	19	14,0
2,20		700	15,30	1,35	13,95	4,48	12:59	160,0		-0,20	17	12,5
2,15		690	15,40	1,35	14,05	4,75	13:15	166,0		-0,20	17	13,0
2,12		680	15,30	1,35	13,95	5,00	13:30	167,0		-0,20	17	13,0
2,08		660	15,30	1,34	13,96	5,27	13:46	173,0		-0,21	17	13,0
2,17		640	15,30	1,35	13,95	5,50	14:00	180,0		-0,20	17	13,0
2,11		620	15,40	1,34	14,06	5,77	14:16	193,0		-0,21	17	13,0
2,19		610	15,40	1,35	14,05	6,07	14:34	193,0		-0,21	16	12,0
2,10		600	15,50	1,34	14,16	6,32	14:49	193,0		-0,21	16	12,0
2,16		580	15,70	1,35	14,35	6,58	15:05	192,0		-0,20	16	11,0
2,16		560	15,60	1,35	14,25	6,95	15:27	162,0		-0,20	16	11,0
2,16		540	15,70	1,35	14,35	7,20	15:42	168,0		-0,20	15	11,0
2,08		530	15,70	1,33	14,37	7,38	15:53	183,0		-0,21	13	10,0
2,18		520	15,90	1,34	14,56	7,63	16:08	180,0		-0,21	15	11,0
2,10		500	15,80	1,34	14,46	7,88	16:23	173,0		-0,23		

Turbidez ef.gerado				Turbidez-desc.fundo = ac				Turbidez- sc =am				Turbidez-saída membranas				TOG (mg/L)			Eficiência (%)			
1	2	3	medio	1	2	3	medio	1	2	3	medio	1	2	3	medio	eg	ac	sc	sm	Coalesc	Memb	Total
451			451													404						
456	453	452	454	427	413	419	420	229	226	226	227	0	0	0	0	406	376	203	0	45,9	100,0	100,0
491	489	486	489	444	445	443	444	218	216		217	0	0	0	0	437	397	194	0	51,1	100,0	100,0
500	499	498	499	452	449	450	450	188	186	187	187	1	1	1	1	447	403	167	1	58,5	99,5	99,8
486	487	488	487	504	502	501	502	179	183	181	181	0	0	0	0	436	450	162	0	64,0	100,0	100,0
486	485	487	486	462	463	462	462	246	248	249	248	0	0	0	0	435	414	222	0	46,4	100,0	100,0
506	505	505	505	446	445	444	445	250	250	250	250	0	0	0	0	452	398	224	0	43,8	100,0	100,0
513	513	513	513	462	463	462	462	273	273	272	273	1	0	0	0	459	414	244	0	41,0	99,9	99,9
505	507	504	505	465	464	462	464	289	289	289	289	0	0	0	0	452	415	259	0	37,7	100,0	100,0
516	513	511	513	474	473	468	472	299	294	296	296	0	0	0	0	459	422	265	0	37,2	100,0	100,0
500	501	498	500	450	450	449	450	304	300	302	302	0	0	0	0	447	402	270	0	32,8	100,0	100,0
493	473	468	478	409	407	403	406	285	286	284	285	1	1	1	1	428	364	255	1	29,9	99,6	99,8
438	435	434	436	421	413	413	416	294	294	293	294	0	0	0	0	390	372	263	0	29,4	100,0	100,0
473	474	473	473	428	427	426	427	312	312	317	314	0	0	0	0	424	382	281	0	26,5	100,0	100,0
458	456	457	457	439	437	434	437	285	287		286	0	0	0	0	409	391	256	0	34,5	100,0	100,0
485	485	486	485	449	446	443	446	303	293	289	295	1	1		1	434	399	264	1	33,9	99,7	99,8

Número do ensaio: 10CM - TOGac – teórico: 400 mg.L^{-1} ; $Q_{ac} = 60 \text{ m}^3.\text{h}^{-1}$; $\Delta p_m = -0,20 \text{ bar}$ e $Rec = 0,90$.

Data: 14/112/2012

UN		UNIDADE GERADORA DE EFLUENTES				Tempo		COALESCEDOR		MEMBRANAS		
Qag	qb	Proveta num.	p1 (kg/cm ²)	p2 (kg/cm ²)	Δp (kg/cm ²)	t (h)	horar.	Δp_c (mbar)	Qac	Δp_m (bar)	Qam (L/h)	Qp (L/h)
2,80	1,00				0,00		9:30					
2,75		800	15,60	1,36	14,24	0,0	9:34	26,0	60			
2,74		780	15,80	1,37	14,43	0,3	9:50	34,0		-0,20	18	16,0
2,73		760	15,70	1,35	14,35	0,5	10:05	45,0		-0,20	16	14,0
2,73		750	15,80	1,36	14,44	0,8	10:23	57,0		-0,18	17	15,0
2,73		740	15,70	1,35	14,35	1,1	10:39	62,0		-0,20	17	15,0
2,73		720	16,00	1,36	14,64	1,4	10:55	84,0		-0,20	18	16,0
2,74		700	16,10	1,36	14,74	1,6	11:10	90,0		-0,20	17	15,0
2,73		680	16,10	1,35	14,75	1,9	11:26	103,0		-0,22	17	15,0
2,73		660	16,20	1,35	14,85	2,1	11:42	108,0		-0,20	17	15,0
2,74		650	16,10	1,34	14,76	2,4	11:57	118,0		-0,20	15	13,0
2,76		760	16,30	1,36	14,94	2,7	12:15	121,0		-0,20	15	13,0
2,77		740	16,40	1,36	15,04	2,9	12:30	125,0		-0,20	15	13,0
2,78		720	16,30	1,36	14,94	3,2	12:46	129,0		-0,20	15	13,0
2,76		700	16,40	1,35	15,05	3,5	13:02	135,0		-0,12	15	13,0
2,74		690	16,30	1,35	14,95	3,7	13:18	136,0		-0,20	15	13,0
2,75		680	16,40	1,35	15,05	4,0	13:34	140,0		-0,20	15	13,0
2,74		660	16,40	1,35	15,05	4,3	13:50	143,0		-0,20	15	13,0
2,72		640	16,50	1,36	15,14	4,5	14:06	147,0		-0,20	15	13,0
2,71		630	16,30	1,34	14,96	4,8	14:22	148,0		-0,20	15	13,0
2,72	0,95	620	16,40	1,34	15,06	5,1	14:37	151,0		-0,20	15	13,0
2,73		600	16,50	1,35	15,15	5,3	14:54	154,0		-0,20	13	12,0
2,75		580	16,50	1,35	15,15	5,6	15:10	160,0		-0,20	15	13,0
2,75		560	16,40	1,35	15,05	5,9	15:25	156,0		-0,20	15	13,0
2,75		550	16,50	1,35	15,15	6,1	15:41	157,0		-0,20	15	13,0
2,76		540	16,50	1,35	15,15	6,4	15:57	165,0		-0,20	15	13,0

Turbidez ef.gerado				Turbidez-desc.fundo = ac				Turbidez- sc =am				Turbidez-saída membranas				TOG (mg/L)				Eficiência (%)			
1	2	3	medio	1	2	3	medio	1	2	3	medio	1	2	3	medio	eg	ac	sc	sm	Coalesc	Memb	Total	
464	.-> OK		464													415							
428	441	439	436	430	429	426	428	315	315	316	315					390	383	282		26,4			
453	455	453	454	447	445	445	446	291	284	283	286	1	1	1	1	406	399	256	1	35,8	99,7	99,8	
475	474	474	474	445	445	444	445	239	236	236	237	1	1	1	1	424	398	212	1	46,7	99,6	99,8	
453	452	452	452	434	434	438	435	210	210	212	211	4	4	4	4	405	390	189	4	51,6	98,1	99,1	
456	450	448	451	435	441	438	438	199	196	196	197	4	4	4	4	404	392	176	4	55,0	98,0	99,1	
475	475	475	475	450	452		448	227	220	221	223	1	1	1	1	425	401	199	1	50,3	99,6	99,8	
473	472	472	472	461	463	461	462	250	247	241	246	1	1	1	1	423	413	220	1	46,7	99,6	99,8	
497	495	495	496	458	458	458	458	262	262	262	262	1	1	1	1	444	410	234	1	42,8	99,6	99,8	
481	479	479	480	448	447	447	447	266	267	267	267	1	1	1	1	429	400	239	1	40,4	99,6	99,8	
495	494	495	495	462	462	462	462	276	275	275	275	1	1	1	1	443	413	246	1	40,4	99,6	99,8	
465	464	466	465	432	435	432	433	271	274	273	273	1	1	1	1	416	387	244	1	37,0	99,6	99,8	
497	502	498	499	459	461	459	460	278	279	278	278	1	1	1	1	447	411	249	1	39,4	99,6	99,8	
474	470	470	471	438	438	442	439	273	274	273	273	1	1	1	1	422	393	245	1	37,8	99,6	99,8	

Número do ensaio: 11CM - TOGac – teórico: 200 mg.L⁻¹; Qac= 30 m³.h⁻¹; Δpm=-0,20 bar e Rec=0,75.

Data: 19/11/2012

UN		UNIDADE GERADORA DE EFLUENTES				Hora e tempo			COALESCEDOR	MEMBRANAS			
Qag	qb	Proveta num.	p1 (kg/cm2)	p2 (kg/cm2)	Δp (kg/cm2)	horar.	t coal. (h)	t memb (h)	Δpc (mbar)	Qac	Δpm (bar)	Qam (L/h)	Qp (L/h)
					0,00								
2,71	0,61	530	14,7	1,38	13,32	8:40	0,0		20,0	30	-0,20		
2,67		500	14,8	1,38	13,42	9:04	0,4	0,0	18,0		-0,20	20	15
2,72		490	14,8	1,37	13,43	9:21	0,7	0,3	20,0		-0,20	20	15
2,71		480	14,7	1,36	13,34	9:36	0,9	0,5	21,0		-0,20	20	15
2,76		470	14,9	1,36	13,54	9:51	1,2	0,8	25,0		-0,20	19	14
2,73		460	14,9	1,36	13,54	10:08	1,5	1,1	27,0		-0,20	20	15
2,73		450	14,8	1,36	13,44	10:23	1,7	1,3	31,0		-0,20	20	15
2,76		440	14,9	1,35	13,55	10:39	2,0	1,6	34,0		-0,20	19	14
2,74		440	14,9	1,35	13,55	10:55	2,3	1,9	43,0		-0,20	20	15
2,75		430	15,0	1,36	13,64	11:11	2,5	2,1	46,0		-0,20	20	15
2,75		420	14,8	1,34	13,46	11:26	2,8	2,4	50,0		-0,20	19	14
2,75		410	14,8	1,34	13,46	11:41	3,0	2,6	54,0		-0,20	19	14
2,76		400	14,9	1,34	13,56	11:58	3,3	2,9	62,0		-0,20	19	14
2,75		390	15,0	1,34	13,66	12:14	3,6	3,2	65,0		-0,20	17	13
2,74		380	15,1	1,35	13,75	12:29	3,8	3,4	70,0		-0,20	19	14
2,77		370	15,2	1,36	13,84	12:46	4,1	3,7	76,0		-0,20	19	14
2,75		360	15,0	1,34	13,66	13:00	4,3	3,9	80,0		-0,20	17	13
2,76		350	15,1	1,36	13,74	13:17	4,6	4,2	85,0		-0,20	17	13
2,76		340	15,1	1,34	13,76	13:33	4,9	4,5	89,0		-0,20	19	14
2,76		330	15,1	1,34	13,76	13:48	5,1	4,7	97,0		-0,20	19	14
2,78		320	15,2	1,36	13,84	14:04	5,4	5,0	95,0		-0,20	19	14
2,78		310	15,2	1,34	13,86	14:20	5,7	5,3	107,0		-0,20	19	14
2,77		300	15,1	1,35	13,75	14:36	5,9	5,5	101,0		-0,20	17	13
2,74		290	15,1	1,34	13,76	14:52	6,2	5,8	110,0		-0,20	17	13
2,76		280	15,1	1,33	13,77	15:07	6,5	6,1	116,0		-0,20	19	14
2,75		270	15,1	1,34	13,76	15:23	6,7	6,3	119,0		-0,20	20	15
2,77		260	15,1	1,34	13,76	15:38	7,0	6,6	121,0		-0,20	17	13
2,78		250	15,2	1,35	13,85	15:53	7,2	6,8	124,0		-0,20	19	14

Turbidez ef.gerado				Turbidez-desc..fundo = ac				Turbidez- sc =am				Turbidez-saída membranas				TOG (mg/L)		Eficiência (%)				
1	2	3	medio	1	2	3	medio	1	2	3	medio	1	2	3	medio	eg	ac	sc	sm	Coalesc	Memb	Total
233	233	233	233	224	224	223	224	104	105	106	105					208	200	94		53,1	#VALOR!	#VALOR!
229	228	228	228	238	237	234	236	171	171	171	171	0	0	0	0	204	211	153	0	27,6	100,0	100,0
272	272	271	272	235	235	232	234	150	150	150	150	3	3	3	3	243	209	134	3	35,9	98,0	98,7
246	245	245	245	232	230	229	230	116	116	116	116	4	4	4	4	220	206	104	4	49,6	96,6	98,3
242	241	241	241	232	230	231	231	114	113	115	114	0	0	0	0	216	207	102	0	50,6	100,0	100,0
228	229	228	228	235	233	230	233	118	114	114	115	4	4	4	4	204	210	103	4	50,9	96,5	98,3
240	241	241	241	238	235	236	236	110	108	108	109	0	0	0	0	215	211	97	0	54,0	100,0	100,0
237	237	236	237	239	239	239	239	105	104	104	104	0	0	0	0	212	214	93	0	56,3	100,0	100,0
240	242	240	241	236	235	236	236	105	103	104	104	0	0	0	0	215	211	93	0	55,9	100,0	100,0
248	249	249	249	241	242	241	241	112	112	111	112	0	0	0	0	223	216	100	0	53,7	100,0	100,0
252	253	253	253	238	238	237	238	109	109	108	109	1	1	1	1	226	213	97	1	54,3	99,1	99,6
241	242	244	242	241	244	242	242	108	111	112	110	1	1	1	1	217	217	99	1	54,5	99,1	99,6
252	250	247	250	244	245	241	243	108	111	112	110	1	0	0	0	223	218	99	0	54,7	99,7	99,9
270	260	260	263	250	248	245	248	119	117	115	117	0	0	0	0	236	222	105	0	52,8	100,0	100,0
243	243	243	243	245	245	245	245	121	119	119	120	1	0	0	0	217	219	107	0	51,2	99,7	99,9

Número do ensaio: 12CM - TOGac – teórico: 200 mg.L⁻¹; Qac= 30 m³.h⁻¹; Δpm=-0,20 bar e Rec=0,90.

Data: 22/11/2012

UN UNIDADE GERADORA DE EFLUENTES						Hora e tempo			COALESCEDOR	MEMBRANAS			
Qag	qb	Proveta num.	p1 (kg/cm2)	p2 (kg/cm2)	Δp (kg/cm2)	horar.	t coal. (h)	t memb (h)	Δpc (mbar)	Qac	Δpm (bar)	Qam (L/h)	Qp (L/h)
2,66		1200	15,3	1,35	13,95	8:20							
2,66	0,60	1180	16,0	1,35	14,65	8:57	0,0		16	30			
2,66		1170	16,1	1,36	14,74	9:12	0,3	0,0	17		-0,22	26	23,0
2,65		1160	16,0	1,34	14,66	9:28	0,5	0,3	20		-0,20	25	22,0
2,60		1150	16,0	1,34	14,66	9:46	0,8	0,6	23		-0,21	24	21,0
2,69		1140	16,1	1,34	14,76	10:02	1,1	0,8	25		-0,22	20	17,5
2,66		1140	16,0	1,33	14,67	10:18	1,4	1,1	30		-0,20	19	17,0
2,67		1120	16,4	1,35	15,05	10:35	1,6	1,4	35		-0,20	18	16,0
2,65		1110	16,2	1,33	14,87	10:51	1,9	1,7	44		-0,20	17	15,0
2,66		1090	16,3	1,33	14,97	11:06	2,2	1,9	46		-0,20	17	15,0
2,63		1080	14,7	1,34	13,36	11:21	2,4	2,2	50		-0,20	16	14,0
2,66		1070	14,7	1,34	13,36	11:37	2,7	2,4	57		-0,20	17	15,0
2,67		1060	14,7	1,34	13,36	11:52	2,9	2,7	60		-0,20	17	15,0
2,65		1060	14,9	1,35	13,55	12:08	3,2	2,9	63		-0,20	15	13,0
2,67		1050	15,0	1,35	13,65	12:24	3,5	3,2	70		-0,20	14	12,5
2,68		1040	15,1	1,35	13,75	12:42	3,8	3,5	78		-0,20	14	12,5
2,69		1040	15,1	1,34	13,76	12:58	4,0	3,8	77		-0,20	14	12,5
2,67		1020	15,1	1,34	13,76	13:14	4,3	4,0	78		-0,20	13	12,0
2,72		1020	15,1	1,34	13,76	13:30	4,6	4,3	80		-0,20	13	12,0
2,68		1000	15,0	1,33	13,67	13:45	4,8	4,6	87		-0,20	13	11,0
2,68		990	15,0	1,34	13,66	14:00	5,1	4,8	94		-0,20	14	12,5
2,67		980	15,0	1,33	13,67	14:16	5,3	5,1	98		-0,20	13	12,0
2,67		970	15,0	1,34	13,66	14:31	5,6	5,3	95		-0,20	13	12,0
2,70		960	15,3	1,35	13,95	14:47	5,8	5,6	100		-0,20	11	10,0
2,71		960	15,2	1,33	13,87	15:03	6,1	5,9	102		-0,20	11	10,0
2,73		950	15,4	1,34	14,06	15:19	6,4	6,1	105		-0,20	12	11,0
2,72		940	15,3	1,34	13,96	15:35	6,6	6,4	106		-0,20	10	9,0
2,73		930	15,4	1,34	14,06	15:50	6,9	6,6	113		-0,20	10	9,0
2,75		920	15,5	1,35	14,15	16:06	7,2	6,9	115		-0,20	11	8,0

Turbidez ef.gerado				Turbidez-desc.fundo = ac				Turbidez- sc =am				Turbidez-saída membranas				TOG (mg/L)		Eficiência (%)				
1	2	3	medio	1	2	3	medio	1	2	3	medio	1	2	3	medio	eg	ac	sc	sm	Coalesc	Memb	Total
251	251	251	251	175	180	179	178	21	20	20	20					225	159	18		88,6	#VALOR!	#VALOR!
232	232	231	232	235	234	234	234	151	150	151	151	1	1	1	1	207	210	135	1	35,7	99,3	99,6
260	260	259	260	240	241	246	242	136	135	136	136	2	2	2	2	232	217	121	2	44,0	98,5	99,2
243	241	241	242	245	245	243	244	114	114	114	114	2	2	2	2	216	219	102	2	53,3	98,2	99,2
257	256	257	257	249	248	249	249	105	105	105	105	4	4	4	4	230	223	94	4	57,8	96,2	98,4
280	284	284	283	253	252	252	252	104	103	103	103	2	2	2	2	253	226	92	2	59,0	98,1	99,2
229	229	229	229	224	225	224	224	95	97	96	96	2	2	2	2	205	201	86	2	57,2	97,9	99,1
273	271	271	272	234	235	235	235	101	99	99	100	1	1	1	1	243	210	89	1	57,5	99,0	99,6
244	243	240	242	233	233	233	233	103	102	103	103	1	1	1	1	217	208	92	1	55,9	99,0	99,6
230	231	230	230	231	230	229	230	105	104	104	104	2	2	2	2	206	206	93	2	54,6	98,1	99,1
243	238	242	241	236	235	235	235	109	107	106	107	1	1	1	1	216	211	96	1	54,4	99,1	99,6
254	253	254	254	243	238	239	240	116	115	114	115	2	2	2	2	227	215	103	2	52,1	98,3	99,2
254	254	253	254	235	239	238	237	121	117	116	118	2	2	2	2	227	212	106	2	50,3	98,3	99,2
237	236	235	236	236	235	235	235	121	118	117	119	2	2	2	2	211	211	106	2	49,6	98,3	99,2
252	252	251	252	240	240	242	241	114	120	120	118	2	2	2	2	225	215	106	2	51,0	98,3	99,2

Número do ensaio: 14CM - TOGac – teórico: 200 mg.L⁻¹; Qac= 60 m³.h⁻¹; Δpm=-0,20 bar e Rec=0,90.

Data: 29/11/2012

UN UNIDADE GERADORA DE EFLUENTES						Hora e tempo			COALESCEDOR	MEMBRANAS			
Qag	qb	Proveta num.	p1 (kg/cm2)	p2 (kg/cm2)	Δp (kg/cm2)	horar.	t coal. (h)	t memb (h)	Δpc (mbar)	Qac	Δpm (bar)	Qam (L/h)	Qp (L/h)
2,53	0,56	400	15,8	1,31	14,49	7:53	0,0		15	30			
2,51			15,8	1,30	14,50	8:02	0,15	0,0	22	60	-0,20	25	23
2,48	0,55	400	15,7	1,29	14,41	8:17	0,4	0,3	23		-0,20	24	22
2,49		380	15,8	1,30	14,50	8:35	0,7	0,6	26		-0,20	22	20
2,48	0,56	370	15,8	1,30	14,50	8:51	1,0	0,8	28		-0,20	21	19
2,41	0,55	360	15,8	1,30	14,50	9:06	1,2	1,1	32		-0,20	20	18
2,44		350	15,9	1,31	14,59	9:23	1,5	1,4	37		-0,20	20	18
2,45		340	15,9	1,29	14,61	9:40	1,8	1,6	41		-0,20	19	17
2,44		330	15,9	1,31	14,59	9:55	2,0	1,9	47		-0,20	17	15
2,41	0,56	320	15,5	0,34	15,16	10:10	2,3	2,1	52		-0,20	14	13
2,46		310	15,4	0,34	15,06	10:25	2,5	2,4	56		-0,20	15	13
2,41		300	15,4	0,34	15,06	10:41	2,8	2,7	62		-0,20	14	13
2,46		290	15,5	0,34	15,16	10:57	3,1	2,9	68		-0,20	14	13
2,43	0,57	290	15,6	0,34	15,26	11:13	3,3	3,2	72		-0,20	13	11
2,42		280	15,6	0,34	15,26	11:29	3,6	3,5	78		-0,20	11	10
2,39		270	15,6	0,34	15,26	11:46	3,9	3,7	84		-0,20	13	11
2,46		260	15,7	0,35	15,35	12:02	4,2	4,0	90		-0,20	10	9
2,46		250	15,6	0,35	15,25	12:18	4,4	4,3	98		-0,20	10	9
2,43		240	15,7	0,35	15,35	12:34	4,7	4,5	102		-0,20	11	10
2,51		240	15,6	0,35	15,25	12:50	5,0	4,8	105		-0,20	10	9
2,48		230	15,6	0,35	15,25	13:05	5,2	5,1	116		-0,20	10	9
2,47		220	15,6	0,35	15,25	13:21	5,5	5,3	120		-0,20	10	8
2,44		210	15,6	0,35	15,25	13:40	5,8	5,6	115		-0,20	10	8
2,48		200	15,6	0,35	15,25	13:55	6,0	5,9	120		-0,20	10	9
2,48		200	15,6	0,35	15,25	14:10	6,3	6,1	124		-0,20	11	9
2,50	0,58	190	15,6	0,36	15,24	14:25	6,5	6,4	123		-0,20	12	9
2,49		180	15,8	0,36	15,44	14:41	6,8	6,7	125		-0,20	10	8
2,50		160	15,7	0,35	15,35	14:57	7,1	6,9	130		-0,20	10	9
2,56		150	15,7	0,35	15,35	15:13	7,3	7,2	131		-0,20	10	9
2,61		140	15,8	0,36	15,44	15:28	7,6	7,4	130		-0,20	10	9
2,59		140	15,8	0,35	15,45	15:45	7,9	7,7	130		-0,20	10	9
2,54		130	15,7	0,35	15,35	16:02	8,2	8,0	133		-0,20	10	9

Turbidez ef.gerado				Turbidez-desc..fundo = ac				Turbidez- sc =am				Turbidez-saída membranas				TOG (mg/L)				Eficiência (%)			
1	2	3	medio	1	2	3	medio	1	2	3	medio	1	2	3	medio	eg	ac	sc	sm	Coalesc	Memb	Total	
254			254													227							
215	215	214	215	211	214		213	190	190		190	1	1		1	192	190	170	0	10,6	100,0	100,0	
224	220	223	222	211	214	214	213	167	166	166	166	3	3	3	3	199	191	149	3	21,9	98,2	98,6	
227	227	229	228	217	217	219	218	140	142	141	141	2	2	2	2	204	195	126	2	35,2	98,6	99,1	
222	223	223	223	222	223		223	126	124	124	125	3	3		3	199	199	112	3	44,0	97,6	98,7	
204	204	204	204	202	201	201	201	117	116	117	117	3	3	3	3	183	180	104	3	42,1	97,4	98,5	
202	203	203	203	201	202	202	202	115	115	115	115	2	2	2	2	181	180	103	2	43,0	98,3	99,0	
205	206	205	205	201	199	199	200	115	114	113	114	2	2	2	2	184	179	102	2	42,9	98,2	99,0	
213	212	213	213	205	202	202	203	122	121	121	121	2	2	2	2	190	182	109	2	40,2	98,4	99,0	
218	219	219	219	212	208	210	210	133	132	132	132	3	3	3	3	196	188	118	3	37,0	97,7	98,6	
219	220	218	219	208	209	210	209	129	131	128	129	4	4	4	4	196	187	116	4	38,1	96,9	98,1	
229	232	231	231	205	206	205	205	134	131	132	132	4	4	4	4	206	184	118	4	35,6	97,0	98,1	
215	215	215	215	209	209	210	209	137	136	136	136	3	3	3	3	192	187	122	3	34,9	97,8	98,6	
212	212	211	212	202	201	201	201	145	145	144	145	3	3	3	3	189	180	129	3	28,1	97,9	98,5	
242	242	241	242	215	212	213	213	151	152	151	151	4	4	4	4	216	191	135	4	29,1	97,4	98,1	
208	207	207	207	210	212	209	210	149	148	149	149	4	4	4	4	186	188	133	4	29,3	97,3	98,1	
219	218	217	218	214	213	209	212	143	146	145	145	4	4	4	4	195	190	129	4	31,8	97,2	98,1	

Número do ensaio: 15CM - TOGac – teórico: 400 mg.L⁻¹; Qac= 30 m³.h⁻¹; Δpm=-0,20 bar e Rec=0,90.

Data: 3/12/2012

UN UNIDADE GERADORA DE EFLUENTES						Hora e tempo			COALESCEDOR	MEMBRANAS			
Qag	qb	Proveta num.	p1 (kg/cm2)	p2 (kg/cm2)	Δp (kg/cm2)	horar.	t coal. (h)	t memb (h)	Δpc (mbar)	Qac	Δpm (bar)	Qam (L/h)	Qp (L/h)
2,70	1,23	1200			0,00	8:22							
	1,15					8:30							
2,65	1,10					8:35							
2,65	1,15					8:40							
2,67	1,14		13,9	1,32	12,58	8:48	0,0		16	30			
2,69		1100	13,9	1,33	12,57	9:00	0,20	0,0	17		-0,20	30	28
2,66		1090	14,0	1,32	12,68	9:16	0,5	0,3	22		-0,20	28	25
2,66		1090	14,0	1,32	12,68	9:32	0,7	0,5	22		-0,20	28	25
2,68		1070	15,3	1,31	13,99	9:48	1,0	0,8	33		-0,20	24	22
2,67		1050	15,3	1,30	14,00	10:06	1,3	1,1	44		-0,20	24	22
2,68		1030	14,8	1,32	13,48	10:23	1,6	1,4	53		-0,20	22	20
2,65		1000	14,9	1,32	13,58	10:40	1,9	1,7	59		-0,20	18	16
2,66		980	14,9	1,32	13,58	10:56	2,1	1,9	65		-0,20	20	18
2,64		960	15,0	1,32	13,68	11:12	2,4	2,2	73		-0,20	20	18
2,64		940	15,1	1,31	13,79	11:28	2,7	2,5	77		-0,20	18	16
2,64		920	15,1	1,32	13,78	11:46	3,0	2,8	79		-0,20	19	17
2,66		900	15,2	1,31	13,89	12:04	3,3	3,1	84		-0,20	18	16
2,66		890	15,3	1,32	13,98	12:20	3,5	3,3	82		-0,20	18	16
2,66		870	15,4	1,32	14,08	12:36	3,8	3,6	95		-0,20	18	16
2,67		860	15,4	1,33	14,07	12:53	4,1	3,9	102		-0,20	18	16
2,65		840	15,4	1,32	14,08	13:10	4,4	4,2	107		-0,20	17	15
2,66		810	15,4	1,32	14,08	13:26	4,6	4,4	115		-0,20	17	15
2,67		790	15,3	1,32	14,08	13:43	4,9	4,7	113		-0,20	18	16
2,68		770	15,4	1,32	14,18	14:00	5,2	5,0	116		-0,20	17	15
2,67		750	15,5	1,32	14,18	14:17	5,5	5,3	116		-0,20	18	16
2,67		730	15,5	1,32	14,18	14:34	5,8	5,6	114		-0,20	17	15
2,67		710	15,5	1,32	14,28	14:50	6,0	5,8	121		-0,20	17	15
2,67		700	15,6	1,33	14,27	15:06	6,3	6,1	112		-0,20	17	15
2,67	1,13	680	15,5	1,32	14,18	15:23	6,6	6,4	118		-0,20	16	14
2,66		670	15,5	1,32	14,18	15:40	6,9	6,7	117		-0,20	16	14
2,67		640	15,5	1,32	14,18	15:57	7,2	7,0	120		-0,20	16	14

Turbidez ef. gerado			Turbidez-desc..fundo = ac				Turbidez- sc =am				Turbidez-saída membranas				TOG (mg/L)				Eficiência (%)			
1	2	3	medio	1	2	3	medio	1	2	3	medio	1	2	3	medio	eg	ac	sc	sm	Coalesc	Memb	Total
568			568													508						
529																						
388																						
472																						
492	491	490	491	431	430	430	430	267	273	273	271					439	385	243		37,0		37,0
469	469	469	469	413	419	418	417	279	279	279	279	4	4	4	4	420	373	250	4	33,0	98,6	99,0
479	484	484	482	415	418	418	417	211	209	209	210	8	8	8	8	432	373	188	7	49,7	96,2	98,1
524	524	516	521	394	396	396	395	189	187	187	188	9	9	9	9	467	354	168	8	52,5	95,2	97,7
505	511	510	509	464	459	450	458	177	176	176	176	9	9	9	9	455	410	158	8	61,5	94,9	98,0
500	493	495	496	462	456	455	458	180	177	176	178	9	9	9	9	444	410	159	8	61,2	94,9	98,0
527	523	518	523	489	483	473	482	206	204	203	204	9	9	9	9	468	431	183	8	57,6	95,6	98,1
550	553	549	551	461	465	476	467	225	223	229	226	9	9	9	9	493	418	202	8	51,7	96,0	98,1
533	529	519	527	488	482	470	480	226	223	216	222	8	7	8	8	472	430	198	7	53,8	96,5	98,4
515	506	508	510	444	444	443	444	228	221	217	222	8	8	8	8	456	397	199	7	50,0	96,4	98,2
558	551	549	553	481	483	477	480	243	244	234	240	7	7	7	7	495	430	215	6	50,0	97,1	98,5
544	557	555	552	489	476	480	482	246	237	239	241	6	6	7	6	494	431	215	6	50,0	97,4	98,7
559	565	563	562	496	494	484	491	244	261	255	253	5	5	5	5	503	440	227	4	48,4	98,0	99,0
533	542	548	541	482	477	473	477	252	248	247	249	6	6	6	6	484	427	223	5	47,8	97,6	98,7

Número do ensaio: 16CM - TOGac – teórico: 200 mg.L⁻¹; Qac= 60 m³.h⁻¹; Δpm=-0,30 bar e Rec=0,75.

Data: 6/12/2012

UN		UNIDADE GERADORA DE EFLUENTES				Hora e tempo			COALESCEDOR	MEMBRANAS			
Qag	qb	Proveta num.	p1 (kg/cm2)	p2 (kg/cm2)	Δp (kg/cm2)	horar.	t coal. (h)	t memb (h)	Δpc (mbar)	Qac	Δpm (bar)	Qam (L/h)	Qp (L/h)
2,59	0,59	640	14,60	1,33	13,27	7:50	0,0		22	60			
2,62	0,57	630	14,80	1,33	13,47	8:10	0,33	0,0	25		-0,30	50	40
2,60		620	14,90	1,32	13,58	8:26	0,6	0,3	27		-0,30	48	38
2,60		610	15,10	1,32	13,78	8:43	0,9	0,6	30		-0,30	45	33
2,58		600	15,0	1,31	13,69	9:00	1,2	0,8	35		-0,30	40	30
2,58		590	15,1	1,31	13,79	9:17	1,5	1,1	40		-0,30	37	24
2,58		580	15,7	1,31	14,39	9:34	1,7	1,4	48		-0,32	32	24
2,59		570	15,2	1,31	13,89	9:51	2,0	1,7	58		-0,30	28	21
2,59		560	15,2	1,32	13,88	10:07	2,3	2,0	60		-0,36	28	21
2,59		550	15,2	1,31	13,89	10:25	2,6	2,3	68		-0,30	28	22
2,60		540	15,2	1,31	13,89	10:41	2,9	2,5	76		-0,30	27	20
2,59		530	15,3	1,31	13,99	10:57	3,1	2,8	87		-0,28	24	18
2,59		520	15,2	1,31	13,89	11:14	3,4	3,1	91		-0,30	27	20
2,55		510	15,2	1,31	13,89	11:32	3,7	3,4	96		-0,30	27	20
2,54		500	15,2	1,31	13,89	11:49	4,0	3,7	103		-0,30	27	20
2,57		490	15,3	1,31	13,99	12:06	4,3	3,9	108		-0,40	24	18
2,55		480	15,3	1,31	13,99	12:22	4,5	4,2	114		-0,30	23	17
2,54		470	15,4	1,30	14,10	12:39	4,8	4,5	120		-0,30	24	18
2,54		460	15,4	1,32	14,08	12:56	5,1	4,8	131		-0,30	24	18
2,56		450	15,4	1,31	14,09	13:13	5,4	5,1	133		-0,30	24	18
2,54		440	15,4	1,30	14,10	13:30	5,7	5,3	145		-0,30	23	17
2,55		430	15,4	1,30	14,10	13:47	6,0	5,6	146		-0,32	24	18
2,56		420	15,4	1,30	14,10	14:03	6,2	5,9	153		-0,32	23	17
2,52		410	15,4	1,29	14,11	14:19	6,5	6,2	155		-0,30	22	17
2,54		400	15,4	1,29	14,11	14:37	6,8	6,5	163		-0,30	21	16
2,55		400	15,4	1,30	14,20	14:54	7,1	6,7	165		-0,28	21	16
2,56		390	15,5	1,30	14,10	15:12	7,4	7,0	177		-0,30	21	16
2,55		380	15,4	1,30	14,10	15:28	7,6	7,3	161		-0,30	21	16
2,54		370	15,5	1,30	14,20	15:46	7,9	7,6	176		-0,30	22	16
2,58		360	15,5	1,30	14,20	16:02	8,2	7,9	183		-0,30	22	16

Turbidez ef.gerado				Turbidez-desc.fundo = ac				Turbidez- sc =am				Turbidez-sáida membranas				TOG (mg/L)				Eficiência (%)		
1	2	3	medio	1	2	3	medio	1	2	3	medio	1	2	3	medio	eg	ac	sc	sm	Coalesc	Memb	Total
257			257													230						
225	224		225	211	213		212	158	157		158	6	6		6	201	190	141	5	25,7	96,2	97,2
232	234	233	233	207	211	206	208	135	133	136	135	6	6	6	6	208	186	121	5	35,3	95,5	97,1
209	209	209	209	214	214	211	213	109	109	109	109	10	10	10	10	187	191	98	9	48,8	90,8	95,3
234	235	234	234	214	216	216	215	105	105	105	105	8	8	8	8	210	193	94	7	51,2	92,4	96,3
223	224	224	224	224	224	224	224	107	108	106	107	10	10	10	10	200	200	96	9	52,2	90,7	95,5
225	225	225	225	220	214	218	217	113	113	113	113	8	8	8	8	201	194	101	7	48,0	92,9	96,3
220	219	219	219	225	225	225	225	123	123	123	123	14	14	14	14	196	201	110	13	45,3	88,6	93,8
245	245	247	246	231	232	231	231	128	129	129	129	8	8	8	8	220	207	115	7	44,4	93,8	96,5
242	242	242	242	225	225	226	225	126	128	127	127	8	8	8	8	217	202	114	7	43,6	93,7	96,4
226	225	222	224	239	230	225	231	128	130	126	128	9	9	9	9	201	207	115	8	44,7	93,0	96,1
241	244	242	242	236	236	235	236	142	142	142	142	8	8	8	8	217	211	127	7	39,7	94,4	96,6
239	238	236	238	225	225	225	225	119	118	120	119	6	6	6	6	213	201	106	5	47,1	95,0	97,3
250	250	249	250	243	240	236	240	148	148	142	146	8	8	8	8	223	214	131	7	39,1	94,5	96,7
243	242	235	240	238	238	238	238	148	149	147	148	8	8	8	8	215	213	132	7	37,8	94,6	96,6
239	237	236	237	237	235	235	236	162	163	154	160	9	9	9	9	212	211	143	8	32,2	94,4	96,2

Número do ensaio: 17CM - TOGac – teórico: 400 mg.L⁻¹; Qac= 60 m³.h⁻¹; Δpm=-0,30 bar e Rec=0,75.

Data: 12/12/2012

UN		UNIDADE GERADORA DE EFLUENTES				Hora e tempo			COALESCEDOR		MEMBRANAS		
Qag	qb	Proveta num.	p1 (kg/cm2)	p2 (kg/cm2)	Δp (kg/cm2)	horar.	t coal. (h)	t memb (h)	Δpc (mbar)	Qac	Δpm (bar)	Qam (L/h)	Qp (L/h)
2,65	1,20	1200	14,5	1,25	13,25	7:53							
2,64		1160	14,8	1,34	13,46	8:16	0,0		26	60			
2,64	1,17	1150	14,7	1,32	13,38	8:25	0,2	0,0	30		-0,30	51	38
2,64		1150	14,8	1,31	13,49	8:40	0,4	0,3	36		-0,30	37	28
2,64	1,15	1110	14,9	1,31	13,59	8:57	0,7	0,5	48		-0,36	36	27
2,64		1080	14,9	1,31	13,59	9:14	1,0	0,8	61		-0,30	36	27
2,64		1060	14,9	1,31	13,59	9:34	1,3	1,2	71		-0,36	32	24
2,64		1040	14,9	1,31	13,59	9:48	1,5	1,4	79		-0,30	31	23
2,60		1020	14,9	1,31	13,59	10:04	1,8	1,7	93		-0,30	29	22
2,64		1000	15,0	1,31	13,69	10:21	2,1	1,9	101		-0,30	31	23
2,62		980	15,2	1,31	13,89	10:38	2,4	2,2	108		-0,30	29	22
2,62	1,13	960	15,2	1,31	13,89	10:55	2,7	2,5	115		-0,30	30	22
2,58		940	15,3	1,30	14,00	11:12	2,9	2,8	120		-0,30	29	22
2,58		920	15,3	1,30	14,00	11:29	3,2	3,1	135		-0,30	28	21
2,60		900	15,4	1,28	14,12	11:46	3,5	3,4	140		-0,30	27	21
2,60		890	15,6	1,33	14,27	12:04	3,8	3,7	140		-0,30	27	21
2,59		880	15,7	1,31	14,39	12:20	4,1	3,9	144		-0,30	27	21
2,60		860	15,6	1,31	14,29	12:36	4,3	4,2	150		-0,30	27	20
2,57		840	15,6	1,31	14,29	12:53	4,6	4,5	150		-0,30	27	20
2,58		820	15,6	1,31	14,29	13:10	4,9	4,8	162		-0,30	28	21
2,58	1,11	800	15,6	1,31	14,29	13:26	5,2	5,0	162		-0,30	28	21
2,57		780	15,6	1,31	14,29	13:43	5,5	5,3	165		-0,30	28	21
2,54		760	15,7	1,31	14,39	14:01	5,8	5,6	170		-0,30	27	20
2,58		740	15,7	1,31	14,39	14:17	6,0	5,9	178		-0,36	27	20
2,59		720	15,8	1,31	14,49	14:34	6,3	6,2	184		-0,30	27	20
2,57		700	15,8	1,31	14,49	14:50	6,6	6,4	180		-0,30	27	20
2,56	1,09	680	15,9	1,31	14,59	15:08	6,9	6,7	184		-0,30	27	20
2,58		660	16,0	1,31	14,69	15:25	7,2	7,0	186		-0,30	27	20
2,57		640	16,0	1,31	14,69	15:42	7,4	7,3	205		-0,30	27	20
2,58		630	16,0	1,31	14,69	15:58	7,7	7,6	209		-0,30	27	20

Turbidez ef.gerado				Turbidez-desc.fundo = ac				Turbidez- sc =am				Turbidez-saída membranas				TOG (mg/L)				Eficiência (%)		
1	2	3	medio	1	2	3	medio	1	2	3	medio	1	2	3	medio	eg	ac	sc	sm	Coalesc	Memb	Total
488	488	486	487	458	448	444	450	309	305	306	307					436	410	401		2,2		2,2
512	513	514	513	479	477	479	478	335	336	336	336	7	7	7	7	459	428	300	6	29,8	97,9	98,5
558	513	514	528	484	482	477	481	207	206	205	206	11	11	11	11	473	430	184	10	57,2	94,7	97,7
510	514	513	512	450	450	450	450	192	191	191	191	8	9	8	8	458	403	171	7	57,5	95,6	98,1
522	521	519	521	468	470	470	469	219	220	220	220	6	6	6	6	466	420	197	5	53,2	97,3	98,7
545	546	544	545	490	490	488	489	229	229	229	229	7	7	7	7	488	438	205	6	53,2	96,9	98,6
509	510	510	510	481	480	480	480	253	250	250	251	6	6	6	6	456	430	225	5	47,7	97,6	98,8
542	543	540	542	448	448	447	448	263	262	263	263	5	5	5	5	485	401	235	4	41,3	98,1	98,9
574	571	571	572	478	479	479	479	255	253	251	253	7	7	8	7	512	428	226	7	47,1	97,1	98,5
531	532	530	531	473	470	470	471	268	269	265	267	12	12	12	12	475	421	239	11	43,2	95,5	97,5
555	550	548	551	496	497	483	492	284	287	280	284	12	12	12	12	493	440	254	11	42,3	95,8	97,6
543	544	543	543	465	465	464	465	286	290	283	286	13	14	14	14	486	416	256	12	38,4	95,2	97,1
531	541	535	536	473	463	457	464	312	294	305	304	16	16	16	16	479	416	272	14	34,6	94,7	96,6
565	556	561	561	494	495	491	493	298	299	298	298	13	13	13	13	502	441	267	12	39,5	95,6	97,4
518	519	517	518	457	458	458	458	295	296	293	295	11	11	11	11	464	410	264	10	35,6	96,3	97,6

Número do ensaio: 18CM - TOGac – teórico: 200 mg.L⁻¹; Qac= 60 m³.h⁻¹; Δpm=-0,30 bar e Rec=0,90.

Data: 14/12/2012

UN		UNIDADE GERADORA DE EFLUENTES				Hora e tempo			COALESCEDOR		MEMBRANAS		
Qag	qb	Proveta num.	p1 (kg/cm2)	p2 (kg/cm2)	Δp (kg/cm2)	horar.	t coal. (h)	t memb (h)	Δpc (mbar)	Qac	Δpm (bar)	Qam (L/h)	Qp (L/h)
					0,00	7:59							
2,69	0,59	620	13,5	1,37	12,13	8:05	0,0		25				
2,61	0,60	610	13,6	1,35	12,25	8:21	0,3	0,0	28		-0,30	31	27
2,61		600	13,3	1,35	11,95	8:36	0,5	0,3	30		-0,38	29	26
2,60		590	13,4	1,35	12,05	8:53	0,8	0,5	34		-0,30	28	25
2,60	0,61	580	13,4	1,34	12,06	9:09	1,1	0,8	39		-0,30	28	25
2,61		570	13,5	1,34	12,16	9:27	1,4	1,1	47		-0,30	27	24
2,60		560	13,6	1,35	12,25	9:44	1,7	1,4	55		-0,30	26	23
2,60		550	13,4	1,34	12,06	10:01	1,9	1,7	64		-0,28	24	22
2,60		540	13,6	1,34	12,26	10:19	2,2	2,0	69		-0,30	26	23
2,60		530	13,6	1,34	12,26	10:35	2,5	2,2	79		-0,30	24	22
2,60		520	13,5	1,35	12,15	10:52	2,8	2,5	85		-0,30	26	23
2,62		510	13,7	1,34	12,36	11:10	3,1	2,8	96		-0,30	24	22
2,61		500	13,7	1,36	12,34	11:27	3,4	3,1	101		-0,30	23	21
2,59		490	13,7	1,34	12,36	11:44	3,7	3,4	104		-0,30	23	21
2,59		480	13,7	1,33	12,47	12:01	3,9	3,7	110		-0,30	24	21
2,60		470	13,8	1,33	12,47	12:17	4,2	3,9	121		-0,30	24	21
2,60		460	13,8	1,34	12,46	12:34	4,5	4,2	128		-0,30	24	21
2,61		450	13,9	1,34	12,56	12:51	4,8	4,5	129		-0,30	24	21
2,60		440	13,8	1,33	12,47	13:08	5,1	4,8	137		-0,30	24	21
2,60		430	13,8	1,32	12,48	13:24	5,3	5,1	140		-0,30	24	21
2,56		420	13,8	1,33	12,47	13:41	5,6	5,3	142		-0,30	24	21
2,62		410	13,9	1,33	12,57	13:58	5,9	5,6	150		-0,34	24	21
2,59		400	13,9	1,33	12,57	14:15	6,2	5,9	153		-0,30	24	21
2,61		390	14,0	1,34	12,66	14:32	6,5	6,2	155		-0,30	23	20
2,58		380	13,8	1,32	12,48	14:50	6,8	6,5	157		-0,30	22	20
2,60		370	13,9	1,33	12,57	15:07	7,0	6,8	159		-0,30	22	20
2,60		360	13,9	1,33	12,57	15:24	7,3	7,1	160		-0,30	22	20
2,58		340	13,9	1,32	12,58	15:41	7,6	7,3	165		-0,30	22	20

Turbidez ef.gerado				Turbidez-desc.fundo = ac				Turbidez- sc =am				Turbidez-sáida membranas				TOG (mg/L)				Eficiência (%)		
1	2	3	medio	1	2	3	medio	1	2	3	medio	1	2	3	medio	eg	ac	sc	sm	Coalesc	Memb	Total
225	225	225	225	177	177	177	177	166	160	162	163					201	158	146		8,1		8,1
216	218	217	217	207	208	208	208	153	152	151	152	10	10	10	10	194	186	136	9	26,8	93,4	95,2
205	206	207	206	206	207	207	207	118	118	118	118	11	11	11	11	184	185	106	10	42,9	90,7	94,7
207	207	208	207	213	210	211	211	102	102	103	102	10	10	10	10	186	189	92	9	51,6	90,2	95,3
244	245	245	245	221	222	220	221	96	97	96	96	10	10	10	10	219	198	86	9	56,4	89,6	95,5
231	231	230	231	228	230	230	229	103	104	102	103	10	10	10	10	206	205	92	9	55,1	90,3	95,6
251	254	253	253	222	221	220	221	110	110	110	110	10	10	10	10	226	198	98	9	50,2	90,9	95,5
223	223	222	223	221	220	219	220	113	110	109	111	13	13	13	13	199	197	99	12	49,7	88,3	94,1
235	234	233	234	228	229	220	226	120	121	118	120	11	12	11	11	209	202	107	10	47,0	90,5	95,0
237	238	236	237	232	232	230	231	132	132	131	132	9	9	9	9	212	207	118	8	43,1	93,2	96,1
227	227	226	227	234	228	233	232	134	134	134	134	9	9	10	9	203	207	120	8	42,2	93,0	96,0
238	238	226	234	223	225	221	223	136	135	132	134	9	9	9	9	209	200	120	8	39,8	93,3	96,0
226	221	224	224	232	226	222	227	136	136	138	137	9	9	9	9	200	203	122	8	39,7	93,4	96,0
238	238	237	238	238	244	238	240	149	150	153	151	9	9	8	9	213	215	135	8	37,2	94,2	96,4
233	235	233	234	227	229	227	228	145	144	145	145	9	8	8	8	209	204	129	7	36,5	94,2	96,3

Número do ensaio: 19CM - TOGac – teórico: 400 mg.L⁻¹; Qac= 30 m³.h⁻¹; Δpm=-0,30 bar e Rec=0,75.

Data: 18/12/2012

UN UNIDADE GERADORA DE EFLUENTES						Hora e tempo			COALESCEDOR	MEMBRANAS			
Qag	qb	Proveta num.	p1 (kg/cm2)	p2 (kg/cm2)	Δp (kg/cm2)	horar.	t coal. (h)	t memb (h)	Δpc (mbar)	Qac	Δpm (bar)	Qam (L/h)	Qp (L/h)
		1200			0,00								
2,61	1,17	1140	14,1	1,34	12,76	8:28	0,0		15				
2,58			14,1	1,34	12,76	8:40	0,2	0,0	17		-0,30	33	25
2,59		1110	14,1	1,34	12,76	8:57	0,5	0,3	18		-0,35	33	25
2,60			14,1	1,33	12,77	9:15	0,8	0,6	23		-0,32	33	25
2,57		1090	14,1	1,33	12,77	9:32	1,1	0,9	28		-0,30	33	25
2,58		1050	14,1	1,32	12,78	9:50	1,4	1,2	35		-0,30	32	24
2,57		1030	14,0	1,32	12,68	10:07	1,7	1,5	41		-0,30	32	24
2,54		1010	14,2	1,32	12,88	10:25	2,0	1,8	48		-0,30	28	21
2,56		980	14,3	1,32	12,98	10:43	2,3	2,1	52		-0,30	28	21
2,54		960	14,3	1,31	12,99	11:00	2,5	2,3	60		-0,30	30	22,5
2,54		940	14,4	1,31	13,09	11:18	2,8	2,6	66		-0,30	30	22,5
2,54		920	14,3	1,31	12,99	11:36	3,1	2,9	73		-0,30	29	22
2,54		900	14,4	1,31	13,09	11:53	3,4	3,2	75		-0,30	29	22
2,57		880	14,3	1,32	12,98	12:09	3,7	3,5	80		-0,30	28	21
2,54		860	14,3	1,30	13,00	12:28	4,0	3,8	85		-0,42	27	20,5
2,55		840	14,3	1,32	12,98	12:46	4,3	4,1	92		-0,30	27	20
2,56		820	14,4	1,31	13,09	13:01	4,6	4,4	95		-0,30	27	20
2,54		800	14,4	1,30	13,10	13:19	4,9	4,7	104		-0,30	27	20
2,55		780	14,4	1,31	13,09	13:37	5,2	5,0	102		-0,30	27	20
2,55		760	14,4	1,31	13,09	13:54	5,4	5,2	105		-0,30	27	20
2,55		740	14,4	1,31	13,09	14:12	5,7	5,5	108		-0,30	27	20
2,54		720	14,4	1,31	13,09	14:30	6,0	5,8	109		-0,30	27	20
2,54		700	14,4	1,31	13,09	14:47	6,3	6,1	111		-0,30	25	19
2,54		680	14,4	1,31	13,09	15:04	6,6	6,4	114		-0,30	25	19
2,54		660	14,4	1,31	13,09	15:21	6,9	6,7	118		-0,30	24	18
2,53		640	14,4	1,30	13,10	15:39	7,2	7,0	120		-0,30	24	18
2,52		620	14,4	1,31	13,09	15:57	7,5	7,3	122		-0,30	24	18

Turbidez ef.gerado				Turbidez-desc..fundo = ac				Turbidez- sc =am				Turbidez-saida membranas				TOG (mg/L)			Eficiência (%)			
1	2	3	medio	1	2	3	medio	1	2	3	medio	1	2	3	medio	eg	ac	sc	sm	Coalesc	Memb	Total
484	485	486	485	443	444	445	444	236	237	235	236					434	397	211		46,8		46,8
444	436		440	402	387		395	344	341		343	13	13		13	394	353	306	12	13,2	96,2	96,7
476	475	475	475	441	445	440	442	277	278	277	277	30	31	30	30	425	396	248	27	37,3	89,1	93,1
445	445	443	444	425	425	426	425	212	211	213	212	32	33	33	33	398	381	190	29	50,2	84,6	92,3
479	479	480	479	443	449	450	447	185	186	188	186	26	26	26	26	429	400	167	23	58,3	86,0	94,2
518	515	516	516	451	448	447	449	189	189	189	189	30	30	30	30	462	401	169	27	57,9	84,1	93,3
480	474	475	476	469	463	463	465	200	203	210	204	21	21	21	21	426	416	183	19	56,1	89,7	95,5
486	484	487	486	437	441	442	440	202	201	199	201	18	18	18	18	435	394	180	16	54,4	91,0	95,9
522	522	522	522	458	459	451	456	215	215	212	214	9	9	9	9	467	408	191	8	53,1	95,8	98,0
526	524	520	523	468	466	463	466	222	225	222	223	8	8	8	8	468	417	200	7	52,1	96,4	98,3
506	500	499	502	462	457	462	460	226	224	219	223	8	8	8	8	449	412	200	7	51,6	96,4	98,3
518	516	514	516	475	478	479	477	239	233	235	236	7	7	7	7	462	427	211	6	50,6	97,0	98,5
504	500	498	501	459	448	443	450	233	232	233	233	6	6	6	6	448	403	208	5	48,3	97,4	98,7
503	500	501	501	448	448	447	448	232	233	233	233	6	6	6	6	449	401	208	5	48,0	97,4	98,7

Número do ensaio: 20CM - TOGac – teórico: 200 mg.L⁻¹; Qac= 30 m³.h⁻¹; Δpm=-0,30 bar e Rec=0,75.

Data: 20/12/2012

UN		UNIDADE GERADORA DE EFLUENTES				Hora e tempo			COALESCEDOR	MEMBRANAS			
Qag	qb	Proveta num.	p1 (kg/cm2)	p2 (kg/cm2)	Δp (kg/cm2)	horar.	t coal. (h)	t memb (h)	Δpc (mbar)	Qac	Δpm (bar)	Qam (L/h)	Qp (L/h)
					0,00								
2,59	0,59	600	14,8	1,35	13,45	7:55	0,0		19	30			
2,59			14,8	1,35	13,45	8:08	0,2	0,0	23		-0,30	36	27,0
2,58		590	14,8	1,34	13,46	8:24	0,5	0,3	25		-0,30	32	24,0
2,57	0,60	580	14,7	1,34	13,36	8:41	0,8	0,6	27		-0,30	32	24,0
2,58		570	15,1	1,34	13,76	9:00	1,1	0,9	35		-0,34	32	24,0
2,57		560	15,1	1,34	13,76	9:17	1,4	1,2	41		-0,30	30	22,5
2,57			15,1	1,34	13,76	9:34	1,7	1,4	45		-0,30	29	22,0
2,57		530	15,1	1,33	13,77	9:53	2,0	1,8	53		-0,30	27	21,0
2,59		520	15,2	1,34	13,86	10:10	2,3	2,0	58		-0,30	29	22,0
2,57		510	15,1	1,33	13,77	10:27	2,5	2,3	63		-0,32	28	21,0
2,56		500	15,1	1,33	13,77	10:46	2,9	2,6	67		-0,28	27	20,0
2,57		490	15,1	1,32	13,78	11:04	3,2	2,9	72		-0,30	27	20,0
2,58		480	15,2	1,32	13,88	11:21	3,4	3,2	77		-0,30	28	21,0
2,54		470	15,2	1,32	13,88	11:39	3,7	3,5	80		-0,30	27	20,0
2,56		460	15,2	1,32	13,88	11:56	4,0	3,8	86		-0,30	27	20,0
2,56		450	15,2	1,32	13,88	12:14	4,3	4,1	88		-0,30	27	20,0
2,56		440	15,1	1,32	13,78	12:32	4,6	4,4	90		-0,30	25	19,0
2,56		430	15,3	1,32	13,98	12:50	4,9	4,7	92		-0,30	25	19,0
2,56		420	15,3	1,32	13,98	13:08	5,2	5,0	97		-0,30	25	19,0
2,54		400	15,3	1,32	13,98	13:25	5,5	5,3	97		-0,26	25	19,0
2,55		390	15,2	1,32	13,88	13:42	5,8	5,6	104		-0,30	25	19,0
2,55		390	15,3	1,32	13,98	14:00	6,1	5,9	105		-0,30	25	19,0
2,55		380	15,2	1,32	13,88	14:17	6,4	6,2	107		-0,30	25	19,0
2,54		370	15,2	1,32	13,88	14:35	6,7	6,5	110		-0,30	25	19,0
2,54		360	15,2	1,32	13,88	14:53	7,0	6,8	110		-0,30	25	19,0
2,52		350	15,2	1,31	13,89	15:10	7,3	7,0	113		-0,30	25	19,0
2,54		340	15,3	1,31	13,99	15:28	7,6	7,3	114		-0,26	25	19,0
2,55		330	15,3	1,31	13,99	15:46	7,9	7,6	113		-0,32	23	18,0
2,54		320	15,3	1,31	13,99	16:13	8,3	8,1	115		-0,30	23	17,0

Turbidez ef.gerado				Turbidez-desc.fundo = ac				Turbidez- sc =am				Turbidez-sáida membranas				TOG (mg/L)				Eficiência (%)		
1	2	3	medio	1	2	3	medio	1	2	3	medio	1	2	3	medio	eg	ac	sc	sm	Coalesc	Memb	Total
228	224		226	208	204		206	38	35		37					202	184	33		82,3		82,3
220	219	220	220	204	204	204	204	132	133	133	133	3	3	3	3	197	183	119	3	35,0	97,7	98,5
223	221	221	222	207	209	207	208	104	105	107	105	7	7	7	7	198	186	94	6	49,3	93,4	96,6
228	227	227	227	222	223	223	223	89	89	90	89	6	6	6	6	203	199	80	5	59,9	93,3	97,3
234	238	232	235	229	223	217	223	89	89	88	89	6	6	6	6	210	200	79	5	60,2	93,2	97,3
256	256	254	255	223	226	227	225	91	91	90	91	7	7	6	7	228	202	81	6	59,8	92,6	97,0
																	203	86		57,8	#####	#VALOR!
235	234	232	234	231	226	225	227	98	97	97	97	6	6	6	6	209	203	87	5	57,2	93,8	97,4
238	239	239	239	238	236	235	236	107	106	105	106	6	6	6	6	214	211	95	5	55,1	94,3	97,5
																	212	95		55,2	#####	#VALOR!
229	230	229	229	237	238	238	238	108	107	107	107	5	5	5	5	205	213	96	4	54,8	95,3	97,9
244	242	242	243	239	239	239	239	110	112	113	112	5	5	5	5	217	214	100	4	53,3	95,5	97,9
240	239	238	239	232	229	231	231	116	113	113	114	6	6	6	6	214	206	102	5	50,6	94,7	97,4
																	208	105		49,3	#####	#VALOR!
233	233	228	231	234	234	230	233	119	119	117	118	8	8	8	8	207	208	106	7	49,1	93,2	96,6
252	251	252	252	230	230	228	229	121	120	120	120	6	6	6	6	225	205	108	5	47,5	95,0	97,4
228	226	227	227	232	232	232	232	129	128	125	127	8	8	8	8	203	208	114	7	45,1	93,7	96,6
238	238	237	238	232	231	231	231	130	131	130	130	5	5	5	5	213	207	117	4	43,7	96,2	97,8

Número do ensaio: 21CM - TOGac – teórico: 400 mg.L⁻¹; Qac= 60 m³.h⁻¹; Δpm=-0,30 bar e Rec=0,90.

Data: 26/12/2012

UN		UNIDADE GERADORA DE EFLUENTES				Hora e tempo			COALESCEDOR	MEMBRANAS			
Qag	qb	Proveta num.	p1 (kg/cm2)	p2 (kg/cm2)	Δp (kg/cm2)	horar.	t coal. (h)	t memb (h)	Δpc (mbar)	Qac	Δpm (bar)	Qam (L/h)	Qp (L/h)
2,51	1,14	1140	14,2	1,33	12,87	9:05	0,0		24	60			
2,51		1120	14,2	1,32	12,88	9:20	0,3	0,0	27		-0,30	30	26,5
2,51		1100	14,2	1,31	12,89	9:35	0,5	0,3	32		-0,30	29	25,5
2,51		1080	14,3	1,31	12,99	9:54	0,8	0,6	41		-0,32	27	24,0
2,50		1060	14,4	1,31	13,09	10:12	1,1	0,9	53		-0,40	24	22,0
2,50		1040	14,4	1,30	13,10	10:29	1,4	1,2	63		-0,30	24	21,0
2,50		1020	14,4	1,31	13,09	10:46	1,7	1,4	72		-0,30	24	21,0
2,50		1000	14,5	1,32	13,18	11:04	2,0	1,7	80		-0,30	24	21,0
2,50		980	14,5	1,31	13,19	11:21	2,3	2,0	91		-0,30	24	21,0
2,50		960	14,5	1,31	13,19	11:38	2,6	2,3	100		-0,30	23	20,0
2,50		940	14,5	1,30	13,20	11:56	2,9	2,6	106		-0,30	22	20,0
2,47		920	14,5	1,31	13,19	12:13	3,1	2,9	113		-0,30	23	20,0
2,47		900	14,5	1,31	13,19	12:30	3,4	3,2	120		-0,30	22	20,0
2,47		880	14,5	1,31	13,19	12:47	3,7	3,5	125		-0,29	22	20,0
2,47		860	14,6	1,31	13,29	13:06	4,0	3,8	132		-0,30	22	20,0
2,47	1,13	840	14,6	1,31	13,29	13:23	4,3	4,1	137		-0,30	22	19,5
2,47		820	14,6	1,31	13,29	13:40	4,6	4,3	143		-0,28	21	19,0
2,47		800	14,6	1,31	13,29	13:58	4,9	4,6	145		-0,30	20	18,0
2,49		780	14,6	1,31	13,29	14:16	5,2	4,9	146		-0,28	20	18,0
2,49		760	14,6	1,31	13,29	14:33	5,5	5,2	150		-0,34	20	18,0
2,47		740	14,5	1,30	13,20	14:50	5,8	5,5	150		-0,30	19	17,0
2,45		720	14,6	1,31	13,29	15:07	6,0	5,8	151		-0,30	19	17,0
2,45		700	14,6	1,31	13,29	15:24	6,3	6,1	154		-0,30	19	17,0
2,48		680	14,6	1,31	13,29	15:42	6,6	6,4	152		-0,30	19	17,0
2,47		660	14,6	1,31	13,29	16:00	6,9	6,7	155		-0,30	19	17,0

Turbidez ef.gerado				Turbidez-desc.fundo = ac				Turbidez- sc =am				Turbidez-sáida membranas				TOG (mg/L)				Eficiência (%)		
1	2	3	medio	1	2	3	medio	1	2	3	medio	1	2	3	medio	eg	ac	sc	sm	Coalesc	Memb	Total
468	468	468	468	437	439	438	438	109	108	108	108					419	392	97		75,3		75,3
461	464	465	463	445	447	448	447	310	309	309	309	5	5	5	5	415	400	277	4	30,7	98,4	98,9
493	492	490	492	424	425	427	425	225	225	225	225	12	12	12	12	440	381	201	11	47,1	94,7	97,2
507	499	499	502	461	458	456	458	216	215	215	215	10	10	10	10	449	410	193	9	53,0	95,4	97,8
533	531	530	531	453	446	448	449	218	221	220	220	10	10	10	10	475	402	197	9	51,1	95,4	97,8
499	500	498	499	448	450	448	449	232	232	232	232	10	10	10	10	447	401	208	9	48,3	95,7	97,8
487	489	489	488	442	440	441	441	235	241	240	239	10	10	10	10	437	395	214	9	45,9	95,8	97,7
510	509	508	509	463	461	459	461	258	260	258	259	9	9	9	9	455	413	231	8	43,9	96,5	98,0
535	534	533	534	473	472	470	472	268	266	265	266	9	9	9	9	478	422	238	8	43,5	96,6	98,1
479	480	481	480	444	444	444	444	282	281	280	281	9	9	9	9	430	397	251	8	36,7	96,8	98,0
503	503	502	503	441	441	440	441	284	282	282	283	9	9	9	9	450	394	253	8	35,9	96,8	98,0
489	488	486	488	461	460	459	460	288	287	287	287	9	9	9	9	436	412	257	8	37,5	96,9	98,0
526	529	528	528	463	462	464	463	303	300	299	301	9	9	9	9	472	414	269	8	35,1	97,0	98,1

Número do ensaio: 22CM - TOGac – teórico: 200 mg.L⁻¹; Qac= 30 m³.h⁻¹; Δpm=-0,30 bar e Rec=0,90.

Data: 02/01/2013

UN UNIDADE GERADORA DE EFLUENTES						Hora e tempo			COALESCEDOR	MEMBRANAS			
Qag	qb	Proveta num.	p1 (kg/cm2)	p2 (kg/cm2)	Δp (kg/cm2)	horar.	t coal. (h)	t memb (h)	Δpc (mbar)	Qac	Δpm (bar)	Qam (L/h)	Qp (L/h)
					0,00								
2,53	0,60	640	14,7	1,15	13,55	9:05	0,0		20	30			
2,54		630	14,7	1,15	13,55	9:20	0,3	0,0	21		-0,30	29,0	26,0
2,52		620	14,7	1,15	13,55	9:40	0,6	0,3	22		-0,30	28,0	25,0
2,53		610	14,6	1,13	13,47	9:57	0,9	0,6	24		-0,30	27,0	24,0
2,53		600	14,6	1,14	13,46	10:13	1,1	0,9	25		-0,30	25,0	22,5
2,48		590	14,6	1,14	13,46	10:30	1,4	1,2	27		-0,30	24,0	21,0
2,50		580	14,6	1,14	13,46	10:47	1,7	1,5	29		-0,30	22,0	20,0
2,52		570	14,7	1,14	13,56	11:04	2,0	1,7	33		-0,30	22,0	20,0
2,52		560	14,7	1,14	13,56	11:22	2,3	2,0	39		-0,30	22,0	20,0
2,46		550	14,7	1,14	13,56	11:41	2,6	2,4	40		-0,30	22,0	20,0
2,46		540	14,7	1,14	13,56	11:58	2,9	2,6	43		-0,30	22,0	19,5
2,46		530	14,7	1,15	13,55	12:16	3,2	2,9	47		-0,30	22,0	19,5
2,47		520	14,7	1,15	13,55	12:34	3,5	3,2	50		-0,30	22,0	19,5
2,45		510	14,7	1,15	13,55	12:51	3,8	3,5	53		-0,30	21,0	19,0
2,45		500	14,7	1,15	13,55	13:09	4,1	3,8	53		-0,30	21,0	19,0
2,45		490	14,7	1,15	13,55	13:26	4,4	4,1	53		-0,30	21,0	19,5
2,45		480	14,7	1,15	13,55	13:43	4,6	4,4	56		-0,30	21,0	19,0
2,45		470	14,7	1,15	13,55	14:00	4,9	4,7	60		-0,30	21,0	19,0
2,46		460	14,7	1,15	13,55	14:17	5,2	5,0	65		-0,30	21,0	19,0
2,42		450	14,7	1,15	13,55	14:36	5,5	5,3	70		-0,30	21,0	19,0
2,45		440	14,7	1,15	13,55	14:52	5,8	5,5	76		-0,30	20,0	18,0
2,45		430	14,7	1,15	13,55	15:09	6,1	5,8	76		-0,30	20,0	18,0
2,45		420	14,7	1,15	13,55	15:27	6,4	6,1	78		-0,30	20,0	18,0
2,45		410	14,7	1,15	13,55	15:45	6,7	6,4	78		-0,30	20,0	18,0
2,45		400	14,7	1,15	13,55	16:03	7,0	6,7	80		-0,30	20,0	18,0

Turbidez ef.gerado				Turbidez-desc.fundo = ac				Turbidez- sc =am				Turbidez-sáida membranas				TOG (mg/L)				Eficiência (%)		
1	2	3	medio	1	2	3	medio	1	2	3	medio	1	2	3	medio	eg	ac	sc	sm	Coalesc	Memb	Total
233	233	234	233	224	222	221	222	143	143	143	143					209	199	128		35,7		35,7
226	225	220	224	217	218	218	218	173	172	170	172	4	4	4	4	200	195	154	4	21,1	97,7	98,2
221	221	221	221	217	217	216	217	160	159	158	159	7	7	7	7	198	194	142	6	26,6	95,6	96,8
232	232	230	231	216	217	216	216	138	136	137	137	9	9	9	9	207	194	123	8	36,7	93,4	95,8
229	228	227	228	221	221	221	221	123	124	122	123	10	10	10	10	204	198	110	9	44,3	91,9	95,5
234	235	236	235	221	220	220	220	117	117	117	117	9	9	9	9	210	197	105	8	46,9	92,3	95,9
242	242	240	241	222	223	222	222	111	110	110	110	8	8	8	8	216	199	99	7	50,4	92,7	96,4
226	225	223	225	223	222	219	221	109	108	107	108	7	7	7	7	201	198	97	6	51,2	93,5	96,8
257	258	257	257	225	224	223	224	115	114	114	114	9	9	9	9	230	200	102	8	49,0	92,1	96,0
230	231	233	231	221	220	220	220	113	114	114	114	8	8	8	8	207	197	102	7	48,4	93,0	96,4
223	223	223	223	233	231	230	231	112	112	111	112	9	9	9	9	200	207	100	8	51,7	91,9	96,1
247	245	244	245	227	228	228	228	126	125	124	125	8	8	8	8	220	204	112	7	45,1	93,6	96,5
234	237	238	236	214	214	215	214	114	113	114	114	12	12	12	12	211	192	102	11	47,0	89,4	94,4

Número do ensaio: 23CM - TOGac – teórico: 400 mg.L⁻¹; Qac= 30 m³.h⁻¹; Δpm=-0,30 bar e Rec=0,90.

Data: 16/01/2013

UN UNIDADE GERADORA DE EFLUENTES						Hora e tempo			COALESCEDOR	MEMBRANAS			
Qag	qb	Proveta num.	p1 (kg/cm2)	p2 (kg/cm2)	Δp (kg/cm2)	horar.	t coal. (h)	t memb (h)	Δpc (mbar)	Qac	Δpm (bar)	Qam (L/h)	Qp (L/h)
					0,00								
2,47	1,11	1170	14,3	1,34	12,96	8:28	0,0		15	30	-0,30		
2,47		1150	14,6	1,32	13,28	8:45	0,3	0,0	19		-0,30	24	21
2,47	1,12	1130	14,6	1,33	13,27	9:00	0,5	0,3	21		-0,30	23	21
2,47		1110	14,7	1,33	13,37	9:22	0,9	0,6	24		-0,30	22	20
2,49		1090	14,9	1,34	13,56	9:41	1,2	0,9	28		-0,30	21	19
2,47		1070	14,7	1,32	13,38	9:58	1,5	1,2	33		-0,30	20	18
2,48		1050	14,9	1,34	13,56	10:16	1,8	1,5	38		-0,30	20	18
2,48		1030	14,8	1,32	13,48	10:34	2,1	1,8	43		-0,30	20	18
2,48		1010	14,8	1,32	13,48	10:52	2,4	2,1	48		-0,30	19	17
2,48		990	14,8	1,32	13,48	11:10	2,7	2,4	53		-0,30	19	17
2,48		970	14,8	1,32	13,48	11:27	3,0	2,7	59		-0,30	19	17
2,48		950	14,8	1,32	13,48	11:45	3,3	3,0	64		-0,30	18	16
2,48		930	14,9	1,32	13,58	12:02	3,6	3,3	70		-0,30	19	17
2,48		910	14,9	1,32	13,58	12:19	3,9	3,6	74		-0,30	18	16
2,49		900	14,9	1,32	13,58	12:37	4,2	3,9	78		-0,30	19	17
2,48		880	14,8	1,32	13,48	12:54	4,4	4,2	77		-0,30	20	18
2,49		860	14,8	1,32	13,48	13:12	4,7	4,5	78		-0,30	18	16
2,48		840	14,8	1,32	13,48	13:31	5,1	4,8	84		-0,30	18	16
2,51		810	14,9	1,32	13,58	13:48	5,3	5,1	83		-0,30	18	16
2,46		790	14,9	1,32	13,58	14:07	5,7	5,4	81		-0,30	18	16
2,45		780	14,8	1,32	13,48	14:26	6,0	5,7	84		-0,30	18	16
2,47		760	14,9	1,32	13,58	14:41	6,2	5,9	86		-0,30	18	16
2,44		740	14,8	1,32	13,48	14:59	6,5	6,2	87		-0,30	17	16
2,47		720	14,8	1,32	13,48	15:17	6,8	6,5	88		-0,30	17	16
2,46		700	14,9	1,32	13,58	15:34	7,1	6,8	92		-0,30	17	16
2,44		680	14,8	1,32	13,48	15:51	7,4	7,1	100		-0,30	17	16

Turbidez ef.gerado			Turbidez-desc.fundo = ac				Turbidez- sc=am				Turbidez-saida membranas				TOG (mg/L)			Eficiência (%)				
1	2	3	medio	1	2	3	medio	1	2	3	medio	1	2	3	medio	eg	ac	sc	sm	Coalesc	Memb	Total
478	476	474	476	400	402	403	402	70	70	71	70					426	359	63		82,5		82,5
473	473	472	473	413	414	415	414	321	321	321	321	8	8	8	8	423	370	287	7	22,5	97,5	98,1
452	450	450	451	424	424	424	424	258	256	259	258	11	11	11	11	403	379	231	10	39,2	95,7	97,4
478	478	477	478	435	436	435	435	223	224	224	224	16	16	16	16	427	390	200	14	48,6	92,8	96,3
465	464	462	464	442	440	440	441	195	194	194	194	13	13	13	13	415	394	174	12	55,9	93,3	97,0
515	513	510	513	451	450	449	450	192	193	193	193	13	13	13	13	459	403	172	12	57,2	93,3	97,1
515	514	513	514	429	430	431	430	188	187	187	187	11	11	11	11	460	385	168	10	56,4	94,1	97,4
494	493	492	493	463	462	460	462	195	194	193	194	12	12	12	12	441	413	174	11	58,0	93,8	97,4
477	477	476	477	443	440	443	442	193	192	193	193	12	12	12	12	427	396	172	11	56,4	93,8	97,3
470	465	455	463	428	426	421	425	209	207	207	208	10	10	10	10	415	380	186	9	51,1	95,2	97,6
517	510	501	509	472	470	472	471	225	223	221	223	8	8	8	8	456	422	200	7	52,7	96,4	98,3
481	472	475	476	451	450	442	448	218	210	213	214	8	8	8	8	426	401	191	7	52,3	96,3	98,2
515	514	512	514	459	458	457	458	219	219	217	218	8	8	8	8	460	410	195	7	52,3	96,3	98,3
470	468	475	471	444	443	441	443	218	219	216	218	8	8	8	8	421	396	195	7	50,8	96,3	98,2

Número do ensaio: 24CM - TOGac – teórico: 400 mg.L⁻¹; v= 30 m.h⁻¹; Δpm=-0,30 bar e Rec=0,75.

Data: 24/01/2013

UN		UNIDADE GERADORA DE EFLUENTES				Hora e tempo			COALESCEDOR	MEMBRANAS			
Qag	qb	Proveta num.	p1 (kg/cm2)	p2 (kg/cm2)	Δp (kg/cm2)	horar.	t coal. (h)	t memb (h)	Δpc (mbar)	Qac	Δpm (bar)	Qam (L/h)	Qp (L/h)
					0,00								
1,76	0,82	600	15,5	1,24	14,26	11:00	0,0		15	30			
1,75	0,84	580	15,5	1,05	14,45	11:20	0,3	0,0	18		-0,20	32	24,0
1,76		570	15,6	1,05	14,55	11:35	0,6	0,3	20		-0,20	30	22,5
1,72	0,88	560	15,6	1,05	14,55	11:54	0,9	0,6	24		-0,20	27	20,0
1,75		540	15,5	1,05	14,45	12:10	1,2	0,8	25		-0,20	27	20,0
1,75	0,94	530	15,5	1,05	14,45	12:28	1,5	1,1	36		-0,20	24	18,0
1,70		520	15,6	1,05	14,55	12:47	1,8	1,5	44		-0,20	24	18,0
1,69		500	15,7	1,05	14,65	13:05	2,1	1,8	45		-0,20	22	16,5
1,70		490	15,6	1,05	14,55	13:22	2,4	2,0	47		-0,20	22	16,5
1,96	0,96	460	15,6	1,05	14,55	13:40	2,7	2,3	55		-0,20	22	16,5
1,86		450	15,6	1,05	14,55	13:57	3,0	2,6	66		-0,20	22	16,5
1,72	0,98	420	15,2	0,23	14,97	14:15	3,3	2,9	71		-0,20	21	16,0
1,76		400	15,2	0,23	14,97	14:33	3,6	3,2	83		-0,20	21	16,0
1,72	1,02	390	15,3	0,23	15,07	14:50	3,8	3,5	87		-0,20	20	15,0
1,74		380	15,3	0,23	15,07	15:08	4,1	3,8	88		-0,20	20	15,0
1,74		360	15,6	0,23	15,37	15:26	4,4	4,1	93		-0,20	20	15,0
1,60		350	15,6	0,23	15,37	15:45	4,8	4,4	102		-0,20	20	15,0
1,73		330	15,8	0,23	15,57	16:01	5,0	4,7	111		-0,20	21	16,0
1,80		310	15,9	0,23	15,67	16:18	5,3	5,0	115		-0,20	20	15,0
1,83		290	15,9	0,23	15,67	16:35	5,6	5,3	117		-0,20	18	14,0
1,75		280	15,9	0,23	15,67	16:55	5,9	5,6	115		-0,20	18	14,0
1,76		270	15,9	0,23	15,67	17:13	6,2	5,9	117		-0,20	18	14,0
1,74		250	15,9	0,23	15,67	17:30	6,5	6,2	119		-0,20	18	14,0

Turbidez ef.gerado				Turbidez-desc.fundo = ac				Turbidez- sc =am				Turbidez-sáida membranas				TOG (mg/L)				Eficiência (%)		
1	2	3	medio	1	2	3	medio	1	2	3	medio	1	2	3	medio	eg	ac	sc	sm	Coalesc	Memb	Total
393	390	391	391	374	374	375	374	68	67	67	67					350	335	60		82,0		82,0
401	402	401	401	380	382	382	381	263	260	261	261	4	4	4	4	359	341	234	4	31,5	98,5	99,0
400	402	403	402	390	394	394	393	197	196	196	196	7	7	7	7	359	351	176	6	50,0	96,4	98,2
410	412	413	412	389	390	391	390	158	156	158	157	7	7	7	7	368	349	141	6	59,7	95,6	98,2
447	447	446	447	445	445	444	445	137	137	137	137	10	10	10	10	400	398	123	9	69,2	92,7	97,8
437	435	434	435	413	415	413	414	115	116	116	116	6	6	6	6	390	370	104	5	72,0	94,8	98,5
396	398	400	398	381	383	383	382	145	145	144	145	5	5	5	5	356	342	129	4	62,2	96,5	98,7
405	406	407	406	380	382	383	382	150	151	150	150	6	6	6	6	363	342	135	5	60,6	96,0	98,4
423	424	425	424	400	402	405	402	130	133	132	132	6	6	6	6	379	360	118	5	67,3	95,4	98,5
467	465	465	466	465	463	467	465	165	161	159	162	6	6	6	6	417	416	145	5	65,2	96,3	98,7
524	523	521	523	456	457	457	457	174	173	171	173	7	7	7	7	468	409	155	6	62,2	95,9	98,5
470	475	479	475	447	448	448	448	172	170	175	172	6	6	6	6	425	401	154	5	61,5	96,5	98,7

APÊNDICE E – Lista de trabalhos produzidos em função da tese

Artigos publicados em periódicos:

MOTTA, A. et al. Oil produced water treatment for oil removal by an integration of coalescer bed and microfiltration membranes processes. **Journal of Membrane Science**, Amsterdam, v. 469, p. 371–378, 1 Nov. 2014.

MOTTA, A. et al. Tratamento de água produzida de petróleo para remoção de óleo por processos de separação por membranas: revisão. **Engenharia Sanitária e Ambiental**, Rio de Janeiro, v. 18, n. 1, p. 15-26, jan./mar. 2013.

Apresentações em congressos e outros eventos técnicos:

MOTTA, A. et al. Oil produced water treatment for oil removal by an integration of coalescer bed and microfiltration membranes processes. In: INTERNATIONAL MEMBRANE SCIENCE AND TECHNOLOGY CONFERENCE, 2013, Melbourne. **Proceedings...** Austrália: Membrane Society of Australasia, 2013.

MOTTA, A. et al. Oily wastewater treatment by membrane separation processes aiming reuse: considerations based on experimental data. In: MEMBRANE SEPARATION PROCESSES SYMPOSIUM (SIMPAM), 2, 2013, Rio de Janeiro. **Anais...** Rio de Janeiro: PEQ/COPPE/UFRJ, 2013.

MOTTA, A. et al. Tratamento de efluentes oleosos por processos de separação por membranas visando o reúso: considerações com bases experimentais. In: Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, 27, 2013, Goiânia. **Anais...** Rio de Janeiro: ABES, 2013.