UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO DE JANEIRO (UFRJ)
Mestrado em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos

GISELE MATTEDI BARBOSA

PROCESSO DE CLARIFICAÇÃO CONVENCIONAL COMBINADO COM MICROFILTRAÇÃO VISANDO AO REÚSO DE EFLUENTE DA INDÚSTRIA SUCROALCOOLEIRA

RIO DE JANEIRO
2011

Gisele Mattedi Barbosa

PROCESSO DE CLARIFICAÇÃO CONVENCIONAL COMBINADO COM MICROFILTRAÇÃO VISANDO AO REÚSO DE EFLUENTE DA INDÚSTRIA SUCROALCOOLEIRA

Dissertação submetida ao corpo docente da Escola de Química da Universidade Federal do Rio de Janeiro - UFRJ, como parte dos requisitos necessários à obtenção do grau de Mestre.

Orientadora: Lidia Yokoyama, D.Sc., EQ/UFRJ

Co-orientador: Cristiano Piacsek Borges, D.Sc., PEQ/COPPE/UFRJ

Rio de Janeiro

2011

Gisele Mattedi Barbosa

PROCESSO DE CLARIFICAÇÃO CONVENCIONAL COMBINADO COM MICROFILTRAÇÃO VISANDO AO REÚSO DE EFLUENTE DA INDÚSTRIA SUCROALCOOLEIRA

Dissertação submetida ao corpo docente da Escola de Química da Universidade Federal do Rio de Janeiro - UFRJ, como parte dos requisitos necessários à obtenção do grau de Mestre.

Aprovada em

_____

Lidia Yokoyama, D.Sc., EQ/UFRJ

_____

Cristiano Piacsek Borges, D.Sc., PEQ/COPPE/UFRJ

_____

Fabiana Valéria da Fonseca Araújo, D.Sc., EQ/UFRJ

_____

Helen Conceição Ferraz, D.Sc., PEQ/COPPE/UFRJ

_____

Ronaldo Nobrega, D.Sc.

Rio de Janeiro

2011

Barbosa, Gisele Mattedi;

Processo de clarificação convencional combinado com Microfiltração visando ao reúso de efluentes da Indústria Sucroalcooleira / Gisele Mattedi Barbosa. 2011

176 f.: il.

Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) - Universidade Federal do Rio de Janeiro, Escola de Química, Rio de Janeiro, 2011.

Orientadora: Lidia Yokoyama

Co-orientador: Cristiano Piacsek Borges

1. Cana-de-açúcar. 2. Coagulação. 3. Microfiltração. 4. Fuligem. I. Yokoyama, Lidia (Orient.). II. Universidade Federal do Rio de Janeiro. Escola de Química. III. Processo de clarificação convencional combinado com Microfiltração visando ao reúso de efluentes da Indústria Sucroalcooleira.

AGRADECIMENTOS

Em primeiro lugar, aos meus pais, por todo amor e dedicação! Vocês são a razão da minha vontade de querer me superar sempre mais. AMO!

Ao meu orientador Cristiano, pelo incentivo, dedicação e, principalmente, pela paciência e compreensão nos meus muitos momentos de reclamação. Muito obrigada!!!

À minha orientadora Lidia, pelo apoio.

Ao meu irmão, tia e primas liiiindas. Não poderia esquecer o meu biricho mais gordo, Tekila!

Aos meus grandes amigos Andressa, Paola, Adriana, China e Felipe, por estarem sempre ao meu lado nas horas de desespero. Muito obrigada pela amizade de vocês e pelas cervejinhas!!!

À toda equipe do PAM, em especial Carolzinha, Sandrinha, Walter, Karix, Nicolas, Thaís, Mary, Florzinha, pela ajuda e compreensão. A alegria de conviver com vocês todos os dias foi muito importante pra mim.

Um agradecimento especial à Mari e ao Bob, por todo o auxílio nas etapas experimentais.

Por fim, à Usina Irmãos Malosso, pelo fornecimento do efluente e por manter as portas sempre abertas. Obrigada!!!

RESUMO

BARBOSA, Gisele Mattedi. **Processo de clarificação convencional combinado com Microfiltração visando ao reúso de efluentes da Indústria Sucroalcooleira.** Rio de Janeiro, 2011. Dissertação (Mestrado em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos)- Escola de Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2011.

A presente dissertação tem como objetivo propor um processo de tratamento para um efluente da indústria sucroalcooleira, visando à redução do seu impacto ambiental e a possibilidade de reúso da água. A cogeração de energia, nas usinas de cana-de-açúcar, ocorre através da queima do bagaço da cana nas caldeiras para geração de vapor. Esse processo, associado a um alto consumo de água, gera um efluente com fuligem em alta concentração (40 g/L) e em grande quantidade. Nesse contexto, este trabalho visa propor uma solução inovadora para o tratamento desse efluente, acoplando os processos convencionais de coagulação, floculação e sedimentação ao processo de separação por membranas, microfiltração.

A metodologia aplicada estuda os processos separadamente e de forma combinada. Desta forma, para a coagulação/floculação, são avaliados coagulantes convencionais (cloreto férrico e sulfato de alumínio), associados ou não a polímeros (catiônico e aniônico), e os melhores resultados foram obtidos com pH entre 4,0 e 9,0 e dosagens de polímeros entre 0,10 e 2,0 mg/L. Para a separação sólido-líquido por sedimentação, são realizados projetos de sedimentadores lamelado e convencional, os quais são testados em escala piloto. Na microfiltração, são estudadas as principais variáveis, tais como concentração de fuligem no efluente e vazão de ar aplicada. Finalmente, é realizado o acoplamento da coagulação/floculação e da microfiltração submersa, e estudados seus efeitos no aumento do fluxo permeado.

Os resultados mostram a viabilidade do tratamento de efluente pelo processo proposto, gerando um permeado de boa qualidade, o que possibilita o reúso de água. O efluente apresenta natureza altamente incrustante, entretanto esse problema se mostra reversível com a retrolavagem, onde o fluxo permeado passa de 36L/(h.m^2) para 75L/(h.m^2). A maior resistência ao transporte, equivalente a 72,3% da resistência total, está relacionada à deposição de partículas na superfície da membrana, correspondendo à maior causa de incrustação para o efluente com fuligem.

ABSTRACT

Barbosa, Gisele Mattedi. **Conventional clarification process combined with microfiltration aimed at effluent reuse Sugarcane Industry**. Rio de Janeiro, 2011. Thesis (Master in Technology of Chemical and Biochemical Process)- EQ, UFRJ, Rio de Janeiro, 2011.

This work aims to propose a process to treat the effluent of sugarcane industry, to reduce their environmental impact and the possibility of water reuse. Cogeneration of power in the plants of sugarcane occurs through the burning of bagasse-cane in boilers to generate steam. This process of cogeneration of power uses a high consumption of water to clean the waste gas stream, producing an effluent with high soot concentration (40 g/L) and in large quantities. In this context, this paper aims to propose a solution for the treatment of this effluent, combining the conventional processes coagulation, flocculation and sedimentation with microfiltration membrane processes.

The methodology is based on the study of these processes, separately and combined. Thus, for the coagulation/flocculation, are evaluated conventional coagulants (ferric chloride and aluminum sulfate), with or without the presence of the polymers (cationic and anionic), and the best results were obtained with a pH 4.0-9.0 range and coagulant doses in the 0.25-2.0 mg/L range. For the solid-liquid separation by sedimentation, settler conventional and lamellar projects are carried out, in pilot scale. In microfiltration process, the main variables are studied, such as the effluent soot concentration and air flow rate applied. Finally, the coupling of coagulation/flocculation and submerged microfiltration is performed and studied their effects in increasing the permeate flux.

The results show the feasibility of the effluent treatment by the process proposed, generating a permeate of good quality, which allows the reuse of water. The effluent presents a highly fouling, but this issue proves reversible with the backwash, where the permeate flux is only 36 L/(h.m^2) to 75 L/(h.m^2). The higher transport resistance, equivalent to 72.3% of the total resistance, is related to particle deposition on the membrane surface, representing major cause of fouling for the effluent with soot.

LISTA DE FIGURAS

FIGURA 1.1: LAGOA DE SEDIMENTAÇÃO DO EFLUENTE GERADO NA USINA 2
FIGURA 1.2: FOTOS DA LAGOA DE SEDIMENTAÇÃO DA USINA "IRMÃOS MALOSSO", EM ITÁPOLIS-SP 3
FIGURA 2.1: LICENCIAMENTO DE AUTOMÓVEIS E COMERCIAIS LEVES POR TIPO DE COMBUSTÍVEL (ANUÁRIO DA INDÚSTRIA AUTOMOBILÍSTICA BRASILEIRA, 2010) 7
FIGURA 2.2: EVOLUÇÃO CRONOLÓGICA DOS TIPOS DE COMBUSTÍVEIS (SOUZA E MACEDO, 2010) 7
FIGURA 2.3: VENDAS DE ETANOL E GASOLINA AUTOMOTIVA NO BRASIL(ANUÁRIO ESTATÍSTICO BRASILEIRO DO PETRÓLEO, GÁS NATURAL E BIOCOMBUSTÍVEIS, 2010) 8
FIGURA 2.4: OFERTA DE ENERGIA INTERNA POR FONTE NO BRASIL (BALANÇO ENERGÉTICO NACIONAL, 2010) 9
FIGURA 2.5: OFERTA DE ENERGIA POR FONTE NO MUNDO; DADOS REFERENTES AO ANO DE 2007 (BALANÇO ENERGÉTICO NACIONAL, 2010) 10
FIGURA 2.6: OFERTA DE ENERGIA ELÉTRICA POR FONTE NO BRASIL; DADOS REFERENTES AO ANO DE 2007; *BIOMASSA INCLUI: LENHA, BAGAÇO DE CANA, LIXÍVIA E OUTROS (BALANÇO ENERGÉTICO NACIONAL, 2010) 10
FIGURA 2.7: CANA-DE-AÇÚCAR 12
FIGURA 2.8: PRODUÇÃO MUNDIAL DE CANA-DE-AÇÚCAR POR PAÍS (ANUÁRIO ESTATÍSTICO DA AGROENERGIA, 2009) 13
FIGURA 2.9: PRODUÇÃO DE CANA-DE-AÇÚCAR NO BRASIL (ANUÁRIO ESTATÍSTICO DA AGROENERGIA, 2009) 14
FIGURA 2.10: RENDIMENTO MÉDIO DE CANA-DE-AÇÚCAR NO BRASIL (ANUÁRIO ESTATÍSTICO DA AGROENERGIA, 2009) 14
FIGURA 2.11: ÁREA DE CANA PLANTADA NA REGIÃO CENTRO-SUL; SAFRA DE 2009 (CANASAT) 15
FIGURA 2.12: PORCENTAGEM DE DISTRIBUIÇÃO AÇÚCAR TOTAL RECUPERÁVEL (ANUÁRIO ESTATÍSTICO DA AGROENERGIA, 2009) 16
FIGURA 2.13: PRODUÇÃO DE AÇÚCAR POR REGIÃO DE PLANTIO DE CANA (ANUÁRIO ESTATÍSTICO DA AGROENERGIA, 2009); (*) POSIÇÃO EM 01/04/2010 17
FIGURA 2.14: PRODUÇÃO DE ETANOL POR REGIÃO DE PLANTIO DE CANA (ANUÁRIO ESTATÍSTICO DA AGROENERGIA, 2009); (*) POSIÇÃO EM 01/04/2010 18
FIGURA 2.15: REPRESENTAÇÃO DO SISTEMA DE PROCESSAMENTO INDUSTRIAL DA CANA-DE-AÇÚCAR (HTTP://MUNDODACANA.WORDPRESS.COM/CATEGORY/PROCESSO-INDUSTRIAL-DA-CANA/) 20
FIGURA 2.16: BAGAÇO DA CANA-DE-AÇÚCAR (HTTP://WWW.SAOCARLOSEMREDE.COM.BR/PORTAL/NOTICIAS/ITEM/13058-USP-DE-S%C3%A3O-CARLOS-APROVEITA-BAGA%C3%A7O-DA-CANA-COMO-FIBROCIMENTO) 27
FIGURA 2.17: EVOLUÇÃO DA PRODUÇÃO DE BAGAÇO DE CANA (BALANÇO ENERGÉTICO NACIONAL, 2010)) 28
FIGURA 2.18: ESQUEMA SIMPLIFICADO DA COGERAÇÃO DE ENERGIA ATRAVÉS DO BAGAÇO DA CANA. 29
FIGURA 2.19: SISTEMA DE LAVADORES DE GASES UTILIZADOS NAS USINAS 30
FIGURA 2.20: POTENCIAL TÉCNICO DE EXPORTAÇÃO DE ENERGIA ELÉTRICA A PARTIR DO BAGAÇO PARA O SIN (PLANO DECENAL DE EXPANSÃO DE ENERGIA 2019, 2010) 31
FIGURA 2.21: ESQUEMA DE SEDIMENTADOR CONVENCIONAL 38
FIGURA 2.22: PROCESSO DE SEDIMENTAÇÃO EM BATELADA DE ACORDO COM A TEORIA DE KYNCH 40
FIGURA 2.23: DETERMINAÇÃO GRÁFICA ATRAVÉS DO ENSAIO DE PROVETA - TEORIA KYNCH 40

FIGURA 2.24: ESQUEMA ILUSTRATIVO DE UM SEDIMENTADOR E SUAS CORRENTES DE ALIMENTAÇÃO (A), CLARIFICADO (P) E LODO (R) 41
FIGURA 2.25: DETERMINAÇÃO GRÁFICA DA VELOCIDADE DE SEDIMENTAÇÃO ATRAVÉS DA TEORIA DE KYNCH 42
FIGURA 2.26: DETERMINAÇÃO GRÁFICA DA VELOCIDADE DE SEDIMENTAÇÃO PARA TEORIA DE BISCAIA JR 45
FIGURA 2.27: ESQUEMA DE SEDIMENTADOR LAMELADO 46
FIGURA 2.28: CONFIGURAÇÃO *HIGHT RATE THICKENER - HIGH CAPACITY* 47
FIGURA 2.29: MORFOLOGIA DA SEÇÃO TRANSVERSAL DE MEMBRANAS SINTÉTICAS (HABERT, BORGES E NOBREGA, 2006) 49
FIGURA 2.30: PROCESSOS DE SEPARAÇÃO POR MEMBRANAS: (A) SEPARAÇÃO POR TAMANHO, ATRAVÉS DOS POROS; (B) SEPARAÇÃO POR AFINIDADE (HABERT, BORGES E NOBREGA, 2006) 50
FIGURA 2.31: ILUSTRAÇÃO DOS PRINCIPAIS PSM, COM TAMANHO DE PARTÍCULAS E MOLÉCULAS, FORÇA MOTRIZ E MATERIAL RETIDO (HABERT, BORGES E NOBREGA, 2006) 51
FIGURA 2.32: COMPARAÇÃO ENTRE FILTRAÇÃO CONVENCIONAL OU FRONTAL E TANGENCIAL OU *CROSS FLOW* (HABERT, BORGES E NOBREGA, 2006) 52
FIGURA 2.33: RETROLAVAGEM DE MEMBRANAS DE MF (HABERT, BORGES E NOBREGA, 2006) 54
FIGURA 2.34: REPRESENTAÇÃO DOS FLUXOS LIMITE E CRÍTICO - ADAPTADO DE (VIANA, 2004). 57
FIGURA 2.35: RESISTÊNCIAS AO TRANSPORTE ATRAVÉS DA MEMBRANA MICROPOROSA (MULDER, 2000) 57
FIGURA 3.1: EQUIPAMENTO (*MALVERN MASTERSIZER MICRO PLUS* - MAF 5001) PARA CARACTERIZAÇÃO DA DISTRIBUIÇÃO GRANULOMÉTRICA DA FULIGEM 64
FIGURA 3.2: EQUIPAMENTO LABORATORIAL *JAR-TEST* 66
FIGURA 3.3: ULTRA TURRAX T-18 *BASIC* 67
FIGURA 3.4: PRÉ-PROJETO PARA ACOPLAMENTO DOS SISTEMAS DE SEDIMENTAÇÃO E MICROFILTRAÇÃO 70
FIGURA 3.5: VARIAÇÃO NA ALTURA DA INTERFACE DE SEDIMENTAÇÃO E DERIVADA PARA OBTENÇÃO DA VELOCIDADE DE SEDIMENTAÇÃO 73
FIGURA 3.6: DESENHO ESQUEMÁTICO DA LAMELA DO SEDIMENTADOR E DAS SUAS DIMENSÕES 75
FIGURA 3.7: VISTAS E DIMENSÕES DO SEDIMENTADOR LAMELADO 77
FIGURA 3.8: FLUXOGRAMA DO SISTEMA DE MICROFILTRAÇÃO SUBMERSA 78
FIGURA 3.9: SISTEMA DE MF SUBMERSO DE BANCADA 80
FIGURA 3.10: DETALHE PARA O TANQUE DE ALIMENTAÇÃO COM MEMBRANAS DE MF SUBMERSA E MANGUEIRA AERADORA 80
FIGURA 3.11: MÓDULO DE MEMBRANAS SUBMERSAS DE MF 81
FIGURA 3.12: FLUXOGRAMA MF PRESSURIZADO 81
FIGURA 3.13: SISTEMA DE MF PRESSURIZADA DE BANCADA 82
FIGURA 3.14: MÓDULO DE MEMBRANAS PARA MF PRESSURIZADA 82
FIGURA 3.15: MICROSCÓPIO ELETRÔNICO DE VARREDURA (MEV, QUANTA 200 – FEI CO.) 84
FIGURA 3.16: DESENHO ILUSTRATIVO DA OBTENÇÃO DO VALOR DO FLUXO PERMEADO PARA CÁLCULO DA RESISTÊNCIA TOTAL (R_T) AO TRANSPORTE ATRAVÉS DA MEMBRANA 88
FIGURA 3.17: FLUXOGRAMA DO SISTEMA ACOPLADO DE COAGULAÇÃO E MICROFILTRAÇÃO 89
FIGURA 4.1: DISTRIBUIÇÃO GRANULOMÉTRICA DA FULIGEM EM SUA FORMA ORIGINAL 91

FIGURA 4.2: EFLUENTE A SER TRATADO E PERMEADO (ÁGUA CLARIFICADA) APÓS PASSAR PELO PROCESSO DE MICROFILTRAÇÃO 92
FIGURA 4.3: ENSAIOS PARA AVALIAÇÃO DO EFEITO DO PH NA TURBIDEZ FINAL PARA (A) E (B) SULFATO DE ALUMÍNIO; E (C) E (D) PARA CLORETO FÉRRICO 94
FIGURA 4.4: ENSAIOS PARA AVALIAÇÃO DO EFEITO DA CONCENTRAÇÃO NA TURBIDEZ FINAL PARA: (A) E (B) SULFATO DE ALUMÍNIO EM PH 7,0; E (C) E (D) CLORETO FÉRRICO EM PH 6,0 95
FIGURA 4.5: ENSAIOS PARA AVALIAÇÃO DO EFEITO DO TEMPO ÓTIMO DE FLOCULAÇÃO NA TURBIDEZ FINAL PARA: (A) E (B) SULFATO DE ALUMÍNIO EM PH 7,0 E 75 MG/L; E (C) E (D) CLORETO FÉRRICO EM PH 6,0 E 500 MG/L 97
FIGURA 4.6: ENSAIOS PARA AVALIAÇÃO DO EFEITO DA CONCENTRAÇÃO DE POLÍMERO ANIÔNICO COMO AUXILIAR NA TURBIDEZ FINAL PARA: (A) E (B) SULFATO DE ALUMÍNIO EM PH 7,0, 75 MG/L E MISTURA LENTA DE 10 MINUTOS; E (C) E (D) CLORETO FÉRRICO EM PH 6,0, 500 MG/L E MISTURA LENTA DE 15 MINUTOS 99
FIGURA 4.7: ENSAIOS PARA AVALIAÇÃO DO EFEITO DA CONCENTRAÇÃO DE POLÍMERO CATIÔNICO COMO AUXILIAR NA TURBIDEZ FINAL PARA: (A) E (B) SULFATO DE ALUMÍNIO EM PH 7,0, 75 MG/L E MISTURA LENTA DE 10 MINUTOS; E (C) E (D) CLORETO FÉRRICO EM PH 6,0, 500 MG/L E MISTURA LENTA DE 15 MINUTOS 100
FIGURA 4.8: ENSAIOS PARA AVALIAÇÃO DO EFEITO DA CONCENTRAÇÃO DE POLÍMEROS ANIÔNICO (A) E CATIÔNICO (C) COMO COAGULANTES NA TURBIDEZ FINAL; EM SOLUÇÃO ORIGINAL COM PH 7,3 E MISTURA LENTA DE 20 MINUTOS 102
FIGURA 4.9: ENSAIO PARA AVALIAÇÃO DO EFEITO DA CONCENTRAÇÃO DE POLÍMERO CATIÔNICO NA TURBIDEZ FINAL; EM SOLUÇÃO ORIGINAL COM PH 7,3; CONCENTRAÇÕES DE 0,1 A 1,0 MG/L DE POLÍMERO; (A) APÓS 1 MINUTO DE DECANTAÇÃO; (B) APÓS 10 MINUTOS DE DECANTAÇÃO; (C) APÓS 20 MINUTOS DE DECANTAÇÃO; (D) SOBRENADANTES PARA MEDIÇÃO DE TURBIDEZ APÓS 20 MINUTOS DE DECANTAÇÃO 103
FIGURA 4.10: ENSAIO PARA AVALIAÇÃO DO EFEITO DA CONCENTRAÇÃO DE POLÍMERO CATIÔNICO NA TURBIDEZ FINAL; EM SOLUÇÃO ORIGINAL COM PH 7,3; CONCENTRAÇÕES DE 1,25 A 2,0 MG/L DE POLÍMERO; (A) APÓS 1 MINUTO DE DECANTAÇÃO; (B) APÓS 10 MINUTOS DE DECANTAÇÃO; (C) APÓS 20 MINUTOS DE DECANTAÇÃO; (D) SOBRENADANTES PARA MEDIÇÃO DE TURBIDEZ APÓS 20 MINUTOS DE DECANTAÇÃO 104
FIGURA 4.11: DISTRIBUIÇÃO GRANULOMÉTRICA DA FULIGEM ANTES E DEPOIS DO PROCEDIMENTO DE AGITAÇÃO PELO TURRAX POR 5 MINUTOS 106
FIGURA 4.12: TESTES DA FULIGEM NO SEDIMENTADOR LAMELADO 108
FIGURA 4.13: SEDIMENTADOR CONVENCIONAL 110
FIGURA 4.14: (A) ROSCA SEM FIM PARA REMOÇÃO DE LODO; (B) RASPADOR PARA REMOÇÃO DE FULIGEM NO FUNDO DO SEDIMENTADOR 110
FIGURA 4.15: FOTOMICROGRAFIAS DA MEMBRANA DE PEI. (A) E (B): VISUALIZAÇÃO (AUMENTO DE 260 VEZES) DOS DIÂMETROS EXTERNO E INTERNO, RESPECTIVAMENTE; (C) POROS DA SUPERFÍCIE EXTERNA DA MEMBRANA (AUMENTO DE 21.000 VEZES). 111
FIGURA 4.16: FULIGEM DECANTADA APÓS 24 HORAS DE PERMEAÇÃO, E MEMBRANAS EM CONTATO COM O SOBRENADANTE (MAIS LÍMPIDO) 124
FIGURA 4.17: MEMBRANAS DE MF: (A) MEMBRANA ASSIM QUE É RETIRADA DO TANQUE COM EFLUENTE; (B) MEMBRANA APÓS LIMPEZA QUÍMICA 127

LISTA DE GRÁFICOS

GRÁFICO 3.1: TESTE DE PROVETA DA FULIGEM 71
GRÁFICO 3.2: TESTE DE PROVETA DA FULIGEM CONSIDERANDO APENAS OS INSTANTES INICIAIS DA SEDIMENTAÇÃO 71
GRÁFICO 4.1: AVALIAÇÃO DO EFEITO DO pH NA TURBIDEZ FINAL PARA SULFATO DE ALUMÍNIO E CLORETO FÉRRICO 94
GRÁFICO 4.2: AVALIAÇÃO DO EFEITO DA CONCENTRAÇÃO NA TURBIDEZ FINAL PARA: SULFATO DE ALUMÍNIO EM pH 7,0; E CLORETO FÉRRICO EM pH 6,0 96
GRÁFICO 4.3: AVALIAÇÃO DO EFEITO DO TEMPO DE FLOCULAÇÃO NA TURBIDEZ FINAL PARA: SULFATO DE ALUMÍNIO EM pH 7,0 E 75 MG/L; E CLORETO FÉRRICO EM pH 6,0 E 500 MG/L 97
GRÁFICO 4.4: AVALIAÇÃO DO EFEITO DA CONCENTRAÇÃO DE POLÍMERO ANIÔNICO COMO AUXILIAR NA TURBIDEZ FINAL PARA: SULFATO DE ALUMÍNIO EM pH 7,0, 75 MG/L E MISTURA LENTA DE 10 MINUTOS; E CLORETO FÉRRICO EM pH 6,0, 500 MG/L E MISTURA LENTA DE 15 MINUTOS 99
GRÁFICO 4.5: AVALIAÇÃO DO EFEITO DA CONCENTRAÇÃO DE POLÍMERO CATIÔNICO COMO AUXILIAR NA TURBIDEZ FINAL PARA: SULFATO DE ALUMÍNIO EM pH 7,0, 75 MG/L E MISTURA LENTA DE 10 MINUTOS; E CLORETO FÉRRICO EM pH 6,0, 500 MG/L E MISTURA LENTA DE 15 MINUTOS 101
GRÁFICO 4.6: AVALIAÇÃO DO EFEITO DA CONCENTRAÇÃO DO POLÍMERO CATIÔNICO COMO COAGULANTES NA TURBIDEZ FINAL; EM SOLUÇÃO ORIGINAL COM pH 7,3 E MISTURA LENTA DE 20 MINUTOS 105
GRÁFICO 4.7: COMPACTAÇÃO DAS MEMBRANAS DO MÓDULO S1 (ΔP = 0,5 BAR) 113
GRÁFICO 4.8: PERMEABILIDADE HIDRÁULICA DAS MEMBRANAS DO MÓDULO S1 (ΔP = 0,5 BAR) 114
GRÁFICO 4.9: FLUXO PERMEADO EM FUNÇÃO DA PRESSÃO, COM VARIAÇÃO DA VAZÃO DE AR E CONCENTRAÇÃO DE FULIGEM CONSTANTE IGUAL A 48 G/L; MF SUBMERSA 115
GRÁFICO 4.10: INFLUÊNCIA DA CONCENTRAÇÃO DA FULIGEM (C_1 = 3,75 G/L; C_2 = 4,31 G/L; E C_3 = 5,4 G/L) NA QUEDA DO FLUXO PERMEADO; ΔP = 0,5 BAR, MF PRESSURIZADA 116
GRÁFICO 4.11: FLUXO PERMEADO EM FUNÇÃO DA PRESSÃO, COM VARIAÇÃO DA CONCENTRAÇÃO DE FULIGEM (C_1 = 3,75 G/L; C_2 = 4,31 G/L; E C_3 = 5,4 G/L); MF PRESSURIZADA 116
GRÁFICO 4.12: DETERMINAÇÃO DA PRESSÃO CRÍTICA DA MF PRESSURIZADA; CONCENTRAÇÃO DE FULIGEM C_3 = 5,4 G/L . 117
GRÁFICO 4.13: COMPORTAMENTO DE FLUXO PERMEADO COM O TEMPO, PARA DIFERENTES CONCENTRAÇÕES DO EFLUENTE; ΔP = 0,5 BAR; SEM AERAÇÃO 118
GRÁFICO 4.14: INFLUÊNCIA DA AERAÇÃO (40 L/MIN) NO FLUXO PERMEADO PARA EFLUENTE COM CONCENTRAÇÃO DE 5 G/L; ΔP = 0,5 BAR 119
GRÁFICO 4.15: INFLUÊNCIA DA AERAÇÃO (40 L/MIN) NO FLUXO PERMEADO PARA EFLUENTE COM CONCENTRAÇÃO DE 15 G/L; ΔP = 0,5 BAR 120
GRÁFICO 4.16: INFLUÊNCIA DA AERAÇÃO (40 L/MIN) NO FLUXO PERMEADO PARA EFLUENTE COM CONCENTRAÇÃO DE 48 G/L; ΔP = 0,5 BAR 120
GRÁFICO 4.17: INFLUÊNCIA DA AERAÇÃO (40 L/MIN) EM DIFERENTES CONCENTRAÇÕES DO EFLUENTE; ΔP = 0,5 BAR 121
GRÁFICO 4.18: INFLUÊNCIA DA VAZÃO DE AR; EFLUENTE COM CONCENTRAÇÃO DE 48 G/L (Q_1=40 L/MIN; ΔP = 0,5 BAR) 122
GRÁFICO 4.19: INFLUÊNCIA DA VAZÃO DE AR; EFLUENTE COM CONCENTRAÇÃO DE 48 G/L (Q_1=4 L/MIN; ΔP = 0,5 BAR) . 123

GRÁFICO 4.20: PONTO DE RETROLAVAGEM; EFLUENTE COM CONCENTRAÇÃO DE 5 G/L (Q_{AR} = 40 L/MIN; ΔP = 0,5 BAR)125
GRÁFICO 4.21: PONTO DE RETROLAVAGEM; EFLUENTE COM CONCENTRAÇÃO DE 15 G/L (Q_{AR} = 40 L/MIN; ΔP = 0,5 BAR) 125
GRÁFICO 4.22: PONTO DE RETROLAVAGEM; EFLUENTE COM CONCENTRAÇÃO DE 48 G/L (Q_{AR} = 40 L/MIN; ΔP = 0,5 BAR) 126
GRÁFICO 4.23: RETROLAVAGEM APLICADA A CADA 15 MINUTOS DE FILTRAÇÃO, COM DURAÇÃO DE 15 SEGUNDOS, PARA CONCENTRAÇÃO DO EFLUENTE IGUAL A 48 G/L (Q_{AR} = 4 L/MIN; ΔP = 0,5 BAR) 126
GRÁFICO 4.24: PERMEABILIDADE HIDRÁULICA PARA CÁLCULO DA RESISTÊNCIA DA MEMBRANA 129
GRÁFICO 4.25: PERMEABILIDADE HIDRÁULICA PARA CÁLCULO DA RESISTÊNCIA POR BLOQUEIO DE POROS 130
GRÁFICO 4.26: PERMEABILIDADE HIDRÁULICA PARA CÁLCULO DA RESISTÊNCIA TOTAL; ΔP = 0,5 BAR 130
GRÁFICO 4.27: VALORES DAS RESISTÊNCIAS AO TRANSPORTE ATRAVÉS DA MEMBRANA 131
GRÁFICO 4.28: INFLUÊNCIA DO COAGULANTE NO EFLUENTE COM CONCENTRAÇÃO DE 40 G/L (Q_0=0 L/MIN; ΔP = 0,5 BAR) 132
GRÁFICO 4.29: INFLUÊNCIA DO COAGULANTE NO EFLUENTE COM CONCENTRAÇÃO DE 40 G/L (Q_1=4 L/MIN; ΔP = 0,5 BAR) 133
GRÁFICO 4.30: INFLUÊNCIA DO COAGULANTE NO EFLUENTE COM CONCENTRAÇÃO DE 40 G/L (Q_2=2 L/MIN; ΔP = 0,5 BAR) 133
GRÁFICO 4.31: INFLUÊNCIA DO COAGULANTE NO EFLUENTE COM CONCENTRAÇÃO DE 40 G/L (Q_3=1 L/MIN; ΔP = 0,5 BAR) 134

LISTA DE TABELAS

TABELA 2.1: OFERTA INTERNA DE ENERGIA POR FONTES RENOVÁVEIS E NÃO-RENOVÁVEIS (BALANÇO ENERGÉTICO NACIONAL, 2010) 9
TABELA 2.2: CAPACIDADE INSTALADA NA MATRIZ DE ENERGIA ELÉTRICA BRASILEIRA (ANEEL, 2011) 30
TABELA 3.1: DADOS IMPORTANTES PARA REALIZAÇÃO DOS TESTES DE COAGULAÇÃO E FLOCULAÇÃO 68
TABELA 3.2: FUNCIONAMENTO DAS OPERAÇÕES DO SISTEMA DE MICROFILTRAÇÃO 79
TABELA 3.3: COMPONENTES DO SISTEMA DE MICROFILTRAÇÃO SUBMERSA 79
TABELA 3.4: COMPONENTES DO SISTEMA DE MICROFILTRAÇÃO PRESSURIZADA 82
TABELA 4.1: CÁLCULO DOS SÓLIDOS SUSPENSOS TOTAIS (SST) DA AMOSTRA DE FULIGEM 90
TABELA 4.2: VALORES ESTABELECIDOS PARA OS JAR-TESTS 93
TABELA 4.3: AVALIAÇÃO DO EFEITO DA CONCENTRAÇÃO DOS POLÍMEROS ANIÔNICO E CATIÔNICO COMO COAGULANTES NA TURBIDEZ FINAL; EM SOLUÇÃO ORIGINAL COM PH 7,3 E MISTURA LENTA DE 20 MINUTOS 102
TABELA 4.4: CONCENTRAÇÕES DAS CORRENTES NA SEDIMENTAÇÃO LAMELADA 107
TABELA 4.5: CONCENTRAÇÕES DE SÓLIDOS NO SOBRENADANTE PARA DIFERENTES VALORES DE AERAÇÃO; Q1 = 4 L/MIN (SEM COAGULANTE) 123
TABELA 4.6: CONCENTRAÇÕES DE SÓLIDOS NO SOBRENADANTE PARA DIFERENTES VALORES DE AERAÇÃO (COM COAGULANTE) 135

LISTA DE SIGLAS

ANEEL	Agência Nacional de Energia Elétrica
ANFAVEA	Associação Nacional dos Fabricantes de Veículos Automotores
ANP	Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis
ATR	Açúcar Total Recuperável
BEN	Balanço Energético Nacional
CENAL	Comissão Executiva Nacional do Álcool
CETESB	Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental
CG	Coagulação
CNAL	Conselho Nacional do Álcool
COGEN	Associação da Indústria de Cogeração de Energia
D	Diálise
EPE	Empresa de Pesquisa Energética
FC	Floculação
IBGE	Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística
MAPA	Ministério da Agricultura, Pecuária e Abastecimento
MCT	Ministério da Ciência e Tecnologia
MF	Microfiltração
MME	Ministério de Minas e Energia
Mtep	Milhões de Toneladas Equivalentes de Petróleo
NF	Nanofiltração
OI	Osmose Inversa
PDEE 2019	Plano Decenal de Expansão de Energia 2019
PRÓALCOOL	Programa Nacional do Álcool
PSM	Processos de Separação por Membranas
PG	Permeação de Gases
PV	Pervaporação
SIN	Sistema Interligado Nacional
UF	Ultrafiltração
UNICA	União da Indústria de Cana-de-açúcar

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO E OBJETIVOS: 1

2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA: 5

2.1. Modelo do Setor Energético Brasileiro: 5

2.1.1. Introdução ao Modelo do Setor Energético Brasileiro: 5

2.1.2. Diversificação da Matriz Energética Brasileira: 8

2.2. O Processo Produtivo em uma Indústria do Setor Sucroalcooleiro e a Cogeração de Energia: 11

2.2.1. A Cana-de-açúcar e o Setor Sucroalcooeiro: 11

2.2.2. Processo Produtivo em uma Usina de Cana-de-açúcar: 19

2.2.3. Cogeração de Energia no Setor Sucro-alcooleiro: 26

2.3. Processo Proposto para Solução do Problema: 31

2.3.1. Introdução ao Processo Proposto: 31

2.3.2. Coagulação / Floculação: 32

2.3.2.1. Coagulação: 33

2.3.2.2. Floculação: 35

2.3.2.3. Coagulantes e Floculantes: 36

2.3.3. Sedimentação: 37

2.3.4. Processos de Separação com Membranas (PSM): 47

2.3.4.1. Aspectos Gerais dos PSM: 47

2.3.4.2. Módulos de Membranas: 51

2.3.5. Microfiltração: 53

2.3.5.1. Retrolavagem: 54

2.3.5.2. Limpeza Química: 55

2.3.5.3. Condições de Operação: 55

2.3.5.4. Modelo das Resistências: 57

2.3.5.5. Aplicações: 58

2.3.5.6. Pré-tratamentos para Microfiltração: 59

3. MATERIAS E MÉTODOS: 63

3.1. Caracterização do Efluente: 63

3.1.1. Determinação de Sólidos em Suspensão Totais (SST): 63

3.1.2. Determinação do pH do Efluente: 64

3.1.3. Distribuição Granulométrica da Fuligem: 64

3.2. Teste Preliminar para Definição da Rota de Estudo: 65

3.3. Sistema de Coagulação / Floculação: 65

3.3.1. Metodologia: 65

3.3.2. Coagulantes Utilizados: 67

3.3.3. Adição de Polímeros Iônicos (Polieletrólitos): 68

3.3.4. Considerações e Variáveis: 68
3.4. Sistema de Sedimentação: 69
3.4.1. Projeto do Sistema de Sedimentação: 70
3.5. Sistema de Microfiltração: 78
3.5.1. Metodologia para MF Submersa: 78
3.5.2. Metodologia para MF Pressurizada: 81
3.5.3. Caracterização das Membranas de MF: 83
3.5.3.1. MEV: 83
3.5.3.2. Permeabilidade Hidráulica: 84
3.5.4. Testes Realizados: 85
3.5.4.1. EFEITO DA CONCENTRAÇÃO DE FULIGEM: 85
3.5.4.2. Efeito da Aeração: 85
3.5.4.3. Efeito da Variação da Vazão de Ar: 85
3.5.4.4. Efeito da Recuperação por Retrolavagem: 86
3.5.4.5. Efeito da Recuperação por Limpeza Química: 86
3.5.4.6. Determinação da Concentração e Pressão Críticas: 86
3.5.4.7. Resistência ao Transporte Através da Membrana: 86
3.6. Sistema Acoplado Coagulação / Floculação / Microfiltração: 88
3.6.1. Metodologia para o Sistema Acoplado: 88
4. RESULTADOS E DISCUSSÕES: 90
4.1. Caracterização do Efluente: 90
4.1.1. Determinação de Sólidos em Suspensão Totais (SST): 90
4.1.2. Determinação do pH Original do Efluente: 91
4.1.3. Distribuição Granulométrica da Fuligem: 91
4.2. Teste Preliminar para Definição da Rota de Estudo: 92
4.3. Coagulação / Floculação: 93
4.3.1. Avaliação do pH na Remoção da Turbidez: 93
4.3.2. Avaliação da Concentração dos Coagulantes: 95
4.3.3. Avaliação do Tempo de Floculação: 96
4.3.4. Polímeros como Auxiliares da Coagulação/Floculação: 98
4.3.4.1. Polímeros Aniônicos: 98
4.3.4.2. Polímeros Catiônicos: 100
4.3.5. Polímeros Aniônicos e Catiônicos como Coagulantes/ Floculantes: 101
4.4. Sedimentação: 107
4.4.1. Testes Com Sedimentador Lamelado: 107
4.4.2. Testes com Sedimentador Convencional: 109
4.5. Microfiltração: 111
4.5.1. Caracterização das Membranas de MF: 111
4.5.1.1. MEV: 111
4.5.1.2. Permeabilidade Hidráulica: 112

4.5.2. Testes Realizados: 114
4.5.2.1. Determinação das Condições Críticas e Concentração Limite: 114
4.5.2.2. Efeito da Concentração: 118
4.5.2.3. Efeito da Aeração: 119
4.5.2.4. Efeito da Variação da Vazão de ar: 121
4.5.2.5. Efeito da Recuperação por Retrolavagem: 124
4.5.2.6. Efeito da Recuperação por Limpeza Química: 127
4.5.2.7. Resistência ao Transporte Através da Membrana: 128
4.6. Processo Combinado Coagulação / Floculação e Microfiltração: 131

5. CONCLUSÕES: 136

6. SUGESTÕES: 139

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS: 140

APÊNDICES 149

1. INTRODUÇÃO E OBJETIVOS:

Com a crescente escassez de recursos hídricos, a prática de reúso tem sido crescente, principalmente pelas indústrias que consomem grandes volumes de água. A agroindústria da cana-de-açúcar é um setor que demanda grande quantidade de água em diferentes etapas do processo, como por exemplo: lavagem da cana, embebição, lavadores de gases, condensadores, etc. Além disso, existe um grande incentivo na ampliação de parques industriais para atender aos programas de cogeração de energia. Nesse sentido, surge o problema dos efluentes gerados por esse setor, sendo necessário dar atenção aos seus tratamentos.

Segundo a COGEN (Associação da Indústria de Cogeração de Energia), “Cogeração é a produção simultânea e de forma sequenciada, de duas ou mais formas de energia a partir de um único combustível. O processo mais comum é a produção de eletricidade e energia térmica (calor ou frio) a partir do uso de gás natural e/ou biomassa, entre outros.”

Segundo o Balanço Energético Nacional (2010), desenvolvido pela EPE (Empresa de Pesquisa Energética), o contínuo crescimento da demanda por etanol contribuiu para que a participação das fontes renováveis na matriz energética brasileira atingisse 47,3% do total de 2009, onde 18,1% são de produtos da cana-de-açúcar.

A cogeração de energia, nas usinas de cana-de-açúcar, ocorre através da queima do bagaço da cana nas caldeiras para geração de vapor. Porém, esse processo emite cinzas e gases que poluem a atmosfera. Uma alternativa para conter a emissão dos poluentes é a lavagem desses gases, para que sejam removidas as partículas sólidas finamente divididas que são arrastadas. Os lavadores de gases, além de aumentar o consumo de água nas usinas, geram um grande volume de efluente que necessita de um processo de tratamento.

O grande desafio desse setor é aumentar a produção de forma sustentável e, com o reaproveitamento de seus rejeitos, minimizar os impactos sobre o meio ambiente.

Nesse contexto, o estudo sobre o reuso da água proveniente de lavadores de gases das caldeiras mostra-se extremamente importante. Sua aplicação pode reduzir os custos das usinas, além de trazer grande vantagem ambiental.

Atualmente, a solução apresentada pelas usinas de menor porte é a criação de enormes lagoas de sedimentação (Figura 1.1 e Figura 1.2), onde o sedimentado é descartado na lavoura. Algumas usinas utilizam sedimentadores e filtros a vácuo, que possuem alto custo. Em ambas as situações a corrente clarificada é descartada em rios com um teor considerável de finos, representando impacto ambiental e é motivo de fiscalização pelos órgãos ambientais.

Figura 1.1: Lagoa de sedimentação do efluente gerado na usina "Irmãos Malosso", em Itápolis-SP

Figura 1.2: Fotos da lagoa de sedimentação da usina "Irmãos Malosso", em Itápolis-SP

O objetivo dessa dissertação é desenvolver um processo para tratar o efluente da indústria sucroalcooleira, visando à redução de seu volume lançado no solo, e possibilitar o reúso de água. A solução proposta consiste em acoplar os processos convencionais de coagulação, floculação e sedimentação ao processo de microfiltração. Os processos terão seus resultados analisados separadamente e, posteriormente, de forma combinada.

Nesse contexto, serão avaliados coagulantes convencionais, associados ou não a polímeros, e suas melhores condições de pH e dosagem. Na sedimentração, o projeto do sedimentador será testado em escala piloto. E, na microfiltração, serão estudados os efeitos causados no aumento do fluxo permeado com a presença de coagulantes.

Para o desenvolvimento do trabalho, os testes foram realizados com amostras do efluente de uma usina localizada na cidade de Itápolis, interior do estado de São Paulo, a "Destilaria Irmãos Malosso".

A dissertação foi redigida em cinco capítulos. O Capítulo 1 visa apresentar os objetivos desse trabalho, citando as principais motivações para a realização do mesmo.

O segundo capítulo apresenta a contextualização do problema e desenvolve os fundamentos teóricos que dão base à formação do processo proposto no estudo. A evolução e o panorama geral do setor são apresentados com o objetivo de enfatizar a necessidade do crescimento sustentável do setor,

especialmente mitigando os impactos ambientais. Serão apresentados os seguintes temas: i) A matriz energética brasileira, com destaque para o setor sucroalcooleiro e sua cogeração de energia; ii) As leis ambientais e as soluções existentes atualmente para o tratamento dos resíduos da indústria da cana-de-açúcar; iii) Conceitos de cada processo envolvido no tratamento proposto pelo estudo, incluindo alguns trabalhos na área.

O Capítulo 3 trata da descrição dos equipamentos e aparatos experimentais utilizados em cada sistema montado. Além disso, apresenta detalhadamente as metodologias utilizadas nos processos: i) Coagulação e Floculação; ii) Sedimentação; iii) Microfiltração.

O quarto capítulo apresenta a análise dos resultados obtidos nos experimentos realizados em cada processo apresentado.

O último capítulo trata das principais conclusões obtidas no processo proposto, apresentando sugestões e/ou mudanças para o aumento da eficiência do sistema e sua aplicação em campo.

2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA:

2.1. Modelo do Setor Energético Brasileiro:

Esse tópico tem por objetivo apresentar, de forma resumida, o modelo do setor energético brasileiro. São ilustradas, em linhas cronológicas, as mudanças de comportamentos na matriz energética brasileira até os dias atuais.

2.1.1. Introdução ao Modelo do Setor Energético Brasileiro:

Nas últimas décadas, mudanças significativas têm ocorrido no setor energético e no setor de combustíveis líquidos para frota leve em todo o mundo. Essas alterações são associadas a políticas de combustíveis que influenciaram fortemente essas mudanças.

Até a década de 60, a gasolina era o combustível dominante de uso veicular. A primeira alteração ocorreu na década de 70, com o primeiro choque do petróleo. Os rápidos aumentos dos preços do petróleo foram repassados para a gasolina, subsidiando o consumo do diesel. Consequentemente, houve um aumento nas vendas de veículos a diesel.

Nesse contexto, desenvolvido com o objetivo de reduzir a dependência externa brasileira ao petróleo e amenizar os efeitos do choque na economia, foi lançado o Proálcool (Programa Nacional do Álcool). Inicialmente, o programa visava aumentar o uso de etanol anidro misturado à gasolina. Somente em 1978 surgiram os primeiros carros movidos exclusivamente a álcool (BIODIESELBR).

Em 1979/1980, com um novo pico histórico no valor do petróleo, deu-se início a segunda fase do Proálcool (1980 – 1986), que viabilizou a entrada de veículos movidos a etanol hidratado no mercado. Nessa fase são criados o Conselho Nacional do Álcool – CNAL - e a Comissão Executiva Nacional do Álcool – CENAL. A produção de carros a álcool no país foi de menos de 1%, em 1979, a

76%, em 1986. A partir dessa data, a oferta de álcool não acompanhou o crescimento exacerbado da demanda.

No final de 1985, com a queda no preço do petróleo, o álcool começou a perder a competitividade, freando o crescimento de sua produção interna. Por outro lado, houve um aumento da demanda do álcool, já que o preço se manteve atrativo em relação à gasolina, além dos menores impostos para os veículos a álcool. Esse aumento da demanda e diminuição da oferta gerou uma crise de abastecimento em 1989/1990. Essa crise afetou a credibilidade do Proálcool, que provocou, nos anos seguintes, uma diminuição da demanda de álcool e, consequentemente, da venda de veículos que utilizam esse combustível. Além disso, a indústria automobilística passou a optar pela fabricação de modelos e motores padronizados mundialmente (na versão à gasolina), e a introduzir incentivos para o “carro popular”, também à gasolina. Esses fatores diminuíram ainda mais a demanda de álcool nos anos 90. Com isso, a gasolina rapidamente ganhou espaço. Essa crise só foi superada com a criação da mistura MEG (60% de etanol hidratado, 34% de metanol e 6% de gasolina), que substituía o álcool hidratado, sem perda no desempenho.

No final da década de 90, o excedente temporário de Gás Natural, foi um grande incentivo ao Gás Natural Veicular, em substituição ao álcool hidratado e à gasolina. Isso levou a uma forte expansão da frota de carros convertidas para gás (SOUZA e MACEDO, 2010).

Em 2003, com a chegada dos veículos *flex fuel*, o etanol hidratado volta a ser uma opção para o consumo interno. Nesse caso, o consumidor escolhe o combustível com o qual quer abastecer: álcool, gasolina, ou a mistura de ambos. Atualmente, essa opção já é oferecida para quase todas as marcas e modelos de automóveis. Segundo dados da ANFAVEA (Anuário da Indústria Automobilística Brasileira, 2010), entre 2003 e 2009 foram comercializados mais de 9,6 milhões de carros *flex* (Figura 2.1). Atualmente, eles são responsáveis por mais de 92% dos veículos comercializados do país.

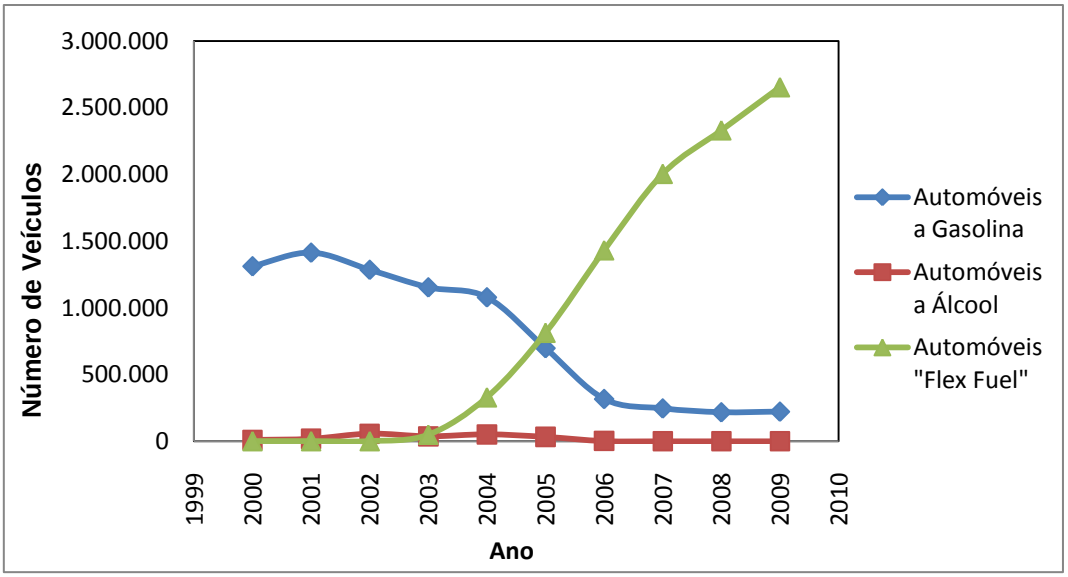


Figura 2.1: Licenciamento de automóveis e comerciais leves por tipo de combustível (Anuário da Indústria Automobilística Brasileira, 2010)

A Figura 2.2 mostra a evolução dos combustíveis com o tempo, ilustrando todo o histórico citado acima.

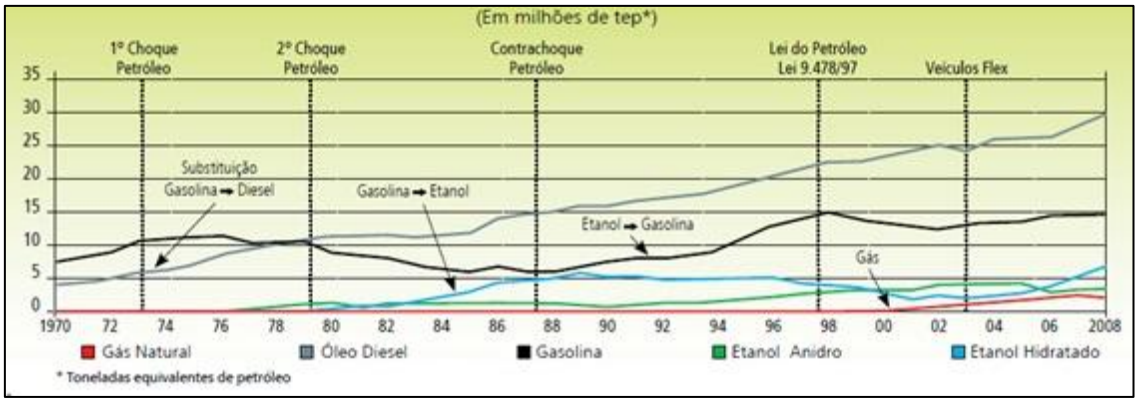


Figura 2.2: Evolução cronológica dos tipos de combustíveis (SOUZA e MACEDO, 2010)

Com o crescimento da frota *flex fuel* e um programa para manter a competitividade entre os preços do álcool e da gasolina, a venda de etanol hidratado aumentou substancialmente nos últimos cinco anos. De acordo com dados da ANP, a Figura 2.3 ilustra o consumo dos combustíveis nesses últimos anos.

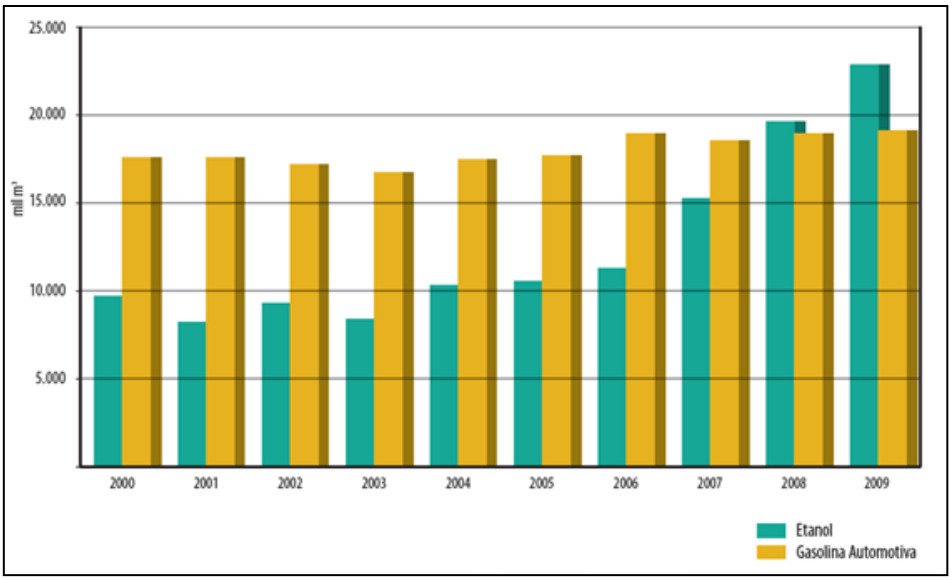


Figura 2.3: Vendas de etanol e gasolina automotiva no Brasil(Anuário Estatístico Brasileiro do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis, 2010)

Em síntese, com base nas últimas décadas, o mercado de combustíveis e energia tem se mostrado bastante instável. Com isso, é de extrema importância que se defina uma matriz energética consistente e duradoura, que possa gerar um clima de estabilidade para os investidores, e que proporcione segurança aos consumidores.

2.1.2. Diversificação da Matriz Energética Brasileira:

No Brasil a tendência é por uma Matriz Energética mais limpa, com a inserção de biocombustíveis que traz benefícios de natureza social, ambiental e econômica (SOUZA e MACEDO, 2010).

Segundo o Balanço Energético Nacional 2010 (ano base 2009), a matriz energética brasileira apresentou uma maior proporção na oferta interna de energia por fonte renovável desde 1992, atingindo 47,3%, um aumento de 1,4% em relação ao ano anterior (Tabela 2.1).

Tabela 2.1: Oferta interna de energia por fontes renováveis e não-renováveis (Balanço Energético Nacional, 2010)

Ano	**2008**	**2009**
Oferta total (Mtep)	**252,6**	**243,9**
Não-renováveis	**54,1%**	**52,7%**
Petróleo e derivados	36,6%	37,9%
Gás Natural	10,3%	8,7%
Carvão Mineral e derivados	5,8%	4,7%
Urânio (U_3O_8) e derivados	1,5%	1,4%
Renováveis	**45,9%**	**47,3%**
Energia Hidráulica e Eletricidade	14,0%	15,2%
Lenha e Carvão Vegetal	11,6%	10,1%
Produtos da cana-de-açúcar	17,0%	18,2%
Outros renováveis	3,4%	3,8%

A Figura 2.4 ilustra a fatia ocupada pelas principais fontes na matriz energética nacional. Pode ser observado que os produtos da cana-de-açúcar ocupam a segunda posição, responsável por 18,2% da oferta de energia nacional. Já em nível mundial, temos a Biomassa ocupando 10,5% dessa fatia (Figura 2.5).

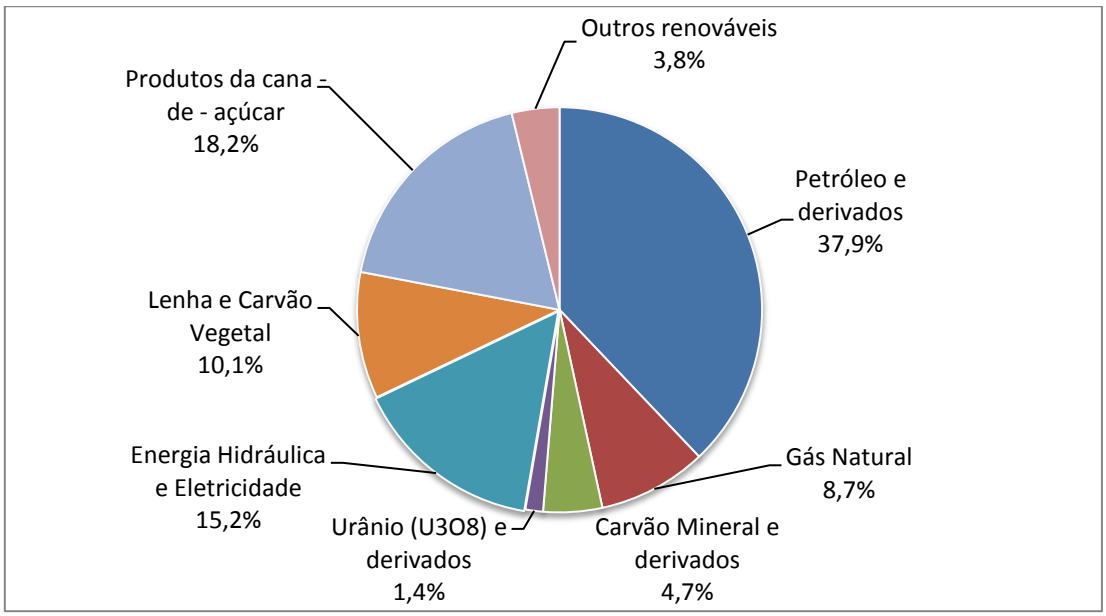


Figura 2.4: Oferta de energia interna por fonte no Brasil (Balanço Energético Nacional, 2010)

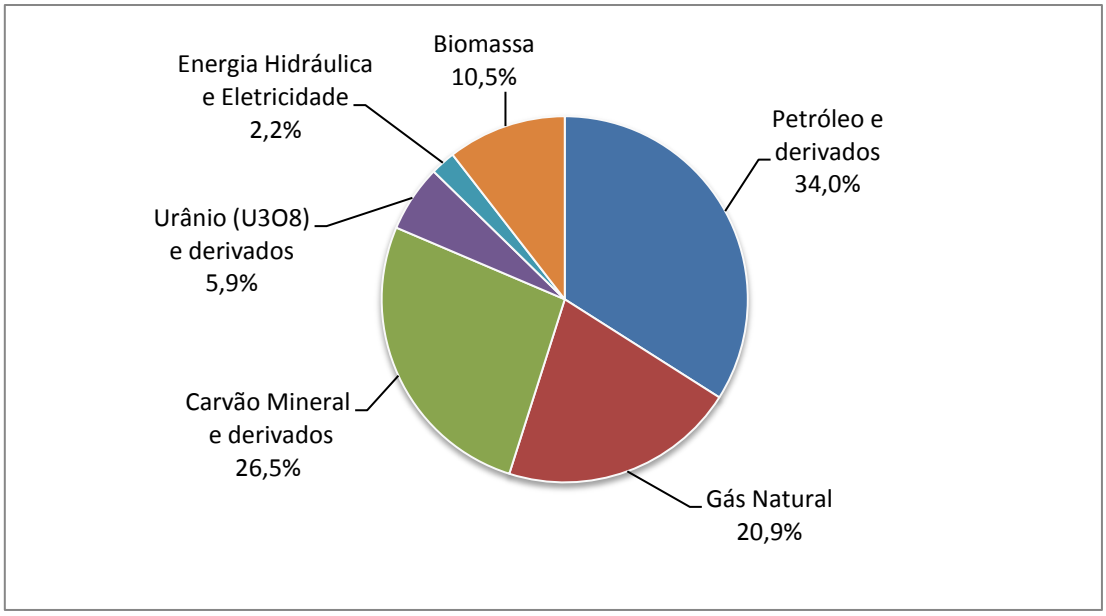


Figura 2.5: Oferta de energia por fonte no mundo; dados referentes ao ano de 2007 (Balanço Energético Nacional, 2010)

Em termos de oferta interna de energia elétrica, pode-se observar que o Brasil apresenta uma matriz de geração predominantemente renovável, onde a energia hidráulica predomina com 76,9%, e a biomassa possui 5,4% (Figura 2.6).

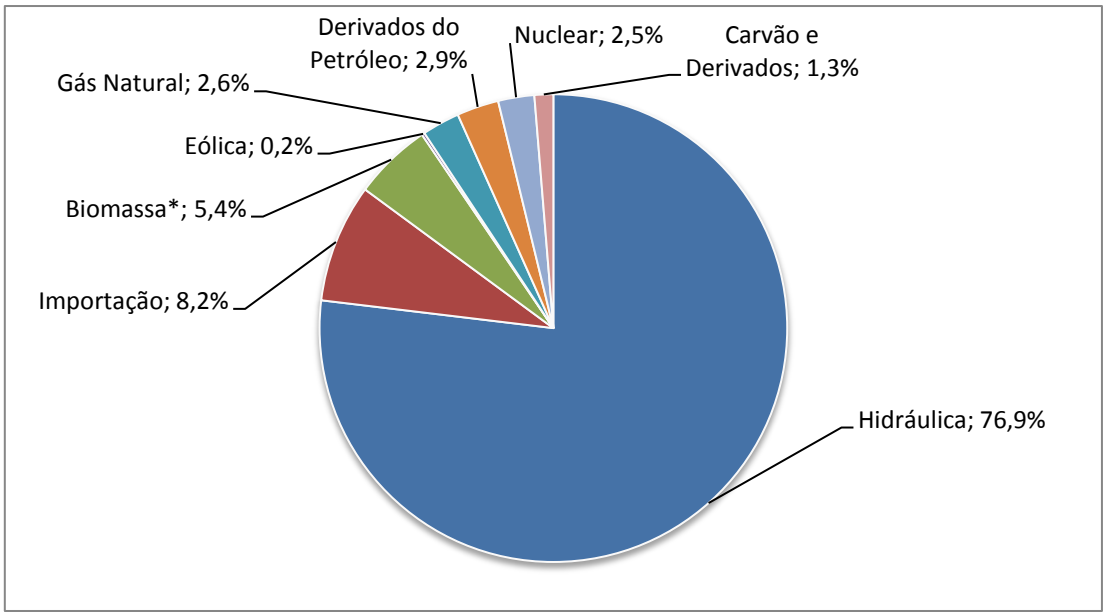


Figura 2.6: Oferta de energia elétrica por fonte no Brasil; dados referentes ao ano de 2007; *Biomassa inclui: lenha, bagaço de cana, lixívia e outros (Balanço Energético Nacional, 2010)

No ano de 2009, a indústria da cana-de-açúcar teve os seguintes números: a produção de caldo de cana foi de 172,7 milhões de toneladas (queda de 4,9% em relação ao ano anterior) e a de melaço foi de 16,3 milhões de toneladas (alta de 2,6% em relação a 2008), ambos processados nas destilarias para produção de álcool etílico.

A geração de bagaço de cana atingiu 148 milhões de toneladas (2,5% a mais que o ano anterior), onde mais de 12,5 milhões foram para geração de energia elétrica. O restante foi para o setor energético, 59 milhões de toneladas, e para as indústrias de alimentos e bebidas, 76 milhões de toneladas, e papel e celulose, 180 mil toneladas (Balanço Energético Nacional, 2010).

Esses números ilustram o crescimento desse setor, mostrando sua grande importância na matriz energética brasileira.

2.2. O Processo Produtivo em uma Indústria do Setor Sucroalcooleiro e a Cogeração de Energia:

Esse tópico tem como objetivo apresentar um histórico sobre a cana-de-açúcar e suas características. Além disso, será ilustrado o processo de cogeração de energia em uma usina de cana-de-açúcar tradicional. Para isso, se faz necessária uma breve descrição do processo produtivo de álcool e açúcar como um todo, para a compreensão das variáveis do processo.

2.2.1. A Cana-de-açúcar e o Setor Sucroalcooeiro:

A cana-de-açúcar (Figura 2.7) é originária da Índia, sudeste da Ásia. No século XII, o açúcar chega à Europa. Importantes regiões produtoras surgiram nos séculos seguintes, especialmente no Extremo Oriente (COPERSUCAR).

Figura 2.7: Cana-de-açúcar

O interesse pela especiaria foi crescente depois do século 15, quando novas bebidas, como o café, o chá e o chocolate eram adoçados com açúcar. Portugal e Espanha, através das grandes navegações, deram início à disseminação da cana-de-açúcar no Novo Mundo, mais precisamente na segunda viagem de Cristóvão Colombo, em 1493 (KAWABATA, 2008; COPERSUCAR).

O primeiro engenho para produzir açúcar no Brasil foi fundado na Capitania de São Vicente, próximo à cidade de Santos, no estado de São Paulo por Martim Afonso de Souza, em 1532. Posteriormente, novas pequenas plantações de cana foram introduzidas em várias regiões do litoral brasileiro, passando o açúcar a ser produzido nos Estados do Rio de Janeiro, Bahia, Espírito Santo, Sergipe e Alagoas. Nessa época, na Europa, o açúcar era um produto de tal maneira cobiçado que foi apelidado de “ouro branco”, tal era a riqueza que gerava.

Em meados do século XVII, o Brasil tornou-se o maior produtor de cana-de-açúcar do mundo, na época destinado ao abastecimento da Europa, num ciclo que durou 150 anos.

A cultura da cana-de-açúcar é semi-perene. O manejo dessa cultura envolve um tempo de, aproximadamente, 4 a 5 anos. Ou seja, a cana pode ser colhida, sem a necessidade de replantio, por quatro a cinco safras anuais consecutivas.

Desse modo, aproveita-se a rebrota da cana durante esse período pós plantio. Após esse período, é feita uma alternância por outro tipo de cultura, pelo período de uma safra, voltando-se a plantar cana em seguida (COPERSUCAR; Balanço Nacional da Cana-de-Açúcar e Agroenergia, 2007; KAWABATA, 2008; ARBEX, 2001).

Segundo dados do Anuário Estatístico da Agroenergia de 2009, desenvolvido pelo MAPA (Ministério da Agricultura, Pecuária e Abastecimento), o Brasil, no ano de 2007, foi o maior produtor mundial de cana-de-açúcar, seguido de Índia e China. Nesse ano, a produção mundial de cana-de-açúcar totalizou, aproximadamente, 1,56 bilhão de toneladas (Figura 2.8). O Brasil representa quase 33% dessa produção, seguido da Índia (22,8%), da China (6,8%), da Tailândia (4,1%) e do México (3,2%).

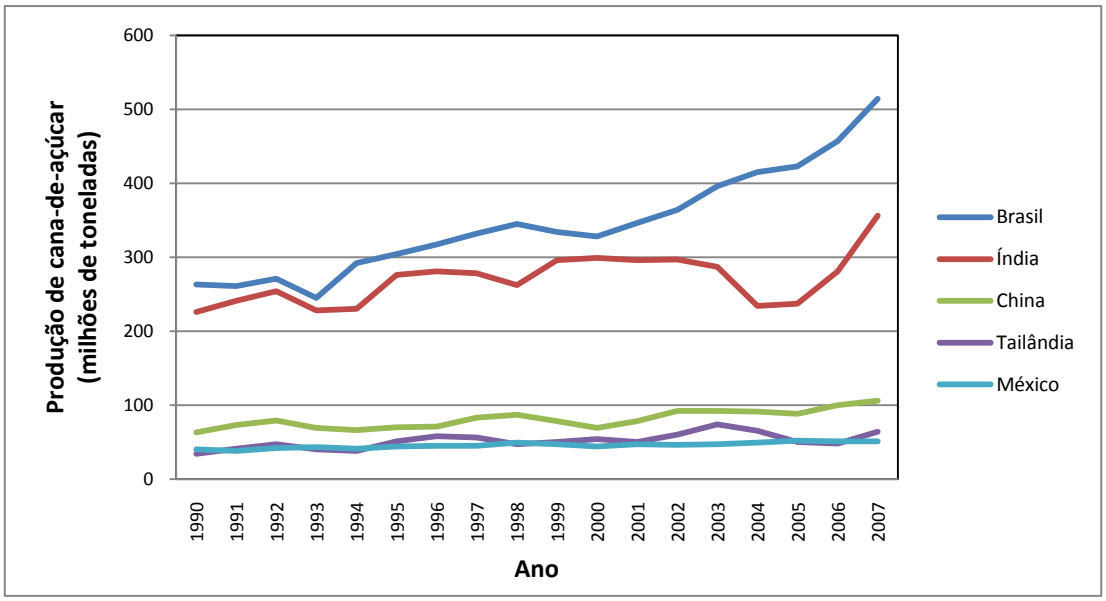


Figura 2.8: Produção mundial de cana-de-açúcar por país (Anuário Estatístico da Agroenergia, 2009)

A produção de cana-de-açúcar, em 2009, foi de 689,89 milhões de toneladas de cana-de-açúcar (Figura 2.9). Segundo a projeção do MAPA para 2020, a produção de cana deve atingir 893 milhões de toneladas.

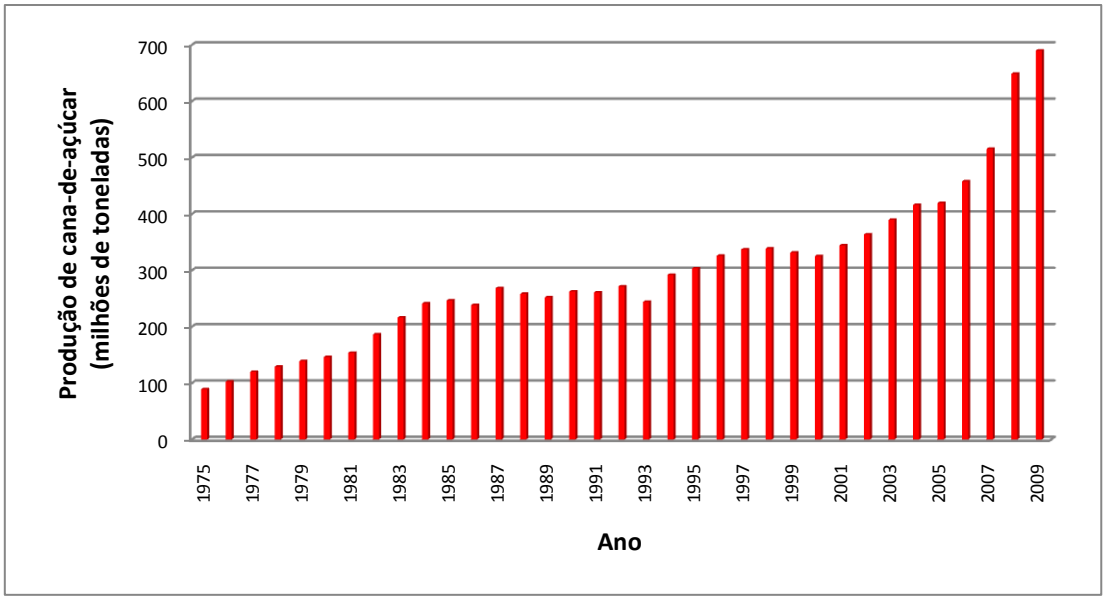


Figura 2.9: Produção de cana-de-açúcar no Brasil (Anuário Estatístico da Agroenergia, 2009)

Segundo o Levantamento Sistemático da Produção Agrícola do IBGE de 2009, a área colhida de cana-de-açúcar foi de 8,6 milhões de hectares, ou seja, aproximadamente, 14% da área agrícola cultivada no Brasil. Isso representa um rendimento médio de 80,2 ton/ha. (Figura 2.10).

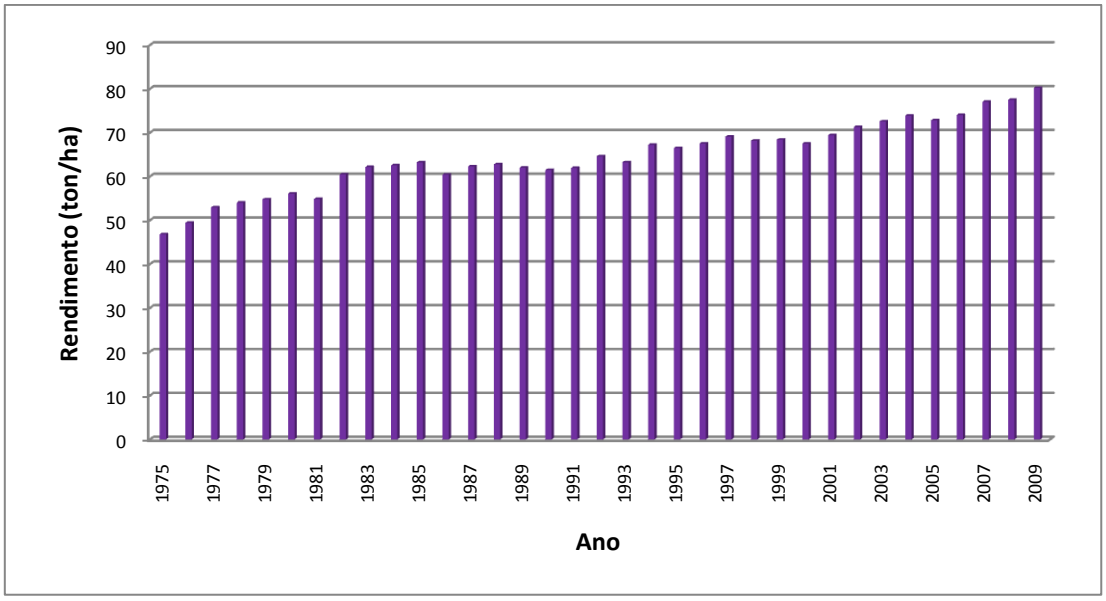


Figura 2.10: Rendimento médio de cana-de-açúcar no Brasil (Anuário Estatístico da Agroenergia, 2009)

O clima ideal para a produção da cana-de-açúcar deve possuir duas estações distintas: uma estação quente e úmida, que possibilite germinação,

perfilhamento e desenvolvimento vegetativo; e outra estação fria e seca, capaz de promover a maturação - acúmulo de sacarose (RAMOS, 2006).

O Brasil é o único país do mundo que possui duas épocas de colheita de cana. A produção se concentra nas regiões Centro-Sul e Norte-Nordeste. A safra no Centro-Sul dura de abril a novembro, enquanto que no Norte-Nordeste é de setembro a março do ano seguinte. Os meses da entressafra são utilizados para a realização de procedimentos de manutenção das usinas.

Atualmente, quase todos os estados brasileiros produzem cana, mas o maior estado produtor ainda é São Paulo; 66% da área de cana plantada da região centro-sul está no estado de São Paulo, conforme ilustrado na Figura 2.11.

Figura 2.11: Área de cana plantada na região centro-sul; safra de 2009 (CANASAT)

Segundo dados de abril de 2010 do MAPA, a região centro-sul representa 90% da produção de cana brasileira (safra 09/10) e o nordeste 10%. Só o estado de São Paulo é responsável por 60%.

A cana-de-açúcar é reconhecida por sua múltipla utilização, podendo ser empregada como matéria prima para a fabricação de açúcar, álcool, melado, aguardente, bagaço hidrolisado (para alimentação animal), eletricidade excedente para comercialização, entre outros. No Brasil, os principais produtos

dessa indústria são o açúcar; o álcool anidro, utilizado como combustível adicionado à gasolina; e o álcool hidratado, que atende à parcela de carros movidos exclusivamente a álcool (Balanço Nacional da Cana-de-Açúcar e Agroenergia, 2007; LEME, 2005).

O setor sucroalcooleiro contribui para a sustentabilidade do planeta e para a luta contra o aquecimento global em função do balanço favorável a fixação de carbono. Isso é decorrente de dois fatores: a produção de etanol, obtido do caldo da cana; e a bioeletricidade, obtida na queima da biomassa formada pelo bagaço (resíduo fibroso gerado após a extração do caldo) e da palha (pontas e folhas) da cana (UNICA).

De acordo com o MAPA, o rendimento de açúcar equivale a 138 kg por tonelada de cana. O rendimento de álcool, 82 litros por tonelada de cana.

Segundo o Balanço Energético Nacional de 2010, a safra de 2008/2009 teve 39% do ATR (açúcar total recuperável) destinado à produção de açúcar e 61% destinado à produção de álcool, dos quais 36% foi destinado ao álcool anidro e 64% ao álcool hidratado. A Figura 2.12 mostra o aumento do ATR destinado à produção do álcool em detrimento ao destinado à produção de açúcar.

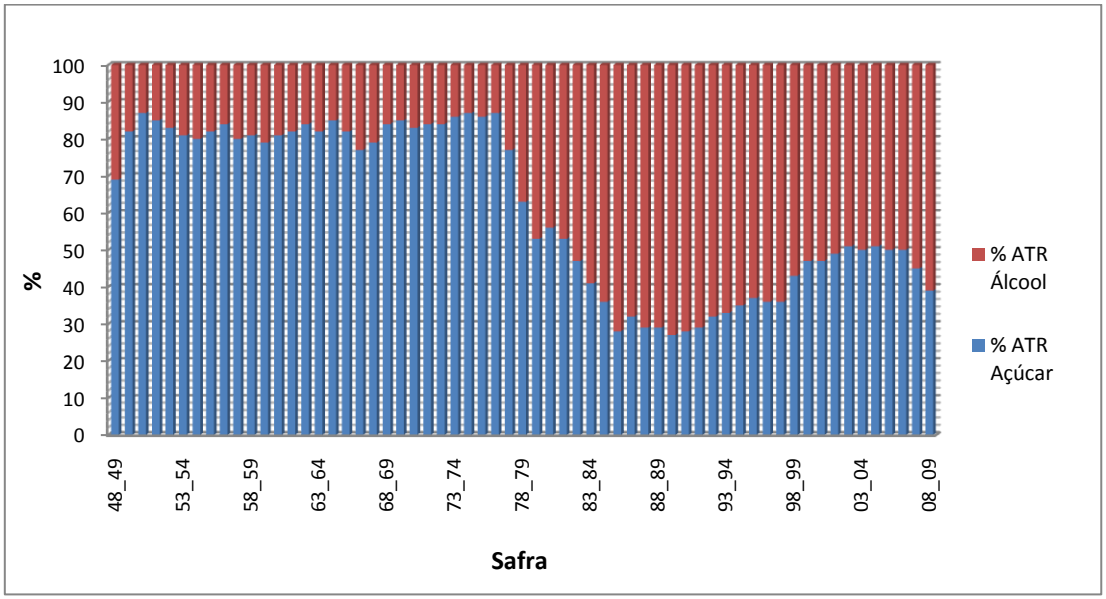


Figura 2.12: Porcentagem de distribuição Açúcar Total Recuperável (Anuário Estatístico da Agroenergia, 2009)

Na safra 2008/2009, segundo o MAPA, a produção de açúcar foi de, aproximadamente, 31,5 milhões de toneladas. Essa produção se divide entre as regiões da seguinte forma: Norte-Nordeste responsável por 13,65%; e Centro-Sul com 83,35%. Até 01/04/2010, a safra 2009/2010 já havia atingido a casa dos 33 milhões de toneladas. A Figura 2.13 mostra a importância da região centro-sul na produção total brasileira de açúcar.

Segundo as Projeções do Agronegócio (2010) feitas pelo MAPA, em 2020, a produção de açúcar deve atingir 46,7 milhões de toneladas, o consumo deve alcançar a casa dos 15,12 milhões de toneladas e a exportação, 32 milhões de toneladas.

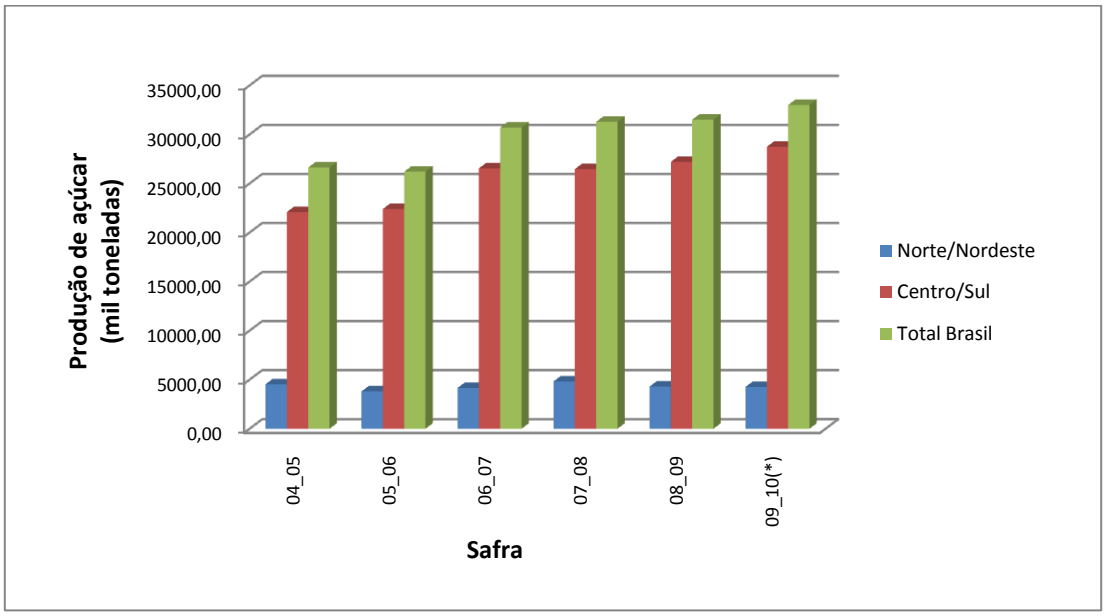


Figura 2.13: Produção de açúcar por região de plantio de cana (Anuário Estatístico da Agroenergia, 2009); (*) posição em 01/04/2010

Já a produção de álcool (safra 2008/2009) foi de, aproximadamente 27,68 bilhões de litros. Essa produção se divide entre as regiões da seguinte forma: Norte-Nordeste, responsável por 8,71% %; e Centro-Sul com 91,29%. Até abril de 2010, a safra (2009/2010) já havia atingido a casa dos 25,7 bilhões de litros. A Figura 2.14 mostra a importância da região centro-sul na produção total brasileira de álcool.

Segundo as Projeções do Agronegócio (2010) feitas pelo MAPA, em 2020, a produção de etanol deve atingir 62,91 bilhões de litros, dos quais o consumo interno de etanol deve alcançar 47,79 bilhões de litros e a exportação, 15,12 bilhões de litros.

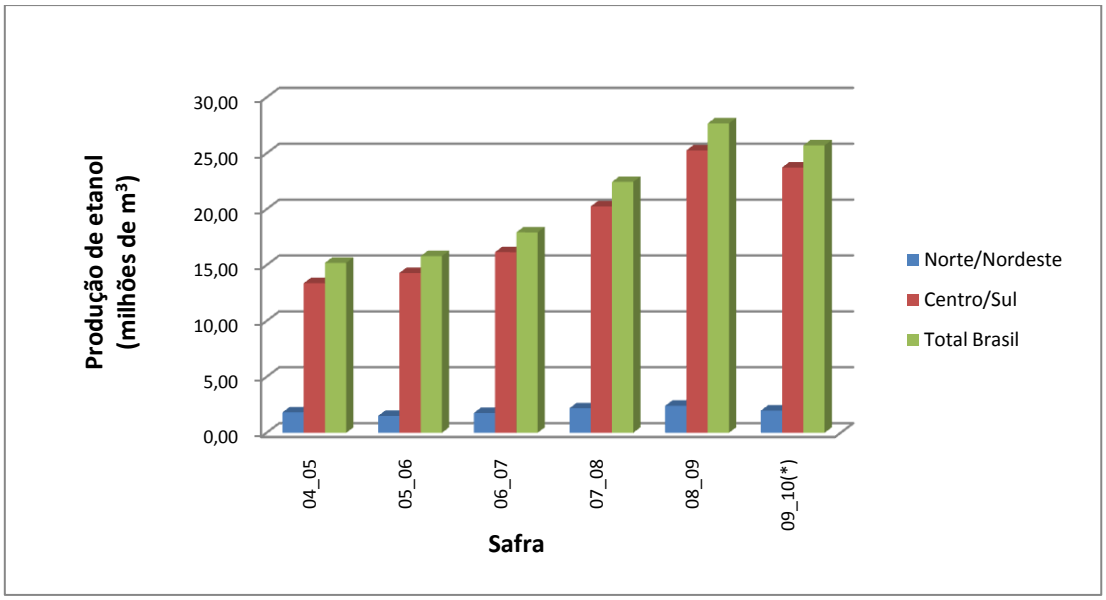


Figura 2.14: Produção de etanol por região de plantio de cana (Anuário Estatístico da Agroenergia, 2009); (*) posição em 01/04/2010

A possibilidade do aumento de veículos bicombustíveis deve causar um aumento da demanda por álcool. Consequentemente pode disponibilizar uma maior quantidade de bagaço de cana, o que pode ocasionar uma maior oferta de eletricidade através da cogeração.

No setor sucroalcooleiro, há uma relação entre estes dois energéticos. Além disso, a maior participação do setor sucroalcooleiro gera outros fatores favoráveis na matriz energética:

i) Sendo um combustível renovável, o álcool contribui para a redução de gases responsáveis pelo efeito estufa, como o CO_2;

ii) A cogeração a partir do bagaço de cana também apresenta vantagens ambientais pela redução da emissão de CO_2, podendo atenuar os impactos ambientais decorrentes do aumento da geração termoelétrica a partir de combustíveis fósseis;

iii) O setor sucroalcooleiro tem grande contribuição na geração de empregos diretos e indiretos no país. Um crescimento econômico deste setor pode ocasionar incrementos significativos sobre a estrutura de empregos relacionados a esta indústria.

Portanto, o setor sucroalcooleiro pode proporcionar um aumento da oferta de eletricidade excedente através da cogeração, apresentando um potencial extremamente oportuno na questão energética, sob os aspectos econômicos, sociais (geração de empregos) e ambientais (CUNHA, 2005).

2.2.2. Processo Produtivo em uma Usina de Cana-de-açúcar:

Esse tópico aborda, resumidamente, o processo produtivo em uma usina de cana-de-açúcar, detalhado na Figura 2.15.

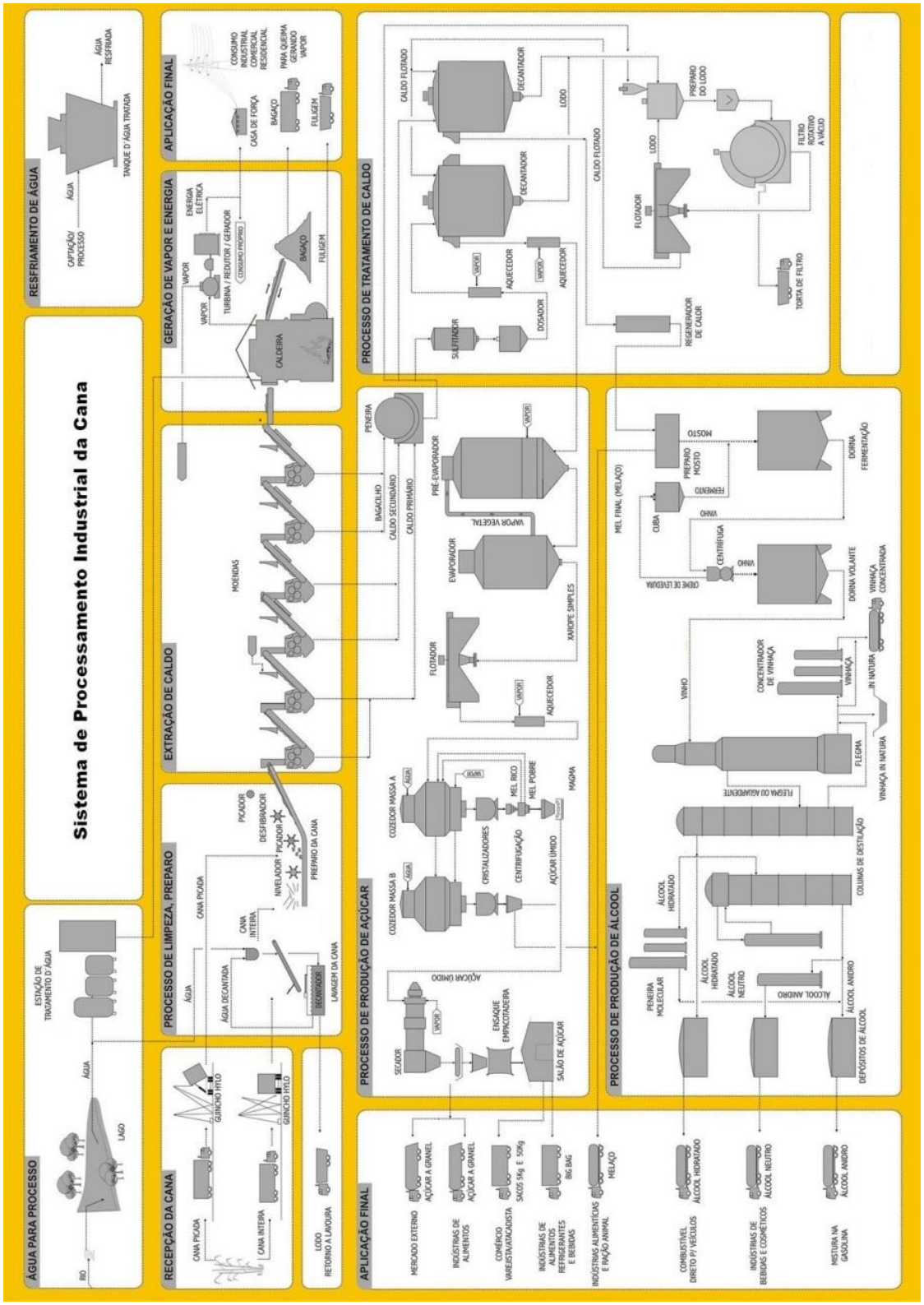


Figura 2.15: Representação do Sistema de Processamento Industrial da Cana-de-açúcar (http://mundodacana.wordpress.com/category/processo-industrial-da-cana/)

O ciclo de cultivo da cana-de-açúcar é de aproximadamente 5 anos. No primeiro ano ocorre o preparo do solo. Nos anos seguintes, ocorre o cultivo de soqueiras a partir das quais a cana volta a brotar. Durante esse período são

aplicadas técnicas de prevenção de pragas e irrigações (LEME, 2005; OLIVEIRA, 2007).

A colheita é iniciada com a etapa de limpeza, para eliminação de pontas e folhas. Depois é feito o corte e o carregamento dos caminhões. No Brasil há três tipos de colheitas: (i) a semimecanizada, onde a limpeza e o corte são manuais e o carregamento é mecanizado; (ii) a mecanizada com colheita de cana queimada, onde as três etapas são mecanizadas e a limpeza ocorre através da queima; (iii) e a mecanizada com colheita de cana crua, onde as três etapas também são mecanizadas, mas não ocorre a limpeza por queima (LEME, 2005).

Após a colheita, a cana é transportada para a usina, onde segue para as etapas de pesagem e amostragem. É na etapa da pesagem que é feito o cálculo do rendimento industrial, cálculo de extração da moenda, cálculo do rendimento agrícola e cálculo de carregamento de transporte. Na amostragem, o caldo é extraído em prensa hidráulica, e dele são analisados dois parâmetros importantes: o *brix*, porcentagem de sólidos solúveis no caldo; e o teor de sacarose aparente, ou seja, a quantidade de açúcar no caldo. Um fator que também é importante, e é mensurado nessa etapa, é o teor de fibra da cana, pois reflete a quantidade de bagaço que estará disponível após a extração do caldo. Depois desses testes a cana é, então, descarregada, processo que também é mecanizado (LEME, 2005; ALBUQUERQUE, 2005; Manual Consecana, 2006)

Depois de descarregada, a cana é lavada com água nas mesas alimentadoras, com o objetivo de retirar as impurezas provenientes da lavoura e, consequentemente, obter um caldo com melhor qualidade. Em seguida, a cana passa por picadores e desfibriladores que trituram parcialmente o colmo, uma etapa de preparo para moagem, onde as células contendo sacarose são abertas para facilitar o processo de extração (ALBUQUERQUE, 2005; LEME, 2005; GREGORI FILHO, 2009).

Na moagem ocorre a extração do caldo, processo onde a cana desfibrada sofre compressão por cilindros. Apenas uma parte do caldo é extraída na primeira moenda, o restante fica retido no bagaço. Então, com o objetivo de aumentar a eficiência da extração de sacarose, é realizada a “embebição”, ou seja, adição de água no processo de moagem.

O bagaço segue para as caldeiras, onde é queimado com o objetivo de gerar vapor e, consequentemente, energia (processo a ser explicado no tópico seguinte). O caldo extraído da cana passa por um tratamento primário. Inicialmente, ocorre um processo de clarificação, para retirada de purezas insolúveis que, segundo a COPERSUCAR, variam de 0,1 a 1%. Esse processo de separação pode ser feito através de peneiras ou hidrociclones. O material retido retorna à etapa de moagem. O caldo clarificado segue para o tratamento químico, de acordo com as etapas posteriores de produção de açúcar ou de álcool.

As etapas citadas anteriormente são comuns aos processos de produção de açúcar e álcool. As etapas descritas em sequência seguem rotas distintas para cada processo (ALBUQUERQUE, 2005; LEME, 2005; GREGORI FILHO, 2009, COPERSUCAR; OLIVEIRA, 2007).

- Produção de Açúcar:

O caldo clarificado segue para o tratamento químico, pois ainda há impurezas coloidais, solúveis e insolúveis a serem removidas.

- Sulfitação:

Essa etapa é realizada com o objetivo de baixar o pH original do caldo a 4,0-4,5 através da absorção de SO_2. Os principais objetivos são: coagulação de colóides solúveis; formação de precipitado $CaSO_3$; diminuição da viscosidade do caldo; dentre outros.

- Calagem:

Consiste na adição de leite de cal ($Ca(OH)_2$), elevando o pH a valores próximos de 7. Segundo a UNICA, essa neutralização auxilia na formação de produtos que, ao sedimentar, arrastam impurezas presentes no caldo, além de eliminar corantes e neutralizar ácidos orgânicos.

- Aquecimento:

A etapa seguinte é o aquecimento do caldo, realizado em trocadores de calor, a temperaturas próximas à 105ºC, para auxiliar a coagulação e floculação de substâncias coloidais. Nessa temperatura o caldo encontra-se praticamente isento de bactérias contaminantes.

- Decantação:

Após a floculação, são adicionados polímeros para acelerar a velocidade na decantação de impurezas e materiais em suspensão. O caldo clarificado segue, então, para a evaporação, e o lodo segue para a filtragem na tentativa de recuperação de açúcar. O material retido no filtro recebe o nome de torta. Essa torta é enviada à lavoura para ser utilizada como adubo.

- Evaporação:

Essa é a etapa de concentração do caldo clarificado, através da evaporação de água. De acordo com a COPERSUCAR, o caldo possui inicialmente uma concentração de 14 - 16º Brix chegando, no final, a 55º - 65º Brix, quando recebe a denominação de xarope.

- Cristalização:

A cristalização é a etapa onde há a formação dos cristais de açúcar, em virtude da precipitação da sacarose dissolvida na água. Inicialmente, a cristalização por cozimento dá origem a cristais envolvidos por solução viscosa, denominada como *mel* e *massa cozida*. Posteriormente, essa massa segue para os cristalizadores (tanques em forma de U com agitadores), onde ocorre resfriamento lento com água ou ar. Isso possibilita a recuperação da sacarose que ainda se encontra no mel, já que o resfriamento possibilitará a deposição da sacarose nos cristais existentes.

- Centrifugação:

Dos cristalizadores, a massa segue para as centrífugas, onde é feita a extração de cristais de açúcar. O mel coletado retorna à etapa de cozimento, até que se atinja o esgotamento do açúcar dissolvido. A partir daí, o mel “pobre” segue para a produção de álcool, na etapa de fermentação.

- Etapas finais:

Após a centrifugação, o açúcar é lavado por vapor. Nesse ponto ele apresenta teor de umidade de 0,5% a 2% e alta temperatura. A etapa posterior é a secagem, onde o açúcar sai com temperaturas mais baixas e com valores de umidade próximos a 0,03%. Por último, o açúcar é ensacado, pesado e armazenado.

- Produção de Álcool:

- Tratamento do caldo para destilaria:

Após passar pelo tratamento primário de peneiramento, o caldo é aquecido à 105ºC e decantado. Após essa etapa o caldo clarificado segue para a pré-evaporação, e o lodo segue para um tratamento semelhante ao feito ao lodo do açúcar. A pré-evaporação é feita à 115ºC, concentra o caldo, e proporciona a esterilização de bactérias e leveduras que concorrem com a levedura do processo de fermentação. O resultado desse processo é o mosto, basicamente constituído de caldo clarificado, melaço e água, possui uma concentração de sólidos de aproximadamente 20° Brix.

- Fermentação:

O mosto proveniente da pré-evaporação é resfriado a 30ºC e enviado às dornas de fermentação. A fermentação é contínua e agitada, composta de vários estágios.

É nesta fase que os açúcares são transformados em etanol. Para isso, é utilizada uma levedura para fermentação alcoólica. São utilizados trocadores

de calor para que a temperatura seja mantida em torno de 30ºC, condição ideal para a levedura.

Os açúcares (sacarose) são transformados em álcool, segundo a reação simplificada de Gay Lussac:

a) Reação de sacarificação:

$$C_{12}H_{22}O_{11} + H_2O \rightarrow 2\ C_6H_{12}O_6$$

b) Fermentação alcoólica:

$$2\ C_6H_{12}O_6 \rightarrow 4\ CH_3CH_2OH + 4\ CO_2 + 47\ kcal$$

Essa reação libera intensamente gás carbônico, além da formação de alguns produtos secundários como: álcoois superiores, glicerol, aldeídos, etc.

O tempo de fermentação pode variar de 4 a 10 horas. No final desse processo, o teor médio de álcool nas dornas é de 7% a 10%, e a mistura passa a ser chamada de *vinho fermentado*.

- Centrifugação do vinho:

O vinho fermentado segue para as centrífugas, onde a levedura é recuperada através da centrifugação. O concentrado do fermento recuperado é enviado às cubas de tratamento. O vinho “limpo” é enviado às colunas de destilação.

- Destilação:

O vinho (7% a 10% de álcool) é enviado à destilação. Além do álcool, encontram-se a água, glicerol, álcoois superiores, ácidos e etc. Desse processo temos como resultados principais o álcool e a vinhaça.

O álcool pode ser o anidro (álcool com 99% de pureza e até 1% de água), ou hidratado (álcool com 95% de pureza). O álcool anidro é utilizado para a mistura na gasolina, e o hidratado é utilizado diretamente como combustível em carros *flex fuel*.

A vinhaça apresenta elevada demanda química de oxigênio e seu descarte em rios e lagos provoca eutrofização e morte dos peixes (CETESB; LEITE, 1999; ROBAINA, et al., 1999). No processo usual para cada litro de etanol produzido são produzidos cerca de 10 a 15 litros de vinhaça. No entanto, esse problema tem sido parcialmente contornado através da aplicação da vinhaça no solo, técnica conhecida por fertirrigação (OLIVEIRA, 2007). Segundo ANDRADE e DINIZ (2007) e CETESB, essa aplicação repõe ao solo os nutrientes retirados pelas plantas, eleva o pH, aumenta a retenção de água, melhora a estrutura física, além de aumentar a produtividade agrícola. Em SP, a prática da fertirrigação deve seguir a norma P4. 231 (CETESB, 2006), que visa estabelecer critérios e procedimentos para armazenamento, transporte e aplicação da vinhaça gerada. O uso da vinhaça não pode ser excessivo, pois seu alto potencial poluidor compromete o meio ambiente.

2.2.3. Cogeração de Energia no Setor Sucro-alcooleiro:

Bioeletricidade é a cogeração de energia elétrica a partir de biomassa. Isto significa produzir duas formas de energia - térmica e mecânica, por meio da biomassa.

No setor sucroalcooleiro, a demanda por energia eletromecânica ocorre em diversas etapas do processo de produção de álcool e açúcar, como nas moendas, bombas e equipamentos elétricos. A demanda de energia térmica ocorre, principalmente, nas etapas de evaporação e cozimento do caldo para fabricação de açúcar, e na destilação do álcool (LEME, 2005).

A palha (pontas e folhas) é resíduo da colheita da cana crua e possui grande potencial para uso energético. De acordo com a UNICA, o índice é de 140 kg – 160 kg de palha, com 15% de umidade, por tonelada de cana moída (SÃO PAULO, 2002).

O interesse no seu aproveitamento como combustível deve crescer, já que em SP foi criada a Lei N. 11.241 de 2002, que visa eliminar, de forma progressiva, a queima da palha como método de limpeza do canavial. Os prazos iniciais

para a erradicação da queima eram: ano 2021 (áreas mecanizáveis), e 2031 (áreas não-mecanizáveis). No entanto, em 2007, foi assinado o “Protocolo Agroambiental do Setor Sucroenergético”, onde essas metas foram antecipadas para 2014, áreas mecanizáveis, e 2017, áreas não mecanizáveis (CETESB. Norma P4.231, de dezembro de 2006. Vinhaça - Critérios e procedimentos para aplicação no solo agrícola).

Há também a possibilidade de utilização da vinhaça na produção de energia, através da *biodigestão*. Porém, essa aplicação é menos utilizada no Brasil, pois possui alto custo de investimento e de operação, se comparada com a fertirrigação. (LEME, 2005; ANDRADE e DINIZ, 2007)

O bagaço (Figura 2.16) é subproduto da etapa da extração do caldo de cana na produção de açúcar e etanol. Segundo dados da UNICA, o índice de produção de bagaço fica em torno de 280 kg de bagaço por tonelada de cana moída, com 50% de umidade (EMBRAPA).

Figura 2.16: bagaço da cana-de-açúcar (http://www.saocarlosemrede.com.br/portal/noticias/item/13058-usp-de-s%C3%A3o-carlos-aproveita-baga%C3%A7o-da-cana-como-fibrocimento)

É um resíduo de grande interesse energético, pois a queima desse material em caldeiras torna as usinas auto-suficientes em energia térmica e eletromecânica. A Figura 2.17 mostra o crescimento da produção do bagaço de cana no Brasil nos últimos anos.

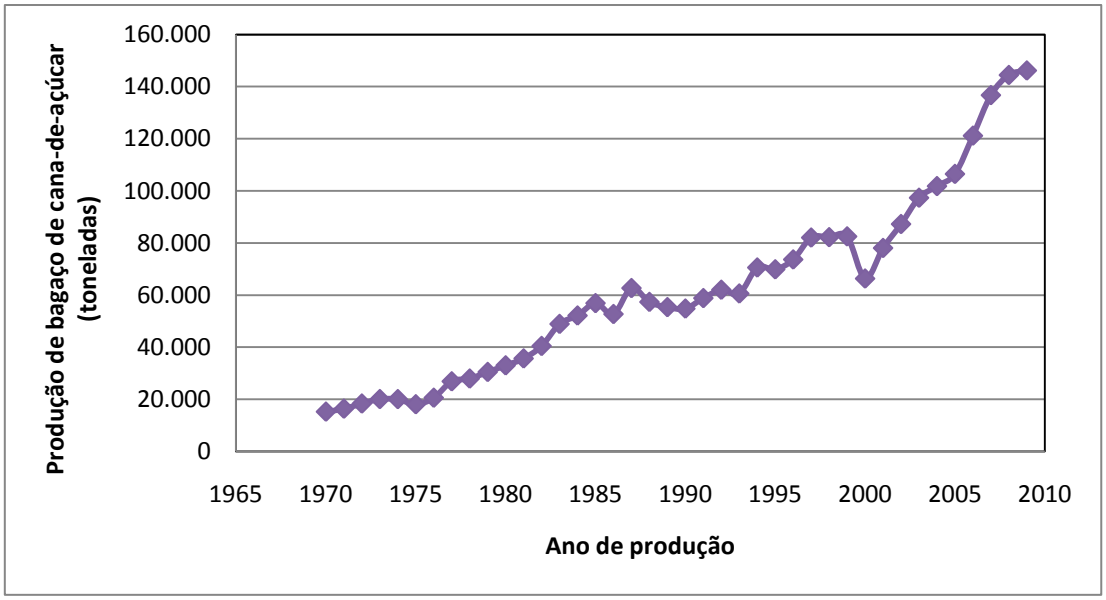


Figura 2.17: Evolução da produção de bagaço de cana (Balanço Energético Nacional, 2010))

A geração de vapor através da queima atende a duas demandas de energia (CETESB. Norma P4.231)

- Energia eletromecânica: através do acionamento de turbinas a vapor acopladas a geradores de eletricidade, moendas e bombas;
- Energia térmica: o vapor de escape das turbinas é utilizado como potência térmica pelo centro consumidor, e o trabalho é utilizado diretamente como potência mecânica ou convertido em potência elétrica, através de um gerador elétrico.

A indústria é auto-suficiente em energia e ainda pode vender os excedentes produzidos, utilizando resíduos que poderiam acarretar em prejuízos econômicos, ocupacionais e ambientais. Um esquema simplificado da cogeração de energia é mostrado na Figura 2.18.

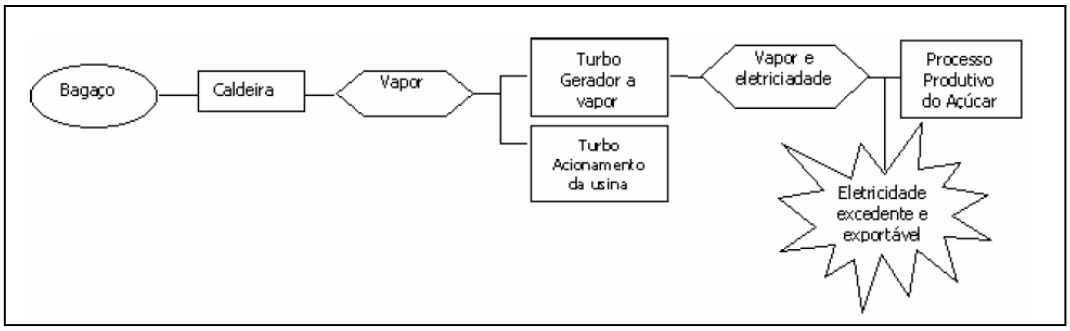


Figura 2.18: Esquema simplificado da cogeração de energia através do bagaço da cana.

No entanto, a queima de bagaço e palha nas caldeiras causa impactos ambientais como emissões atmosféricas de material particulado, óxidos de enxofre e nitrogênio, gases de efeito estufa; além da geração de cinzas (CETESB. Norma P4.231, de dezembro de 2006. Vinhaça - Critérios e procedimentos para aplicação no solo agrícola).

Diversos trabalhos mostram que as cinzas acumuladas após a queima do bagaço podem substituir a areia na produção de concreto. Para cada tonelada de cana-de-açúcar são gerados, aproximadamente, 26% de bagaço (umidade de 50%) e 0,62% de cinza residual (CORDEIRO, 2005). De acordo com pesquisas, a cinza pode substituir de 20% a 60% da areia contida no concreto comum, contribuindo para o desenvolvimento sustentável (PAULA *et al.*, 2009; NUNES *et al.*, 2008; DIAS, 2008; SOUZA, 2007).

Um estudo da Universidade Federal de São Carlos conseguiu transformar a cinza em carbeto de silício. O material pode ser aplicado em diversos setores como produtos abrasivos, microeletrônica e até na indústria aeronáutica (blindagem de aeronaves).

Para conter a emissão da fuligem, a solução geralmente empregada nas usinas são os lavadores de gases e cinzas (Figura 2.19). O material particulado é arrastado, evitando que o mesmo seja levado para a atmosfera. No entanto, esses equipamentos demandam razoável quantidade de água, e geram igual volume de efluente (água + fuligem), que não devem ser descartadas sem tratamento prévio. No entanto, normalmente as usinas descartam esses resíduos de forma inadequada, como adubo nas lavouras de cana-de-açúcar

(TORQUATO JR, *et al.*; LEME, 2005; ANDRADE e DINIZ, 2007; Notícias Agrícolas).

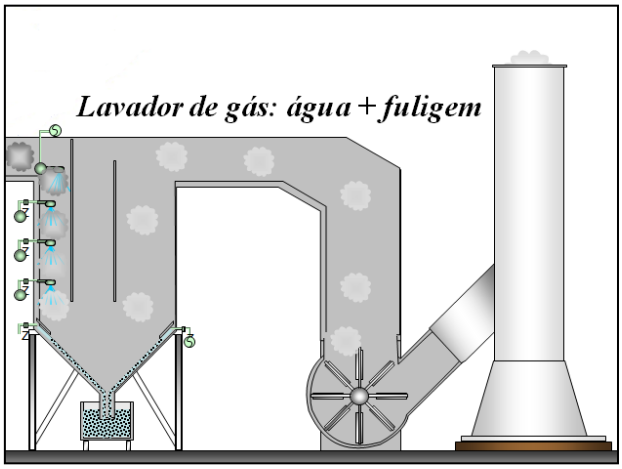


Figura 2.19: Sistema de lavadores de gases utilizados nas usinas

Segundo a ANEEL (2011), a capacidade instalada de energia disponível proveniente da biomassa na matriz de energia elétrica brasileira representa 6,44% (Tabela 2.2). Desse valor, 78,6% é proveniente do bagaço da cana-de-açúcar (6.049.646 kW).

Tabela 2.2: Capacidade instalada na matriz de energia elétrica brasileira (ANEEL, 2011)

Empreendimentos em Operação							
Tipo		Capacidade Instalada		%	Total		%
		N.° de Usinas	(kW)		N.° de Usinas	(kW)	
Hidro		892	80.670.179	66,28	892	80.670.179	66,28
Gás	Natural	94	11.244.614	9,24	130	13.025.897	10,70
	Processo	36	1.781.283	1,46			
Petróleo	Óleo Diesel	838	4.010.319	3,29	870	7.043.826	5,79
	Óleo Residual	32	3.033.507	2,49			
Biomassa	Bagaço de Cana	319	6.242.436	5,13	392	7.918.211	6,51
	Licor Negro	14	1.228.898	1,01			
	Madeira	41	359.527	0,30			
	Biogás	12	68.442	0,06			
	Casca de Arroz	6	18.908	0,02			
Nuclear		2	2.007.000	1,65	2	2.007.000	1,65
Carvão Mineral	Carvão Mineral	10	1.944.054	1,60	10	1.944.054	1,60
Eólica		51	928.986	0,76	51	928.986	0,76
Importação	Paraguai		5.650.000	5,46		8.170.000	6,71
	Argentina		2.250.000	2,17			
	Venezuela		200.000	0,19			
	Uruguai		70.000	0,07			
	Total	2.349	121.712.503	100	2.349	121.712.503	100

De acordo com o Plano Decenal de Expansão de Energia 2019 (2010), a projeção para o ano de 2019 apresenta produção estimada de mais de um bilhão de toneladas de cana. A oferta de bagaço deve atingir 300 milhões de toneladas. O pleno aproveitamento do bagaço possibilitaria ofertar, em 2019, um valor superior a 10 GWmed (Figura 2.20).

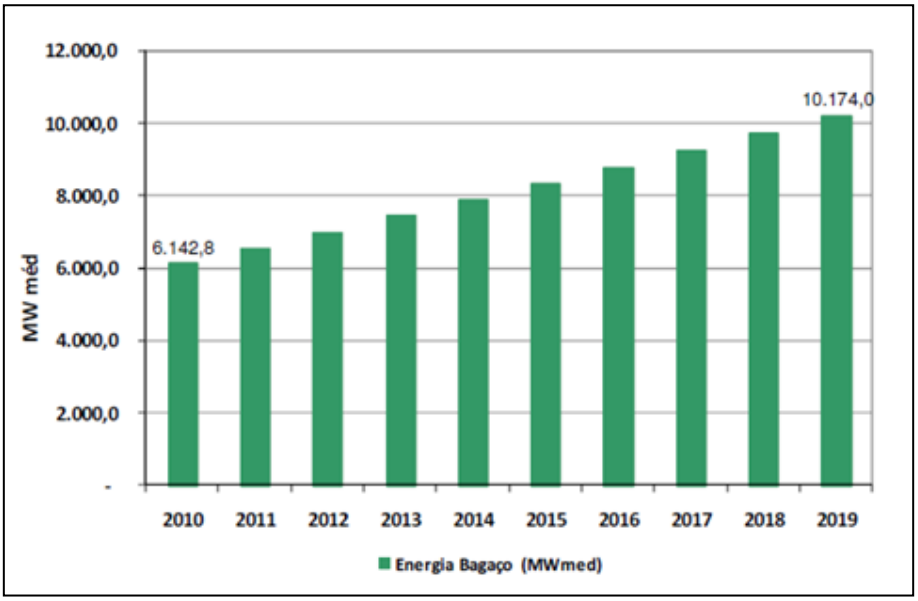


Figura 2.20: Potencial técnico de exportação de energia elétrica a partir do bagaço para o SIN (Plano Decenal de Expansão de Energia 2019, 2010)

Os números mostram que a cogeração de energia no setor sucroalcooleiro desempenha um papel importante no cenário energético brasileiro. Com o crescimento desse setor, grande quantidade de resíduo deve ser gerada nos próximos anos. Portanto, torna-se extremamente importante a busca de alternativas para a solução desse problema ambiental.

2.3. Processo Proposto para Solução do Problema:

2.3.1. Introdução ao Processo Proposto:

O presente trabalho propõe uma alternativa para o tratamento do resíduo gerado (fuligem) na caldeira na queima do bagaço para geração de vapor. O processo proposto consiste em combinar as operações convencionais de coagulação, floculação e sedimentação como pré-tratamento de uma etapa de microfiltração.

A seguir são apresentados os fundamentos teóricos de cada operação envolvida no processo proposto.

2.3.2. Coagulação / Floculação:

A coagulação e a floculação são processos físico-químicos envolvidos na etapa de clarificação de águas. As impurezas contidas na água podem se encontrar como partículas em suspensão e/ou sob a forma solúvel. As partículas em suspensão podem ou não sedimentar por gravidade.

A coagulação-floculação são processos utilizados para agregar colóides e partículas dissolvidas em flocos maiores, que podem ser removidos por processos de sedimentação ou flotação, dependendo das características dos flocos, sejam coesos ou grumosos, respectivamente (FAGUNDES, 2006; FURLAN, 2008).

Na *coagulação*, o objetivo é a desestabilização das partículas que se encontram em suspensão, proporcionando a colisão entre elas. Essa desestabilidade ocorre através da adição de produtos químicos denominados coagulantes. As substâncias normalmente utilizadas como coagulantes são: sulfato de alumínio, sulfato ferroso, cloreto férrico, sulfato férrico e aluminato de sódio. Produtos auxiliares também podem ser utilizados na coagulação, sendo os de uso mais comuns denominados polieletrólitos ou polímeros, por apresentarem estrutura química polimérica.

A *floculação* promove a aglomeração e compactação das partículas desestabilizadas na coagulação, formando os *flocos*, capazes de sedimentar. Esse processo é favorecido pela agitação suave, que facilita o contato entre os flocos.

O processo de coagulação-floculação, no tratamento de águas, é utilizado para: remoção de turbidez; remoção de cor; redução de bactérias, vírus e outros organismos patogênicos; assim como de algas e outros organismos planctônicos; eliminação parcial de substâncias responsáveis por gostos e cheiros; remoção parcial de fosfatos e metais pesados.

Os fatores que afetam a coagulação-floculação e devem ser levados em consideração são: tipo e tamanho de partículas em suspensão; pH, concentração de coagulante, alcalinidade, temperatura, tipo e concentração de íons no meio líquido; e tipo de reator, além da variação na velocidade de mistura rápida ou lenta (SOARES, 2009).

2.3.2.1. Coagulação:

A coagulação ocorre através do efeito produzido pela adição de um produto químico (coagulante) sobre uma dispersão coloidal. Envolve dois fenômenos distintos e complementares: o químico, no qual ocorre a reação do coagulante com a água; e o físico, quando ocorre o transporte das espécies resultantes para contato com as impurezas presentes na água (FAGUNDES, 2006).

Os colóides possuem propriedades elétricas que criam uma força de repulsão entre eles, impedindo a aglomeração e a conseqüente sedimentação. As cargas superficiais dão origem a um potencial eletrocinético mensurável, denominado como potencial zeta. O potencial zeta é a medida do potencial elétrico entre a superfície externa da camada compacta que se desenvolve ao redor da partícula e o meio líquido em que ela está inserida (BORBA, 2001; FURLAN, 2008).

O processo de coagulação é definido como a desestabilização das cargas superficiais de partículas coloidais e em suspensão, provocado pela adição de produtos químicos. A coagulação ocorre geralmente a um potencial zeta que é ainda ligeiramente negativo. Os coagulantes desestabilizam as cargas negativas dos colóides e sólidos em suspensão, reduzindo o potencial zeta a ponto próximo de zero, ponto isoelétrico, permitindo a aglomeração das partículas e, consequentemente, a formação de flocos.

A coagulação tem início assim que o coagulante é adicionado no efluente, ocorrendo sob condições de forte agitação. A mistura rápida é um parâmetro importante nessa etapa, pois dispersa o coagulante rapidamente pela solução a ser tratada (FURLAN, 2008).

A desestabilização das partículas coloidais pode ocorrer através de quatro mecanismos diferentes:

- Compressão da camada difusa:

Estabelecimento de concentrações elevadas de íons positivos e negativos (força iônica grande) acarretam acréscimo do número de íons na camada difusa, que, para se manter em equilíbrio, tem seu volume reduzido (redução da espessura), de modo tal que as forças de van der Waals sejam dominantes, eliminando a estabilização eletrostática.

- Adsorção e neutralização:

Este mecanismo é baseado na adição de íons com cargas elétricas opostas às das partículas coloidais, que adsorvem e neutralizam as mesmas. Este mecanismo ocorre quando se utiliza um excesso de dosagem de coagulante, podendo até promover a restabilização (reversão da carga elétrica associada à partícula).

- Varredura:

A Varredura ocorre quando a quantidade adicionada de coagulante é alta, excedendo o limite de solubilidade na água. Nesse caso, ocorre a formação de precipitados formados a partir das reações do coagulante metálico com a alcalinidade da água. Em geral, os flocos obtidos com esse mecanismo são maiores e sedimentam mais facilmente. Ao precipitar, os flocos envolvem as partículas coloidais. É o mecanismo normalmente mais utilizado.

- Adsorção e Formação de Pontes:

Este mecanismo ocorre por intermédio da utilização de compostos de cadeias longas (polímeros) que, ao serem adsorvidos na superfície das partículas, deixam segmentos livres para serem adsorvidos por outras partículas, formando *pontes* entre elas (ASSIS, 2006; FRANCO, 2009; FURLAN, 2008; SOARES, 2009; MATSUMOTO, *et al.*, 2005).

2.3.2.2. Floculação:

A floculação consiste em colocar as partículas coloidais desestabilizadas em contato umas com as outras, de modo a permitir a sua aglomeração. Nesse processo, procura-se o maior número possível de “choques” entre as partículas, para que ocorra a formação de agregados maiores e mais densos, que sejam eficientemente removidos por sedimentação ou filtração (FURLAN, 2008).

A velocidade de formação dos flocos depende do tamanho das partículas em relação ao estado de agitação do líquido, da concentração das mesmas, e do seu grau de desestabilização, que é o que permite que as colisões sejam efetivas para produzir aderência.

As partículas desestabilizadas podem entrar em contato umas com as outras através de três processos físicos diferentes: floculação pericinética, floculação ortocinética ou sedimentação/flotação diferencial (FAGUNDES, 2006; FURLAN, 2008).

Na floculação pericinética, as colisões ocorrem através do movimento browniano (movimento aleatório das partículas causado pelas moléculas do líquido).

Na floculação ortocinética, as colisões são causadas pela agitação gerada através da turbulência do líquido, nas unidades de mistura lenta (floculadores).

Já na sedimentação/flotação diferencial, a sedimentação das partículas gera um transporte vertical, resultando em possíveis colisões.

2.3.2.3. Coagulantes e Floculantes:

Coagulante é o produto químico utilizado na coagulação para desestabilizar as partículas coloidais de modo que possa formar o floco. Floculante é o produto químico, geralmente orgânico, adicionado para acentuar a formação de flocos na floculação.

As condições ótimas para a coagulação e a floculação são determinadas através de ensaios em *Jar Test*. Esses testes são realizados a fim de estabelecer os melhores tipos e concentrações de coagulantes, e as condições apropriadas de mistura e taxas de sedimentação.

Os coagulantes mais empregados são sais inorgânicos de ferro e alumínio: sulfato de alumínio ($Al_2(SO_4)_3$), cloreto férrico ($FeCl_3$), sulfato ferroso ($FeSO_4$), sulfato férrico ($Fe_2(SO_4)_3$) e polímeros catiônicos.

Ao adicionar-se na água sais de alumínio ou de ferro, ocorre a dissociação dos íons Al^{3+} e Fe^{3+}, que reduzem a repulsão eletrostática entre as partículas coloidais e favorecem a coagulação. Estes, ao reagirem com os íons hidroxilas presentes na água, formam hidróxidos $Al(OH)_3$ ou $Fe(OH)_3$, insolúveis e precipitados.

O Sulfato de Alumínio ($Al_2(SO_4)_3$) é provavelmente o coagulante mais utilizado, devido ao seu baixo custo e obtenção fácil. Quando adicionado à água, em condições alcalinas, ocorre a seguinte reação (ECKENFELDER, 1989):

$$Al_2(SO_4)_3\ (aq) + 18H_2O + 3\ Ca(OH)_2\ (aq) \rightarrow 3\ CaSO_4\ (s) + 2\ Al(OH)_3\ (s) + 18\ H_2O$$

Na situação em que o pH é superior a 6,5 dá-se a formação de um colóide de carga positiva que promove a coagulação mútua dos colóides de carga negativa que predominam na água.

Sais de ferro também são comumente usados como coagulantes. O Sulfato Férrico ($Fe_2(SO_4)_3$) produz flocos grandes e densos que decantam rapidamente. É estável na faixa de pH entre 4 e 11 (FRANCO, 2009; SOARES, 2009).

A adição de polieletrólitos pode melhorar a coagulação, promovendo o crescimento dos flocos, o que faz aumentar a velocidade de sedimentação dos mesmos. Polieletrólitos são polímeros de alta massa molar, que contêm grupos adsorventes, os quais formam ligações entre partículas ou flocos com carga. Grandes flocos são criados quando pequenas dosagens de polieletrólitos (0,2 a 5 mg/L) são adicionadas juntamente com sulfato de alumínio ou cloreto férrico.

Há três tipos de polieletrólitos: catiônicos, os quais adsorvem colóides ou flocos negativos; aniônicos, os quais substituem os grupos aniônicos em uma partícula coloidal e permitem a ligação de hidrogênio entre o colóide e o polímero; e o não iônico, o qual adsorve e forma flocos por ligações de hidrogênio entre as superfícies sólidas e os grupos polares no polímero (FRANCO, 2009).

A seleção de coagulante e do auxiliar de floculação a ser usado no tratamento de água é geralmente baseada em questões técnicas e econômicas, juntamente com confiabilidade, segurança e modo de armazenamento do material.

2.3.3. Sedimentação:

A sedimentação é uma operação física aplicada para a separação dos flocos coesos formados, com densidade superior à do meio líquido, através da deposição dos mesmos no fundo de tanques devido à ação da gravidade. Dessa separação resulta a formação de dois efluentes: um produto clarificado e um lodo adensado (Figura 2.21).

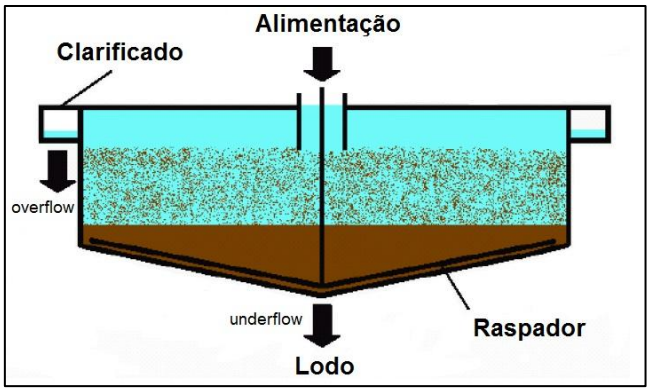


Figura 2.21: Esquema de sedimentador convencional

Esse processo depende, principalmente, da concentração das partículas em suspensão, sendo um fator limitante no dimensionamento de sedimentadores. Quanto mais concentrado é o meio, maior é a resistência à sedimentação (NUNES, 2008; SILVA, 2009).

Há quatro tipos de sedimentação, classificadas de acordo com as características e concentração dos materiais em suspensão (CAMMAROTA, 2010; FRANÇA e MASSARANI, 2002; SILVA, 2009).

- Sedimentação discreta (Tipo I):

Suspensões caracterizadas pela baixa concentração de sólidos. As partículas sedimentam mantendo suas propriedades físicas (tamanho, densidade), sem agregação entre elas.

- Sedimentação floculenta (Tipo II):

É caracterizada pelo aumento progressivo da velocidade de sedimentação do material suspenso. Partículas interagem entre si, aglomerando-se e aumentando sua velocidade de sedimentação. Neste caso, as partículas sofrem alteração em suas características como forma, tamanho e densidade com o tempo. Este tipo de sedimentação é típico dos flocos formados a partir do processo de coagulação/floculação.

- Sedimentação zonal (Tipo III):

Ocorre em elevadas concentrações de sólidos suspensos, quando as partículas sedimentam como uma massa única. Geralmente é usado no espessamento de soluções contendo sólidos suspensos sedimentáveis.

- Sedimentação por compressão (Tipo IV):

Ocorre em concentrações de sólidos ainda mais elevadas. Geralmente, processos envolvendo espessamento de suspensões são acompanhados pela combinação da sedimentação zonal com a por compressão.

Alguns métodos são aplicados para determinar a velocidade de sedimentação da interface sólido-líquido em modelos de sedimentação zonal.

A teoria de Kynch, de 1952, analisa a variação da interface lama / líquido clarificado com o tempo. O método consiste em utilizar um ensaio de sedimentação em batelada, relacionado à velocidade de sedimentação com o deslocamento da interface lama/líquido para deteminar a área mínima necessária de um sedimentador capaz de processar uma determinada suspensão, (FRANÇA e MASSARANI, 2002; NUNES, 2008; SILVA, 2009).

O equacionamento proposto segue as seguintes considerações:

- a sedimentação é unidimensional;
- as partículas da suspensão são todas do mesmo tamanho e densidade;
- os sólidos e os fluidos da suspensão são incompressíveis;
- a velocidade de sedimentação tende a zero quando a concentração tende ao valor máximo, e é função apenas da concentração local de sólidos;
- a concentração de sólidos é uniforme em toda a seção transversal;
- os efeitos de parede não são considerados.

No início do teste (t=0), a suspensão está homogênea e a concentração de sólidos (c_s, massa de sólido por volume de suspensão) é constante em todos os pontos da proveta. Durante o processo de sedimentação há o aparecimento de uma região com o líquido clarificado e outra com alta concentração das partículas sedimentadas, denominada como região com sedimento

incompressível. Figura 2.22 ilustra o processo de sedimentação em batelada e as diferentes regiões de concentração das partículas.

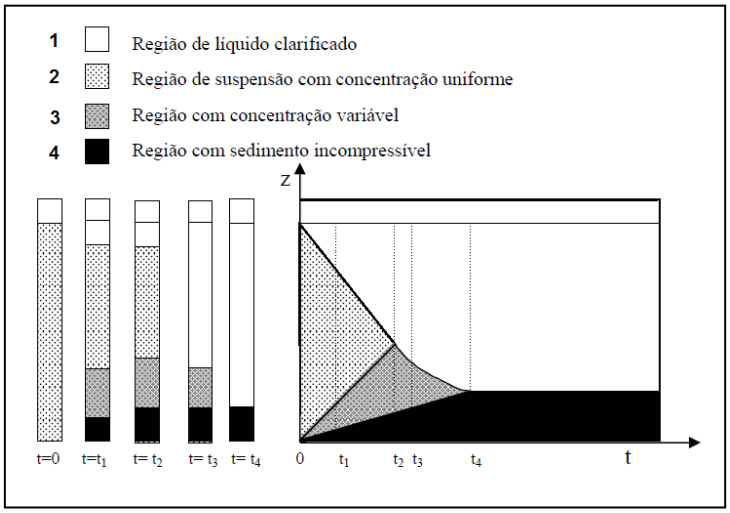


Figura 2.22: Processo de sedimentação em batelada de acordo com a teoria de Kynch

Onde:

- (1) região clarificada, onde $c_s = 0$;
- (2) região onde a velocidade de sedimentação é constante e $c_s = c_a$;
- (3) região onde a velocidade de sedimentação é decrescente e c_s está entre c_0 e c_r;
- (4) região onde a velocidade de sedimentação é nula e $c_s = c_r$.

A velocidade de sedimentação é relacionada ao deslocamento da interface da região clarificada e a região contendo partículas, podendo ser obtida pela derivada da posição da interface em função do tempo de sedimentação, como ilustrado na Figura 2.23 e equação (2.1).

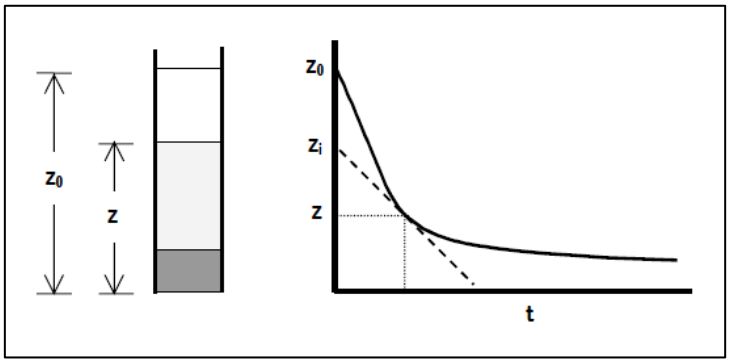


Figura 2.23: Determinação gráfica através do ensaio de proveta - teoria Kynch

Velocidade de sedimentação no teste de proveta:

$$v = \frac{dz}{dt} \tag{2.1}$$

A velocidade obtida a partir do deslocamento da interface no ensaio em batelada é relacionada com a velocidade de sedimentação industrial. No sedimentador industrial a velocidade de sedimentação é aproximada pela relação entre a vazão da corrente clarificada e a seção transversal do sedimentador, como exemplificado na Figura 2.24 e equação (2.2).

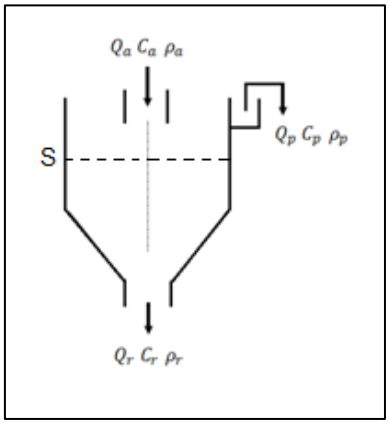


Figura 2.24: Esquema ilustrativo de um sedimentador e suas correntes de alimentação (a), clarificado (p) e lodo (r)

$$v = \frac{Qp}{S} \tag{2.2}$$

A curva de sedimentação pode ser aproximada como a combinação da região de decaimento linear e da região onde a interface aproxima-se assintoticamente da altura final da região de compressão. A interseção entre estas duas regiões é relacionada ao desaparecimento da região de transição e utilizada para a estimativa da velocidade de sedimentação industrial. A interface da região clarificada em um nível L (z_L), próxima ao ponto de interseção, está relacionada a um tempo t_L e associada a uma concentração C_L. Esta concentração representa todo o lodo contido inicialmente no sistema. A Figura 2.25 ilustra essa condição graficamente. A extrapolação do ponto de

tangente, z_i, é utilizada para representar a altura da interface de uma suspensão com $C = C_L$.

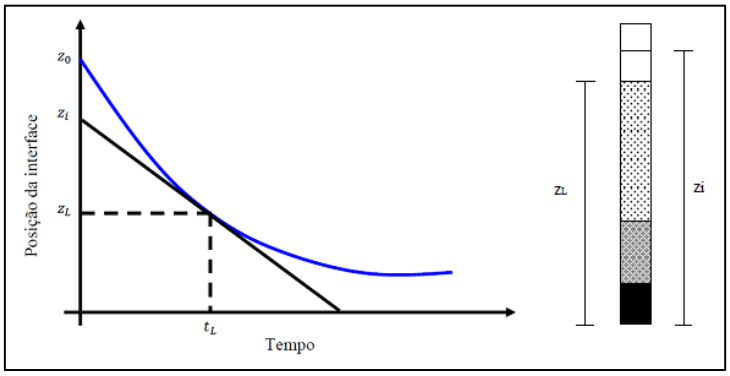


Figura 2.25: Determinação gráfica da velocidade de sedimentação através da teoria de Kynch

Nesta condição a velocidade de sedimentação é determinada pela equação (2.3).

$$v_L = -\left.\frac{dz}{dt}\right|_{t=t_L} = \frac{z_i - z_L}{t_L} \tag{2.3}$$

Considerando o balanço de massa na proveta, pode-se relacionar a concentração de sólidos com a altura da interface, como apresentado nas equações (2.4, 2,5 e 2.6).

$$C_L \,.V_i = C_0 \,.V_0 \tag{2.4}$$

$$C_L \,.\left(\frac{\pi\, D^2}{4}\right) .z_i = C_0 \,.\left(\frac{\pi\, D^2}{4}\right) .z_0 \tag{2.5}$$

$$C_L \,.z_i = C_0 \,.z_0 \tag{2.6}$$

No caso do sedimentador, através do balanço de massa para o sólido é possível relacionar a vazão de alimentação com a vazão da corrente clarificada, conforme representado nas equações (2.7, 2.8 e 2.9).

$$Q_a \,.\, C_a = Q_p \,.\, C_p + Q_r \,.\, C_r \tag{2.7}$$

$$Q_p \,.\, C_p \rightarrow 0 \tag{2.8}$$

$$Q_a \,.\, C_a = Q_r \,.\, C_r \tag{2.9}$$

Pela definição da densidade da suspensão como representado na equação (2.10), pode-se fazer o balanço para o líquido no sedimentador como apresentado nas equações (2.11) e (2.12).

$$\rho \rightarrow \frac{massa\ de\ suspensão}{volume\ da\ suspensão} \tag{2.10}$$

$$(Q_a \,.\, \rho_a - Q_a \,.\, C_a) = (Q_p \,.\, \rho_p - Q_p \,.\, C_p) + (Q_r \,.\, \rho_r - Q_r \,.\, C_r) \tag{2.11}$$

$$Q_a \,.\, \rho_a - Q_a \,.\, C_a = Q_p \,.\, \rho_p + Q_r \,.\, \rho_r - Q_a \,.\, C_a \tag{2.12}$$

Substituindo a relação obtida para o balanço de massa do sólido, equação (2.9), e definindo $\overline{\rho}$ como a densidade média da suspensão no sedimentador, equação (2.17), obtém-se a relação entre a velocidade de sedimentação e as concentrações do sólido nas correntes de entrada e no lodo, equação (2.18).

$$Q_p = (Q_a \,.\, \rho_a - Q_r \,.\, \rho_r) \,.\left(\frac{1}{\rho_p}\right) \tag{2.13}$$

$$Q_p = Q_a . \left(\rho_a - \frac{C_a}{C_r} \,.\, \rho_r\right) \,.\left(\frac{1}{\rho_p}\right) \tag{2.14}$$

$$Q_p = Q_a . C_a \,.\left(\frac{\rho_a}{C_a} - \frac{\rho_r}{C_r}\right) \,.\left(\frac{1}{\rho_p}\right) \tag{2.15}$$

$$Q_p = Q_a . C_a \,.\left(\frac{C_r - C_a}{C_a \,.\, C_r}\right) \,.\left(\frac{\rho_a \,.\, C_r - \rho_r \,.\, C_a}{C_r - C_a}\right) \left(\frac{1}{\rho_p}\right) \tag{2.16}$$

$$\bar{\rho} = \left(\frac{\rho_a . C_r - \rho_r . C_a}{C_r - C_a}\right) \tag{2.17}$$

$$\frac{Q_p}{S} = \frac{Q_a . C_a}{S} . \left(\frac{1}{C_a} - \frac{1}{C_r}\right) . \left(\frac{\bar{\rho}}{\rho_p}\right) \tag{2.18}$$

Para C = C_L, tem-se:

$$\frac{Q_p}{S} = \frac{Q_L . C_L}{S} . \left(\frac{1}{C_L} - \frac{1}{C_r}\right) . \left(\frac{\bar{\rho}}{\rho_p}\right) \tag{2.19}$$

sendo,

$$\bar{\rho} = \left(\frac{\rho_L . C_r - \rho_r . C_L}{C_r - C_L}\right) \tag{2.20}$$

Para efeitos práticos há pouca diferença entre a densidade média da solução para as concentrações C_a ou C_L, então se considera:

$$\bar{\rho} \sim \bar{\rho} \tag{2.21}$$

Desta forma, tem-se:

$$v_L = \frac{Q_L . C_L}{S} . \left(\frac{1}{C_L} - \frac{1}{C_r}\right) . \left(\frac{\bar{\rho}}{\rho_p}\right) \tag{2.22}$$

Rearranjando a equação (2.22), obtém-se a relação definida por Kynch:

$$\frac{Q_L . C_L}{S} = \frac{v_L}{\left(\frac{1}{C_L} - \frac{1}{C_r}\right) . \left(\frac{\bar{\rho}}{\rho_p}\right)} \tag{2.23}$$

A partir disso, diversos trabalhos e teorias foram elaborados. Porém o método de Kynch ainda é muito utilizado, devido à sua simplicidade de execução. Dentre as modificações propostas, destaca-se a de Biscaia Jr. (1982) que propõe uma simplificação ao procedimento Kynch, utilizando a extrapolação da

região linear para obter a estimativa da velocidade de sedimentação, conforme ilustrado no gráfico da Figura 2.26 e na equação (2.25).

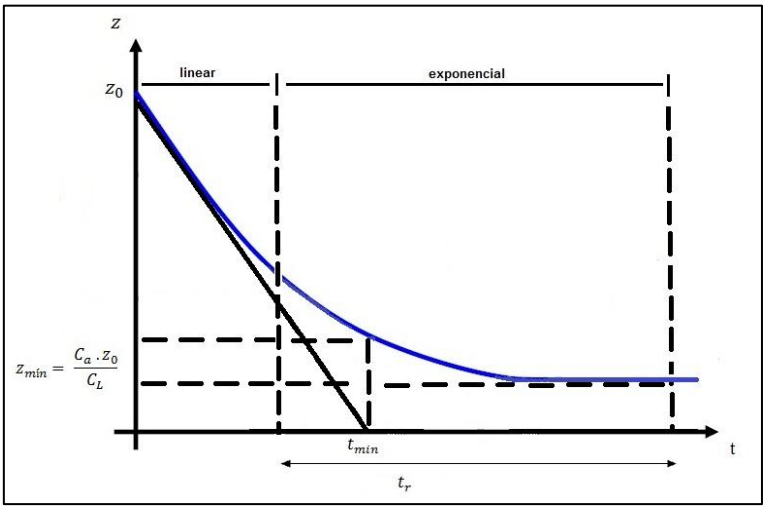


Figura 2.26: Determinação gráfica da velocidade de sedimentação para teoria de Biscaia Jr

$$z_{mín} = \frac{C_a \cdot z_0}{C_L} \tag{2.24}$$

Em $t_{mín}$, $C_L = C_r$ e a velocidade de sedimentação é dada por:

$$\frac{Q_a}{S} = \frac{z_0}{t_{mín}} \tag{2.25}$$

Dentre as abordagens de melhorias estruturais de sedimentadores surgem os raspadores de lama e modificações no modo de alimentação da suspensão. Em conseqüência dessas modificações surgem as seguintes classes: sedimentadores convencionais (diâmetro maior que altura, e alimentação se dá pelo topo do equipamento), e sedimentadores não-convencionais (qualquer modificação em relação ao equipamento convencional).

O sedimentador lamelado (Figura 2.27) representa uma importante alteração no sedimentador clássico, com melhorias significativas na operação e no rendimento desses equipamentos. Nesse caso, o sedimentador é caracterizado pela presença de lamelas (placas paralelas com inclinação elevada)

posicionadas internamente ao sedimentador, que aumentam a taxa de sedimentação, diminuindo o tamanho do equipamento (SILVA, 2009).

SILVA (2009) cita CULP *et. al.* (1968) no desenvolvimento de um estudo do efeito da inclinação das lamelas na eficiência da sedimentação. Os ângulos estudados foram 0, 5, 20, 45 e 90 graus. Os autores observaram que a eficiência de sedimentação aumenta progressivamente até o ângulo de 50 graus, e decai rapidamente para inclinações superiores a esse valor. Isso ocorre devido à não deposição das partículas na base do sedimentador. A partir de então fica comprovada a eficiência das placas no auxílio à sedimentação.

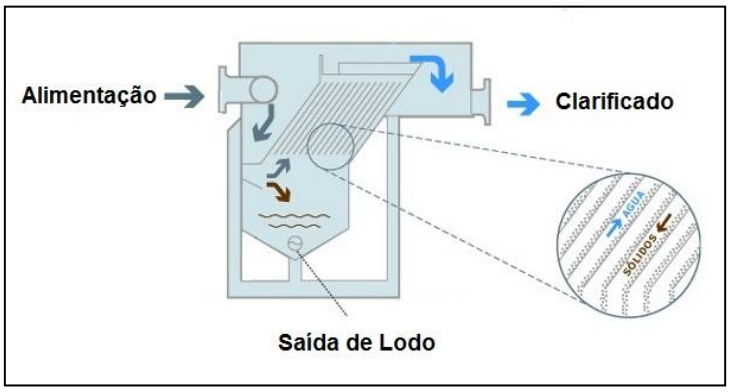


Figura 2.27: Esquema de sedimentador lamelado

Outro sedimentador não convencional bastante utilizado é o *Hight Rate Thickener*. Opera com floculantes, diminuindo a capacidade do equipamento, reduzindo seu tamanho.

Os *High Capacity* também aparecem no grupo de sedimentador não convencionais. Nesse caso, a alimentação de efluente se dá num ponto dentro da zona de compactação, diminuindo o tempo de residência das partículas dentro do equipamento.

Há também a combinação das configurações *Hight Rate Thickener* e *High Capacity* ilustrado na Figura 2.28 (SILVA, 2004).

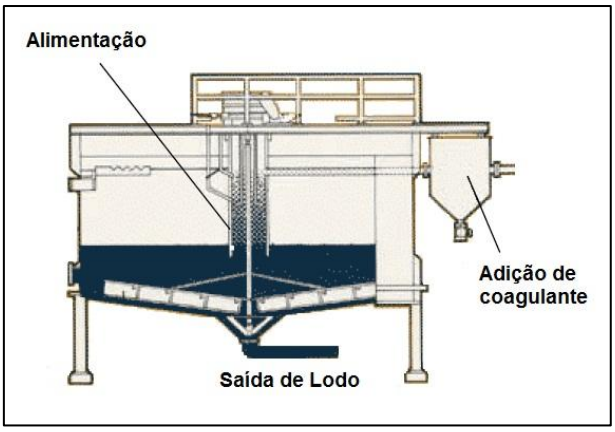


Figura 2.28: Configuração *Hight Rate Thickener - High Capacity*

2.3.4. Processos de Separação com Membranas (PSM):

Esse capítulo apresenta os fundamentos teóricos dos processos de separação por membranas (PSM), dando ênfase à Microfiltração, processo empregado neste estudo.

2.3.4.1. Aspectos Gerais dos PSM:

A partir do início da década de 70 intensifica-se a utilização dos Processos de Separação por Membranas (PSM), uma nova tecnologia para os processos de separação. Uma membrana pode ser definida como uma barreira seletiva que têm como objetivo realizar a separação de substâncias de diferentes propriedades (tamanho, forma, difusibilidade, etc). O processo permite que um componente de uma mistura permeie a membrana preferencialmente, enquanto os demais componentes são parcialmente retidos.

As membranas podem ser formadas por qualquer material que permita a síntese de filmes com porosidade controlada. As membranas comerciais são, em sua grande maioria, preparadas com polímeros, que podem ser orgânicos ou inorgânicos. As inorgânicas são mais resistentes, permitindo trabalhar com temperaturas mais elevadas e meios mais agressivos. Além disso, apresentam facilidade de limpeza e maior tempo de vida útil, porém são mais caras que as orgânicas.

As membranas podem apresentar diferentes morfologias, de acordo com a aplicação a que serão destinadas. Essa classificação é divida, de forma geral, em duas categorias: membranas *densas* e *porosas* (Figura 2.29).

Uma membrana microporosa de microfiltração é caracterizada pela presença de poros com tamanho na faixa de 10 a 0,1 μm. Todas as partículas maiores que os poros são completamente rejeitadas pela membrana, e as menores passam através da membrana transportadas pelo meio líquido, mecanismo denominado como *transporte convectivo*. Assim, a separação de solutos por membranas microporosas é principalmente uma função do tamanho da partícula e da distribuição de tamanho dos poros.

Uma membrana densa é caracterizada pela ausência de poros, e a transferência de moléculas se desenvolve segundo o *mecanismo de sorção-difusão*. A espécie permeante é transportada por difusão sob a ação de uma força motriz, concentração ou, mais de forma mais geral, gradiente do potencial químico. A separação dos diversos componentes de uma mistura está diretamente relacionada com a relação entre seus fluxos através da membrana, que é determinada pela difusividade, e pela solubilidade na membrana

As membranas também podem ser classificadas em: *isotrópicas* ou *simétricas* e *anisotrópicas* ou *assimétricas* (Figura 2.29). As isotrópicas apresentam as mesmas características morfológicas ao longo de toda a espessura da membrana. Já as assimétricas apresentam uma pele superior mais fechada e muito fina (com poros ou não), suportada por uma estrutura porosa. Quando essas duas regiões (pele e suporte) são feitas do mesmo material, a membrana é denominada *anisotrópica integral*. Em caso de diferentes materiais, *anisotrópica composta* (HABERT, BORGES e NOBREGA, 2006).

O fluxo de uma espécie através de uma membrana é inversamente proporcional à espessura da mesma. Portanto, a membrana deve possuir a espessura mais fina possível.

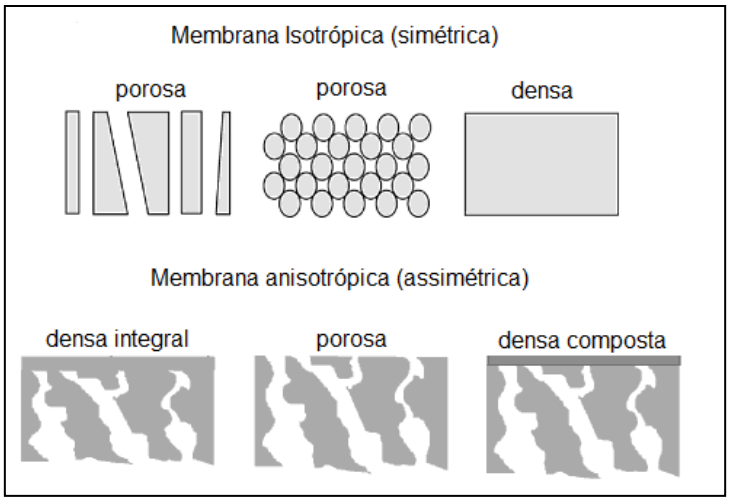


Figura 2.29: Morfologia da seção transversal de membranas sintéticas (HABERT, BORGES e NOBREGA, 2006)

Os processos de filtração podem ser classificados dependendo da morfologia da membrana e de acordo com suas características de separação e da força motriz aplicada (RÄDER, 2003).

No caso de membranas porosas, a separação se faz através da associação do tamanho das espécies presentes ao tamanho dos poros da membrana (Figura 2.30 (a)), sendo os processos mais comuns: a microfiltração (MF), ultrafiltração (UF), nanofiltração (NF) e diálise (D).

No caso de membranas densas, a separação está relacionada com a afinidade entre as espécies e o material da membrana (Figura 2.30 (b)). A espécie com mais afinidade solubiliza preferencialmente no material da membrana e difunde através do filme polimérico (mecanismo de sorção-difusão), como é o caso de processos como osmose inversa (OI), pervaporação (PV) e permeação de gases (PG).

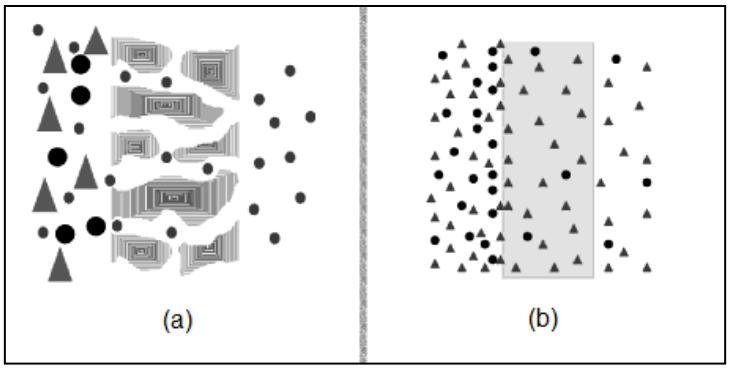


Figura 2.30: Processos de separação por membranas: (a) separação por tamanho, através dos poros; (b) separação por afinidade (HABERT, BORGES e NOBREGA, 2006)

O fluxo permeado através da membrana é proporcional à força motriz. Dessa forma, a proporcionalidade entre o fluxo permeado e a força motriz, pode ser representada por (HABERT, BORGES e NOBREGA, 2006):

$$J = -A.\left(\frac{dF}{dx}\right) \tag{2.26}$$

onde *J* é o fluxo permeado; *A* é o coeficiente fenomenológico; $\left(\frac{dF}{dx}\right)$ é a força motriz através da seção transversal da membrana. No caso da microfiltração, a força motriz preponderante é o gradiente de pressão.

A Figura 2.31 ilustra os principais PSM que utilizam a diferença de pressão através da membrana como principal força motriz, indicando a faixa de atuação em função do tamanho e tipo de espécies envolvidas, assim como a intensidade da diferença de pressão.

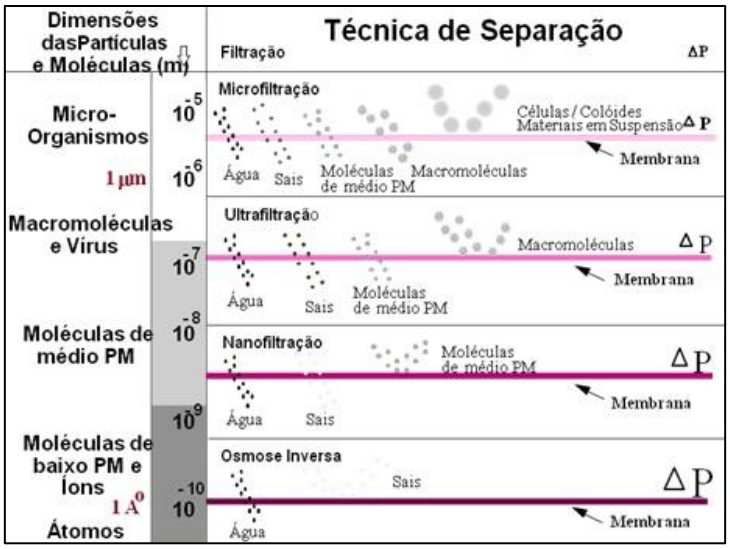


Figura 2.31: Ilustração dos principais PSM, com tamanho de partículas e moléculas, força motriz e material retido (HABERT, BORGES e NOBREGA, 2006)

2.3.4.2. Módulos de Membranas:

Os módulos de membranas são estruturas que viabilizam a operação da membrana como unidade de separação. Eles são responsáveis por possibilitar a aplicação da pressão (força motriz), e separar os compartimentos de alimentação e permeado.

O projeto dos módulos varia de acordo com suas aplicações e configurações. Dependendo do tipo de solução e das condições de operação, podem apresentar geometrias diferentes.

O modo de operação dos módulos pode ser de dois tipos: com filtração tangencial e filtração frontal (ou *dead-end*).

No sistema de filtração convencional, *dead-end*, o permeado opera na mesma direção da corrente de alimentação. Nesse caso, as partículas se acumulam na superfície da membrana, e a pressão necessária para manter o fluxo aumenta.

Por outro lado, na filtração tangencial, também conhecida como *cross-flow*, o fluxo do permeado circula em direção perpendicular à da alimentação. Nesse

tipo de filtração, a solução de alimentação é distribuída em toda a superfície do filtro, produzindo duas correntes: o permeado livre de partículas, e a corrente de concentrado. Essa configuração aumenta o fluxo permeado, pois diminui o efeito de aglomeração de partículas na superfície da membrana. Os dois tipos de filtração são ilustrados na Figura 2.32 (RÄDER, 2003).

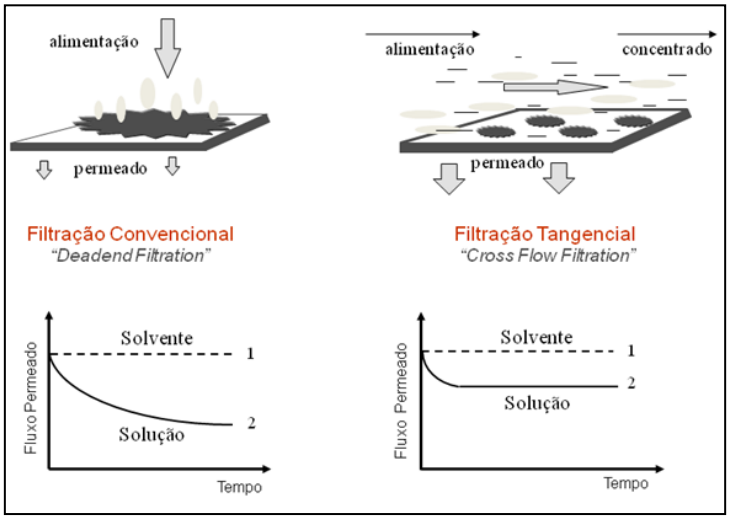


Figura 2.32: Comparação entre filtração convencional ou frontal e tangencial ou *cross flow* (HABERT, BORGES e NOBREGA, 2006)

Um fenômeno típico dos PSM é a *polarização de concentração*, que consiste na formação de uma camada de elevada concentração de partículas ou moléculas próxima à superfície da membrana, comparada àquela do seio da suspensão; e que também ocasiona redução do fluxo permeado.

O projeto dos módulos visa à otimização da densidade de empacotamento (área filtrante de membrana por volume de módulo), ou seja, encontrar a maior área possível de membrana para um dado volume de módulo, minimizando o efeito de incrustações ou *fouling* (fenômeno que se caracteriza pela deposição de partículas sobre a superfície da membrana, ocasionando a redução do fluxo permeado).

Os principais tipos de módulos comercializados no mercado são:

- Módulos do tipo placa e quadro: vários tipos de processos;
- Módulos tubulares: microfiltração (MF) e ultrafiltração (UF)

- Módulos espirais: ultrafiltração (UF), nanofiltração (NF) osmose inversa (OI) e permeação de gás (PG)
- Módulos de fibras ocas: MF, UF e pervaporação (PV)

Como o PSM utilizado no presente trabalho é a Microfiltração, o tópico seguinte discutirá mais detalhadamente esse processo.

2.3.5. Microfiltração:

A MF é um PSM que utiliza membranas com poros na faixa de 0,1 -10 µm, geralmente sendo aplicada na separação de bactérias, emulsões e micropartículas (BAKER, 2004).

As membranas de MF devem apresentar boa resistência mecânica, estabilidade térmica e química. Esses fatores estão fortemente relacionados com o material de confecção das membranas e com o processo de produção. Os materiais mais utilizados são os polímeros, pois além de apresentarem os fatores citados anteriormente, têm boa relação custo/benefício. Os materiais inorgânicos, como a cerâmica, são mais utilizados quando se necessita de tolerância a valores extremos de pH e altas temperaturas (RÄDER, 2003).

As membranas de MF são relativamente abertas, por isso a pressão aplicada como força motriz para o transporte é pequena, dificilmente ultrapassando 3 bar (BAKER, 2004).

Como mencionado anteriormente, um fenômeno que ocorre também na MF é o *fouling*, responsável por bloquear os poros da membrana, causando uma queda no fluxo permeado. Também chamado de *incrustação*, esse fenômeno não tem como ser evitado. Porém, como forma de tentativa de manter o fluxo permeado constante, realiza-se procedimento de inversão periódica do fluxo permeado (retrolavagem) e a lavagem física ou química da membrana (HABERT, BORGES e NOBREGA, 2006).

2.3.5.1. Retrolavagem:

A *retrolavagem* ou *backflushing* é a limpeza física mais comum de remoção de materiais que se acumulam na superfície das membranas. Consiste em inverter a direção do fluxo do permeado (em curto intervalo de tempo), conforme pode ser observado na Figura 2.33. Isto ocorre através da aplicação de pressão no lado do permeado da membrana, obrigando o mesmo a passar na direção oposta do filtrado, soltando a camada de impurezas presa na superfície da membrana (PELEGRIN, 2004).

A retrolavagem pode ser controlada, nas operações de sistemas de membrana, quando ocorre grande aumento de pressão de filtração ou quando há a queda dos valores de fluxo permeado. Na retrolavagem o fluxo é restaurado em valores próximos ao fluxo inicial, porém há uma redução progressiva de recuperação de fluxo. Isso indica que há acúmulo de materiais nas membranas que só poderão ser removidos por limpeza química. A Figura 2.33 mostra como o fluxo de permeado é recuperado com a retrolavagem (HABERT, BORGES e NOBREGA, 2006).

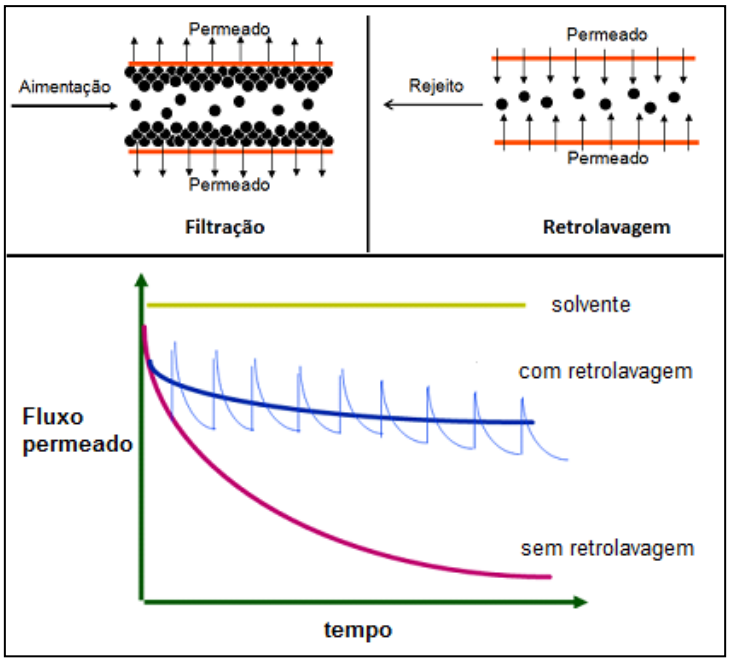


Figura 2.33: Retrolavagem de membranas de MF (HABERT, BORGES e NOBREGA, 2006)

2.3.5.2. Limpeza Química:

A limpeza química é utilizada para remoção de materiais não removidos na retrolavagem, buscando restaurar os fluxos iniciais de operação. Pode ser realizada na própria unidade (*clean in place)* ou fora do sistema (*clean out place)* deixando-as de molho em solução química. Os intervalos e a duração das limpezas químicas de membranas dependem da intensidade das incrustações (HABERT, BORGES e NOBREGA, 2006).

A limpeza química pode ser iniciada quando o sistema de microfiltração atingir valor de fluxo de permeado crítico pré-determinado ou quando houver aumento da diferença de pressão entre as extremidades do módulo.

Fatores importantes que devem ser levados em consideração são: os compostos químicos de limpeza, o pH e a temperatura. Em geral, essas informações são recomendadas nos manuais das empresas fabricantes.

A avaliação do desempenho da limpeza química é feita através da comparação dos valores de fluxo da membrana após a limpeza, para água potável à 25ºC, com aqueles obtidos com a membrana nova.

2.3.5.3. Condições de Operação:

As condições de operação de uma membrana são muito importantes, tanto para a vida útil da membrana, quanto para o aumento do fluxo permeado.

O primeiro fator é a pressão. No caso de solvente puro, quanto maior a pressão, maior o fluxo permeado. Porém, em outros casos, além de certo limite, o aumento da pressão pode ser prejudicial para a membrana, pois pode ocorrer a compactação da membrana e a intensificação da camada gel, diminuindo o fluxo permeado e alterando a seletividade do sistema. Normalmente, para os processos de microfiltração, são utilizadas pressões entre 0,5 a 3,0 bar (HABERT, BORGES e NOBREGA, 2006).

Outro aspecto importante a ser avaliado é a temperatura. Quanto mais alta, maior o fluxo permeado. Isso é devido à diminuição da viscosidade da solução, aumentando a percolação através da camada de gel e da própria membrana. Há limites suportáveis de temperatura para cada membrana. É importante trabalhar em temperaturas onde não ocorra alteração em suas características físicas e propriedades seletivas.

A velocidade de escoamento também influencia fortemente na MF. O fluxo do permeado aumenta com o aumento da velocidade de escoamento da solução junto à superfície da membrana. Isso ocorre, pois o aumento da velocidade melhora a mistura próxima a superfície da membrana e controla a polarização de concentração.

Um aspecto importante no comportamento das membranas na filtração de soluções ou suspensões são os conceitos de fluxo limite e fluxo crítico. Com o aumento da pressão de operação, o fluxo tende a um patamar, pois esse aumento da força motriz provoca o aumento da polarização de concentração, tendendo a diminuir o fluxo permeado. Esse valor que consiste no fluxo constante, mesmo com o aumento da pressão, é conhecido como fluxo limite.

O fluxo crítico consiste no valor de fluxo abaixo do qual o efeito de polarização de concentração é negligenciável, reduzindo a possibilidade da formação de incrustações. Dessa forma, praticamente não ocorre acúmulo de partículas na superfície da membrana. Nesse caso, se não houver, ou for desprezível, a interação entre as partículas e a membrana, a filtração ocorre sob condições estáveis, sem alterações no valor da permeabilidade da membrana com o tempo (VIANA, 2004).

A Figura 2.34 ilustra esses dois conceitos:

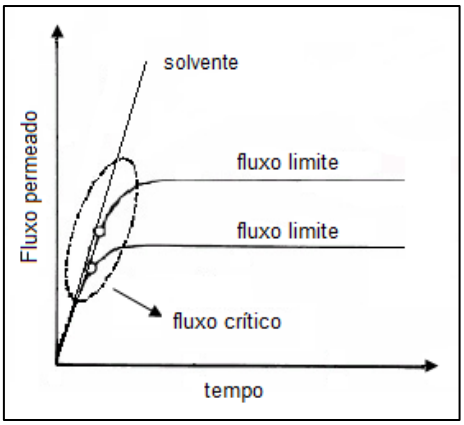


Figura 2.34: Representação dos fluxos limite e crítico - adaptado de (VIANA, 2004).

2.3.5.4. Modelo das Resistências:

O fenômeno de incrustação está associado aos seguintes processos: adsorção, formação de torta, bloqueio de poros, formação da camada gel, e reações químicas (RÄDER, 2003).

A consequência da polarização de concentração e da incrustação é a queda no valor do fluxo permeado em relação ao valor obtido com o solvente puro. Assim, ambos representam resistências adicionais à transferência de massa através da membrana (HABERT, BORGES e NOBREGA, 2006).

A Figura 2.35 representa o esquema de uma membrana microporosa, ilustrando os fenômenos de resistência.

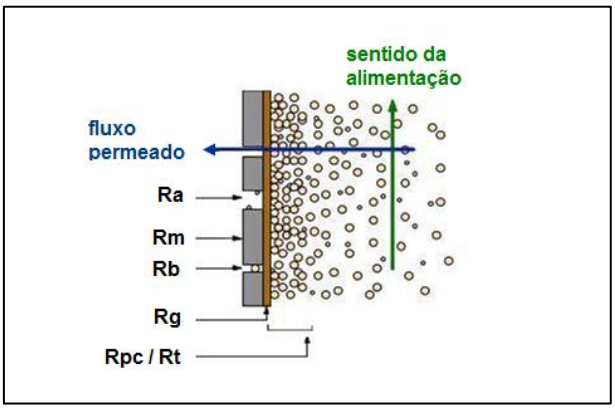


Figura 2.35: Resistências ao transporte através da membrana microporosa (MULDER, 2000)

A cada fenômeno corresponde uma resistência adicional ao transporte. Assim, a relação entre fluxo permeado e a diferença de pressão aplicada entre os dois lados da membrana passa a ser expressa por uma equação do tipo (HABERT, BORGES e NOBREGA, 2006):

$$J = \left(\frac{1}{\eta \, . R_T}\right) . \Delta P \tag{2.27}$$

$$R_T = R_m + R_a + R_b + R_g + R_{pc} + R_t \tag{2.28}$$

onde η é a viscosidade dinâmica do permeado; J é o fluxo permeado; ΔP é é a diferença de pressão através da membrana; R_m é a resistência intrínseca da membrana; R_a é a resistência devido à adsorção; R_b é a resistência devido ao bloqueio de poros; R_g é a resistência devido à camada gel; R_{pc} é a resistência devido ao fenômeno de polarização de concentração; R_t é a resistência da torta depositada sobre a superfície da membrana; e R_T é a resistência total de transferência de massa através da membrana.

2.3.5.5. Aplicações:

A MF apresenta vantagens importantes em comparação aos processos tradicionais de filtração (HABERT, BORGES e NOBREGA, 2006; RÄDER, 2003):

- Remoção de bactérias;
- A adição de coagulantes químicos pode ser evitada em alguns casos, produzindo lodo sem substâncias químicas;
- Sistemas de tratamentos de águas em plantas compactas e automatizadas;
- Água descontaminada para propósitos industriais (reuso de água);
- Em certos casos, o tratamento de lodo pode ser relativamente mínimo.

Entre as principais aplicações pode-se mencionar:

- Clarificação de sucos e vinho;
- Separação de gorduras e bactérias do leite;
- Remoção da levedura da cerveja;
- Pré-tratamento para outros sistemas de filtração como nanofiltração e osmose inversa.

2.3.5.6. Pré-tratamentos para Microfiltração:

Atualmente, os PSM estão ganhando mais atenção visando substituir as tecnologias convencionais de separação. Estudos têm sido realizados para investigar o acoplamento da coagulação, floculação e sedimentação à filtração por membranas. A aplicação da tecnologia de membranas é limitada pelos fenômenos de incrustação. Este problema pode ser minimizado através da aplicação dos processos de coagulação e sedimentação.

MACEDO (2009) avalia a aplicação dos processos coagulação, floculação, microfiltração e processos oxidativos no tratamento de água de produção de petróleo. Nesse trabalho, a CG/FC (coagulação/floculação) visa à precipitação de colóides, e a MF (microfiltração), em sequencia, tem o objetivo de remover contaminantes macromoleculares em suspensão. A comparação das características dos afluentes com os efluentes coagulado/floculado e com o efluente permeado por membranas mostram claramente o quanto as técnicas empregadas foram efetivas quanto a redução dos valores de COT e turbidez. A tecnologia de membranas promoveu reduções de 14% e 99% de COT e turbidez, respectivamente. A turbidez foi de 40 NTU para 0,6 NTU, o que mostra a importância da MF para a remoção dos sólidos em suspensão, gerando um efluente ainda mais clarificado para a etapa seguinte de processos oxidativos.

VIDAL (2006) aplicou a CG/FC e MF como parte do tratamento de efluente de esgoto sanitário. Foi utilizado cloreto férrico como coagulantes e se observou fluxos permeados três vezes maiores em relação ao ensaio sem a adição de coagulante. Esse aumento é atribuído à transformação de parte da matéria

coloidal dissolvida em fração particulada, diminuindo o efeito de incrustação na superfície da membrana. Nesse caso, o tamanho das partículas aumentou de 0,05 - 1 µm (sem coagulação) para 20 µm (com a adição de cloreto férrico). Para todos os ensaios realizados os permeados da MF ficaram abaixo de 0,3 NTU.

CHO, LEE e LEE (2006) estudaram os efeitos das condições de floculação na permeabilidade das membranas de MF. Foram utilizados módulos de MF pressurizado com e sem recirculação (*tangencial* e *dead end)* e submerso. O coagulante utilizado foi o cloreto de alumínio. Na floculação, houve a combinação de misturas rápida e lenta, rápida fixa e lenta em diferentes tempos; e apenas o uso da mistura rápida com variação do tempo de mistura.

Os resultados obtidos mostram a dependência do tamanho do floco com a variação dos tempos e modos de mistura. Quando se faz apenas a mistura rápida, o aumento do tempo de mistura mantém praticamente constante o tamanho do floco formado. Os resultados da combinação de mistura rápida e mistura lenta mostram um grande aumento do tamanho dos flocos com o aumento do tempo de mistura lenta. Após 8 horas de mistura lenta, o tamanho do floco formado aumenta em cinco vezes (vai de 90 µm para 447 µm). Esse resultado demonstra a importância do estudo na influência do tempo de agitação na etapa de floculação.

A resistência da torta formada diminuiu com o tempo de floculação em ambos os casos (apenas mistura rápida e a combinação das misturas). Com a utilização apenas da etapa de mistura rápida o tamanho do floco não variou com o tempo de floculação, mas observou-se a diminuição da resistência específica da torta, o que foi atribuída às mudanças na estrutura do floco. Além das diferenças estruturais, a diminuição da resistência dos flocos pode ser atribuída à remoção de diferentes partículas coloidais, já que o número de pequenas partículas variando de 2 nm a 5 µm diminuiu com o tempo de mistura após a floculação.

Os experimentos de MF, nos diferentes tipos de módulos, mostraram que o fluxo permeado aumenta com o tempo de floculação nas duas condições de mistura (rápida e rápida + lenta). Porém, no módulo pressurizado com recirculação, o fluxo permeado, para 8 horas de floculação, é cinco vezes maior na combinação de mistura rápida e lenta, em relação ao que utiliza apenas a mistura rápida.

Diversos outros trabalhos estudaram, para diferentes efluentes e águas, os parâmetros para coagulação e floculação ótimos, como tipo e concentração de coagulante, pH, tempo de floculação e intensidade de agitação. Além disso, na MF, observaram como os coagulantes interferem nos comportamentos de fluxos permeados com o tempo, e de resistência criada pela torta formada na superfície da membrana. Dentre eles, podem ser citados:

PIKKARAINEN, *et al.* (2004) investiga a coagulação como pré-tratamento para a MF, visando tratar águas de superfície. Nesse caso, há a avaliação da formação da resistência específica de torta. Quanto mais coagulante é adicionado, menor é a resistência específica da torta, para qualquer um dos quatro coagulantes testados.

CHEN, *et al.* (2007) estudam o efeito da coagulação na formação de incrustações em membrana de UF. Esse estudo também demonstra o aumento no fluxo permeado quando há o efeito da coagulação antes da ultrafiltração. Também pode ser observada uma maior eficiência da retrolavagem na recuperação do fluxo permeado quando há a presença de coagulante.

KABASH-KORBUTOWICZ (2006) também estuda os efeitos da coagulação no desempenho da UF. A coagulação de água com alumínio reduz a matéria orgânica no processo de UF. Há uma significativa influência do pH da água de alimentação sobre o desempenho do processo foi observado. Melhores resultados da separação de material orgânica natural (NOM) foram alcançados com pH da água tratada igual a 6,0.

Tendências e desenvolvimentos indicam que esta tecnologia está rapidamente se tornando uma excelente alternativa para muitas aplicações de tratamento de águas residuais e efluentes. Estudos têm mostrado que há uma diminuição na formação de incrustações em sistemas de MF quando do uso de pré-tratamento por coagulação, floculação e/ou sedimentação.

3. MATERIAS E MÉTODOS:

3.1. Caracterização do Efluente:

O efluente objeto deste estudo é a corrente proveniente de lavadores de gases das caldeiras que contém elevado teor de particulados de carvão, denominados fuligem. Para o desenvolvimento do trabalho, os testes foram realizados com amostras do efluente de uma usina localizada na cidade de Itápolis, interior do estado de São Paulo, a “Destilaria Irmãos Malosso”.

3.1.1. Determinação de Sólidos em Suspensão Totais (SST):

Os sólidos podem ser suspensos, coloidais ou dissolvidos. As partículas de maior dimensão, retidas num papel de filtro de tamanho especificado, correspondem aos resíduos não filtráveis, também usualmente denominados Sólidos em Suspensão Totais (SST).

O papel de filtro utilizado é o filtro analítico AP 40 em microfibra de vidro sem resina da Milipore, com 47 mm de diâmetro e tamanho de poros de 0,7 µm.

Para determinação da concentração de SST em uma amostra, o papel de filtro é lavado com volume de 30 ml de água destilada, colocado num recipiente de porcelana (cadinho) e secado em mufla a 550ºC por 20 minutos. Após secagem, o cadinho com o papel de filtro é pesado (massa M_1).

A amostra de fuligem, devidamente homogeneizada, é filtrada a vácuo, no papel de filtro previamente preparado. O volume de amostra filtrada foi de 20 ml (V).

Após a filtração da amostra de fuligem, o papel de filtro, contendo os resíduos não filtráveis, foi submetido à secagem em estufa, a 105°C, até adquirir peso constante (massa M_2).

O cálculo dos sólidos em suspensão totais é feito de acordo com a equação (3.1).

$$\frac{g}{L} de\ sólidos\ suspensos\ totais = \frac{M_2 - M_1}{V} \quad (3.1)$$

onde, M_1 é a massa do cadinho com o papel de filtro seco; M_2 é M_1 + a massa da amostra seca; e V é o volume da amostra.

3.1.2. Determinação do pH do Efluente:

O pHmetro foi o aparelho utilizado para medição do pH original do efluente com fuligem. Esse equipamento consiste em um eletrodo acoplado a um potenciômetro (aparelho medidor de diferença de potencial). O medidor de pH é um milivoltímetro com uma escala que converte o valor de potencial do eletrodo em unidades de pH.

3.1.3. Distribuição Granulométrica da Fuligem:

A fim de caracterizar a distribuição granulométrica da fuligem, foi utilizado o equipamento *Malvern Mastersizer Micro Plus - MAF 5001*, que possui faixa de diâmetro de 0,05 a 550 µm (Figura 3.1).

Figura 3.1: Equipamento (*Malvern Mastersizer Micro Plus* - MAF 5001) para caracterização da distribuição granulométrica da fuligem

A distribuição de tamanho das partículas utiliza a técnica de espalhamento de luz laser de baixo ângulo, conhecida genericamente por “espalhamento de luz”.

Nesta análise, as partículas são diluídas em água e submetidas a ultra-som dentro do próprio equipamento. Desta forma, possíveis aglomerados são dispersos e a solução de partículas é atravessada pelo laser. Os detectores para espalhamento de luz emitem mensagens para o computador, que calcula a distribuição granulométrica e apresenta os resultados.

Para tal procedimento, um pequeno volume de fuligem foi misturado em um béquer com água e foram realizadas sucessivas análises. Os resultados são apresentados na forma de gráficos com o tamanho das partículas no eixo das abscissas, e a fração, em porcentagem, no eixo das ordenadas.

3.2. Teste Preliminar para Definição da Rota de Estudo:

Antes do desenvolvimento da combinação de processos a serem utilizados, foi feito um teste preliminar, com o objetivo de validar o desenvolvimento do trabalho. Foi realizada uma microfiltração pressurizada (ΔP = 1 bar) da amostra de fuligem retirada diretamente da saída da caldeira.

3.3. Sistema de Coagulação / Floculação:

3.3.1. Metodologia:

O teste conhecido por *Jar-Test* visa à determinação de parâmetros que melhorem o processo de coagulação e floculação, como por exemplo, seleção de coagulantes, concentrações dos mesmos, pH da solução e tempo de floculação.

O *Jar-Test* (Figura 3.2) é um equipamento laboratorial composto de 6 unidades de teste (seis copos tipo *béquer*). Cada uma destas unidades possui agitação com regulador de velocidade para a mistura rápida (coagulação) ou lenta (floculação).

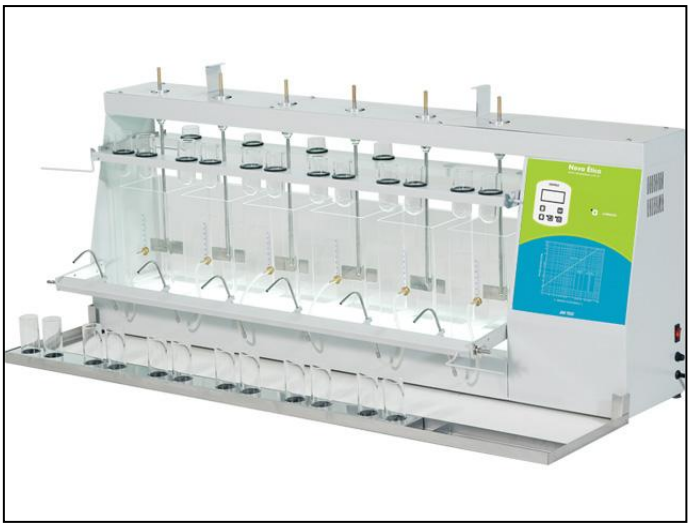


Figura 3.2: Equipamento laboratorial *Jar-test*

Todas as amostras testadas foram padronizadas em 40 g/L de SST, de acordo com amostra coletada na usina de produção de álcool. Para isso foi realizada a caracterização através de peso seco (quantidade de sólidos em um determinado volume de solução) para cada amostra testada.

A amostra obtida da usina Malosso estava armazenada, podendo ocorrer, com o decorrer do tempo, a aglomeração das partículas, modificando suas características originais. Com o objetivo de padronizar a distribuição granulométrica, reduzir a agregação das partículas e aproximá-la do estado original, a suspensão com a concentração padronizada foi dividida em amostras de 600 mL e mantida sob agitação vigorosa, em 12.000 rpm, durante 10 minutos. O equipamento utilizado para a agitação é denominado *Turrax*, (um homogeneizador, desintegrador e emulsificador), motorizado com alta velocidade, onde o material exposto passa pelas aberturas do cabeçote de regeneração sob forte colisão, tornando as partículas dispersas, menores e melhores distribuídas (Figura 3.3). A distribuição granulométrica foi determinada antes e depois do *Turrax*. Cada volume foi, então, dividido em 2

béqueres com 300 mL de solução cada, para que pudessem ser feitos os *jar tests*.

Figura 3.3: Ultra TURRAX T-18 *Basic*

Nos recipientes do *Jar Test*, são adicionadas as amostras do efluente a ser analisado. Em cada uma das unidades, uma situação diferente é analisada. Por exemplo, cada béquer possui diferentes valores de pH, ou diferentes concentrações de coagulantes, etc. Adiciona-se o coagulante e a base (NaOH) ou o ácido (H_2SO_4), para correção do pH. A etapa de agitação rápida (coagulação) foi realizada com agitação de 100 rpm e duração de 1 (um) minuto. Na floculação, a agitação lenta foi de 40 rpm. Após a floculação, a agitação é interrompida e a mistura repousa por um tempo de decantação de 20 minutos. Após esse tempo, são retiradas amostras do sobrenadante de cada copo, com o auxílio de uma pipeta, e são feitas as determinações do parâmetro de controle, a turbidez.

3.3.2. Coagulantes Utilizados:

Para o tratamento da água com fuligem realizado nesse trabalho, são testados dois tipos de coagulantes: o Sulfato de Alumínio - $Al_2(SO_4)_3$ e Cloreto Férrico - $FeCl_3$, ambos da VETEC. Para cada coagulante foram realizados experimentos para a determinação do pH ótimo, a concentração mais efetiva para os coagulantes no pH ótimo e determinação do tempo mais adequado para a floculação.

3.3.3. Adição de Polímeros Iônicos (Polieletrólitos):

Polieletrólitos foram investigados como auxiliar da coagulação promovida com sulfato de alumínio ou cloreto férrico, em pH e concentrações ótimas. Diferentes dosagens foram utilizadas para determinação da melhor concentração de polieletrólito no meio.

Os polieletrólitos também foram utilizados isoladamente, ou seja, sem a adição de outros coagulantes. Nesse caso, duas concentrações diferentes de cada polímero foram utilizadas no efluente original, sem nenhuma correção de pH.

São utilizados o polímero catiônico FXCS7 e polímero aniônico FXAS1, ambos da FAXON.

3.3.4. Considerações e Variáveis:

Na Tabela 3.1 são listadas as considerações feitas na realização dos experimentos e as variáveis estudadas. A mistura lenta foi fixada em tempo de 20 minutos quando os testes tinham como objetivo o estudo do pH e da concentração na remoção de turbidez. A concentração foi fixada em 100 mg/L de coagulantes, quando o objetivo do ensaio era a determinação do pH.

Tabela 3.1: Dados importantes para realização dos testes de coagulação e floculação

CONDIÇÕES FIXAS	
Tempo de mistura rápida (min)	1
Tempo de decantação (min)	20
VARIÁVEIS	
pH	4,0 a 9,0
Coagulantes	sulfato de alumínio; cloreto férrico
Concentração de coagulante (mg/L)	75; 100; 150; 250; 350; 500
Tempo de floculação (min)	5; 10; 15; 20; 25; 30
Tipo de polímero	aniônico; catiônico
Concentração de polímero (mg/L)	0,1 a 2,0

3.4. Sistema de Sedimentação:

Para o pré-projeto do acoplamento entre os sistemas de sedimentação e de microfiltração, a vazão do permeado foi fixa em torno de 70 L/h. Esse valor foi fixado baixo, devido à limitação de volume do efluente. A área de permeação do módulo de microfiltração foi fixa em 1 m^2. Desta forma, considerando a permeabilidade da membrana de MF na faixa de 200 a 300 $L/h.m^2.bar$, a vazão estabelecida possibilita operar com diferenças de pressão através da membrana inferiores a 0,5 bar, aproximando da condição de fluxo crítico. Esta condição possibilita reduzir a formação de incrustação sobre a membrana.

A relação entre a vazão de permeado e de alimentação é definida como grau de recuperação e, para soluções com características incrustantes, deve ser mantida em valores reduzidos. No projeto do sistema acoplado, adotou-se 0,4 para a recuperação.

Com base nestes valores, calcula-se a vazão da alimentação do módulo de MF em 180 L/h. A corrente retida pela membrana, com maior concentração de sólidos e vazão de 110 L/h, denominada como concentrado retorna ao sedimentador.

No sedimentador, a corrente clarificada deve atender a demanda requerida pela alimentação da MF, ou seja, 180 L/h. A concentração de sólidos na corrente com a fuligem é conhecida e igual a 40 g/L, assim como a concentração do lodo deve ser mantida em 240 g/L, valor usualmente praticado nas usinas para reduzir os custos de transporte. Com estes valores pode-se calcular a vazão de alimentação do sedimentador e a vazão de retirada do lodo, iguais a 84 L/h e 14 L/h, respectivamente. A Figura 3.4 ilustra o fluxograma do processo acoplado e os valores das vazões e concentrações nas diversas correntes do processo.

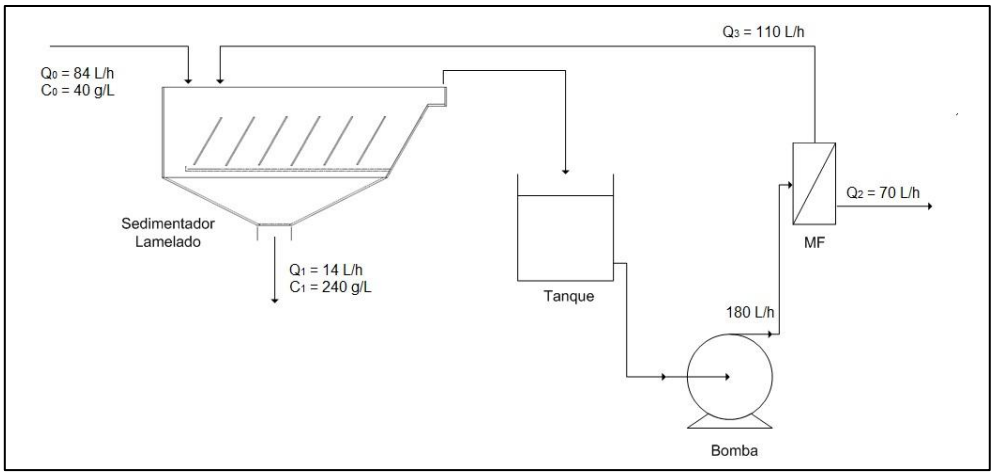


Figura 3.4: Pré-projeto para acoplamento dos sistemas de sedimentação e microfiltração

3.4.1. Projeto do Sistema de Sedimentação:

O projeto do sedimentador foi baseado nos métodos de Kinch e de Biscaia Jr., calculando-se inicialmente as características de um sedimentador convencional e, posteriormente, relacionado-as às dimensões necessárias para um sedimentador lamelado.

O procedimento inicial para o dimensiomento do sedimentador é a determinação da curva de sedimentação em batelada. Uma amostra de fuligem foi colocada em uma proveta de 100 mL e foi obtida uma curva relacionando a altura da interface água-lodo com o tempo (Gráfico 3.1), onde z_i está em metros e t_i em horas.

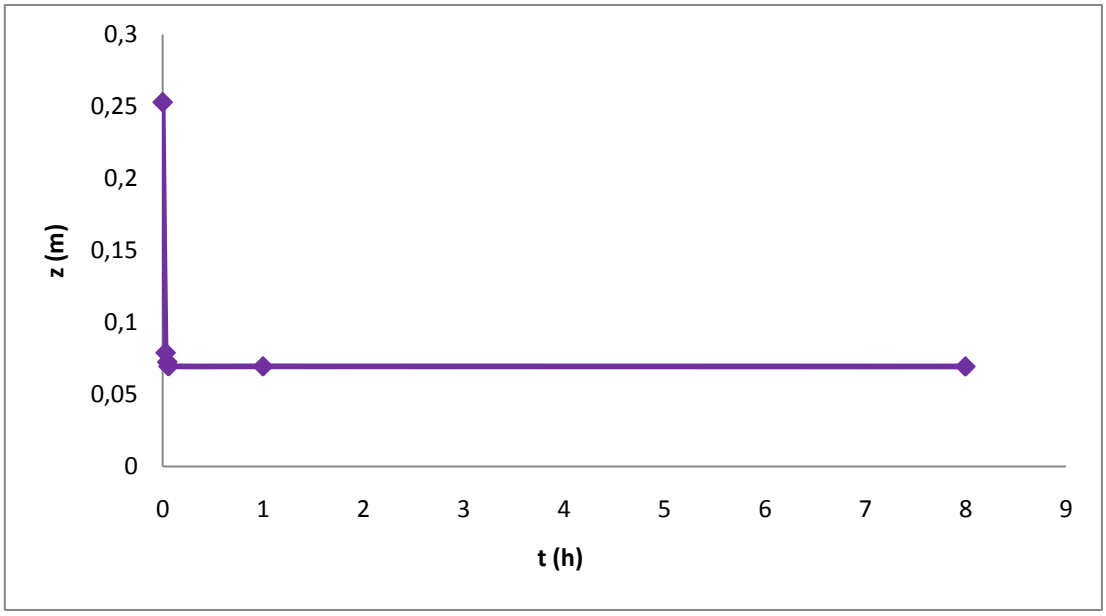


Gráfico 3.1: Teste de proveta da fuligem

Pode-ser observado que, em poucos minutos (1,75 min), o lodo já havia atingido sua região de compactação. Ou seja, o efluente apresenta rápida sedimentação e a curva apresenta um comportamento que não permite identificar todas as regiões de sedimentação. Em decorrência disso, para efeitos de cálculos de projeto, optou-se pela retirada dos dois últimos pontos, conforme apresentado no Gráfico 3.2.

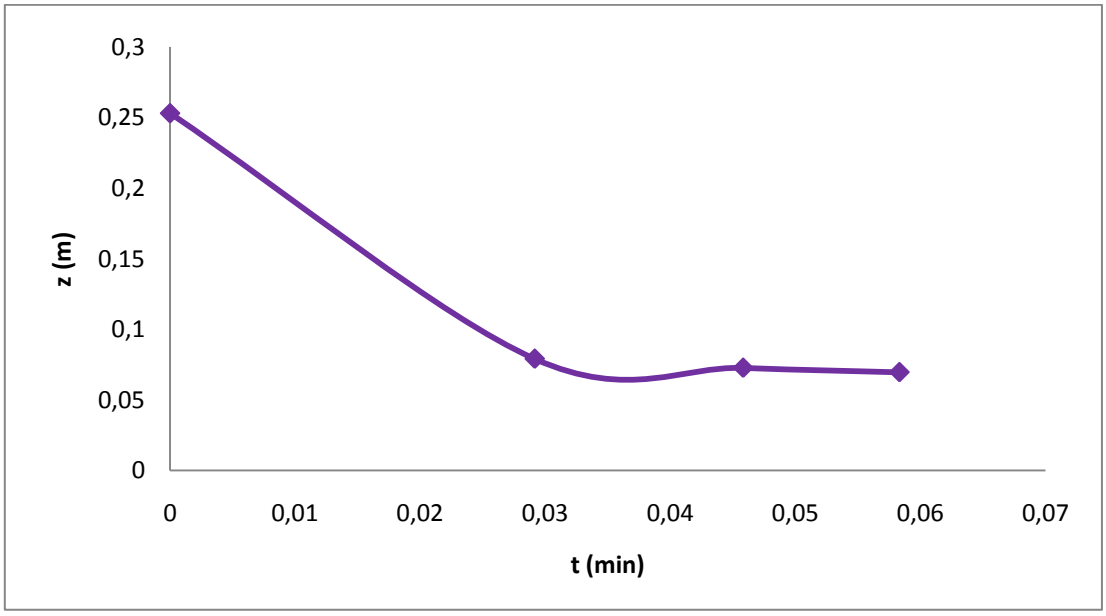


Gráfico 3.2: Teste de proveta da fuligem considerando apenas os instantes iniciais da sedimentação

$$z_i = \begin{pmatrix} 0{,}253 \\ 0{,}791 \\ 0{,}727 \\ 0{,}696 \end{pmatrix}$$

$$t_i = \begin{pmatrix} 0 \\ 0{,}029167 \\ 0{,}04583 \\ 0{,}05833 \end{pmatrix}$$

De acordo com Kynch, tem-se:

$$\rho_a = \left(1 - \frac{C_a}{\rho_s}\right).\rho + C_a \; ; \quad \rho_r = \left(1 - \frac{C_r}{\rho_s}\right).\rho + C_r \; ; \quad \bar{\rho} = \left(\frac{\rho_a.C_r - \rho_r.C_a}{C_r - C_a}\right)$$

ou,

$$\rho_a = 983{,}749 \text{ g/L} \; ; \qquad \rho_r = 990{,}809 \text{ g/L} \; ; \qquad \bar{\rho} = 983{,}2 \text{ g/L}$$

Ainda,

$$v = \left(\frac{dz}{dt}\right)$$

$$a = 0{,}054 \text{ L/g}$$

A velocidade de sedimentação é obtida através da derivada de z em função do tempo. As equações (3.2) e (3.3) representam o decaimento na altura da interface e a velocidade, respectivamente.

$$zz_i = 89{,}75 \,.(t_i)^2 - 8{,}267 \,.t_i + 0{,}2516 \tag{3.2}$$

$$dzz_i = 89{,}75 \,.\, 2 \,.(t_i) - 8{,}267 \tag{3.3}$$

A Figura 3.5 compara os pontos experimentais com a curva ajustada, assim como representa a variação na velocidade de sedimentação com o tempo.

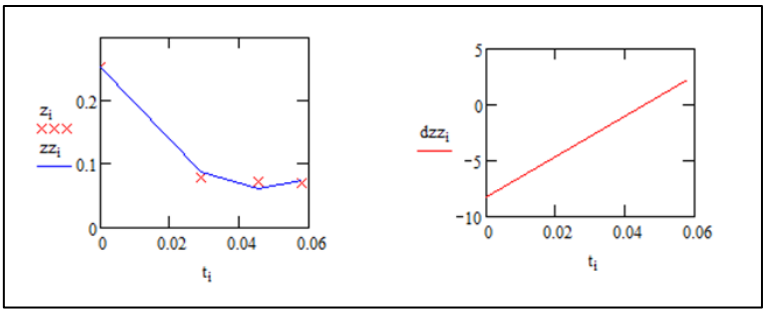


Figura 3.5: Variação na altura da interface de sedimentação e derivada para obtenção da velocidade de sedimentação

A partir do valor de velocidade de sedimentação pode-se calcular a área e o diâmetro da seção transversal do sedimentador convencional, conforme ilustrado a seguir:

$$S_i = \frac{Q_a \cdot C_a \cdot 1000}{\frac{(-dzz)_i}{\frac{d}{1000}}} \qquad d_i = \left(\frac{4 \cdot S_i}{\pi}\right)^{0,5}$$

Para os valores de velocidade observados, tem-se:

$$S_i = \begin{pmatrix} 0,022 \\ 0,059 \\ 4,509 \\ -0,082 \end{pmatrix} \qquad d_i = \begin{pmatrix} 0,167 \\ 0,275 \\ 2,396 \\ 0,322i \end{pmatrix}$$

De acordo com o método proposto por Biscaia, tem-se:

$$z_{min} = \frac{C_a \cdot z_1}{C_r}$$

$$z_{min} = 0,018 \text{ m}$$

Entretanto, devido ao comportamento experimental da curva de sedimentção, este valor foi considerado muito baixo e o $z_{mín}$ foi fixado igual ao menor valor registrado ($z_{mín}$ = 0,061 m).

Com o valor do z_{min} pode-se determinar o tempo mínimo para a sedimentação:

$$z_{min} = root\,[(89{,}75\,.\ t_{min}{}^{2} - 8{,}267\,.\ t_{min} + 0{,}2516 - z_{min}),\ t_{min}]$$

$$t_{min} = 0{,}046\ \mathrm{h}$$

Os cálculos de área e diâmetro baseados no tempo mínimo segundo este procedimento são:

$$S = 0{,}035\ \mathrm{m}^2 \qquad d = 0{,}211\ \mathrm{m}$$

Segundo recomendações da literatura, o cálculo da altura do sedimentador é realizado através do cálculo do volume do sedimentador, considerando um tempo de residência de 30 minutos maior que o último tempo registrado (t_4).

$$t_4 = 0{,}058$$
$$t_r = t_4 + 0{,}5$$

$$V = \frac{4}{3}\,.\,Q_a\,.\frac{C_a}{\rho_s}\,.\,(t_r - t_{min})\,.\left(\frac{\rho_s - \rho}{\rho_r - \rho}\right)$$
$$V = 9{,}57\ x\ 10^{-3}\ \mathrm{m}^3$$

Desta forma,

$$z_d = \frac{V}{S}$$
$$z_d = 0{,}273\ \mathrm{m}$$

De acordo com a literatura, é feita uma adição de altura referente à saída do sedimentador (Hs) mais a altura relativa à inclinação do fundo (Hf), onde:

$$H_s = 0{,}6\ \mathrm{m} \qquad H_f = 0{,}45\ \mathrm{m}$$

Então a altura total é determinada como:

$$H_t = H_s + z_d + H_f$$
$$H_t = 1{,}323\ \mathrm{m}$$

Para determinar as dimensões do sedimentador lamelado utiliza-se a área do sedimentador convencional (AT), ou seja, 0,035 m^2. A largura do sedimentador (W) foi fixa em 0,1 m e o número de lamelas (n) em 7. A Figura 3.6 apresenta as principais características dimensionais do sedimentador lamelado.

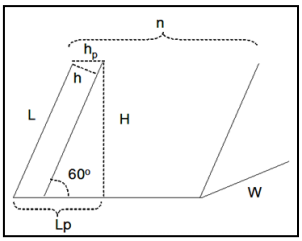


Figura 3.6: Desenho esquemático da lamela do sedimentador e das suas dimensões

A profundidade do sedimentador pode ser facilmente determinada a partir da área total e da largura:

$$Lp_{total} = \frac{AT}{W}$$

$$Lp_{total} = 0{,}35 \text{ m}$$

Assim, mantendo uma inclinação de 60º o comprimento total das lamelas (L_{max}) pode ser determinado, assim como o comprimento individual (L) de cada lamela:

$$L_{max} = \frac{Lp_{total}}{\cos\left(\frac{\pi}{3}\right)} \qquad L = \frac{L_{max}}{(n-1)}$$

$$L_{max} = 0{,}701 \text{ m} \qquad L = 0{,}117 \text{ m}$$

A altura projetada total (H) das lamelas e de cada lamela (h_p) também podem ser determinadas, assim como o espaçamento (h) entre as lamelas.

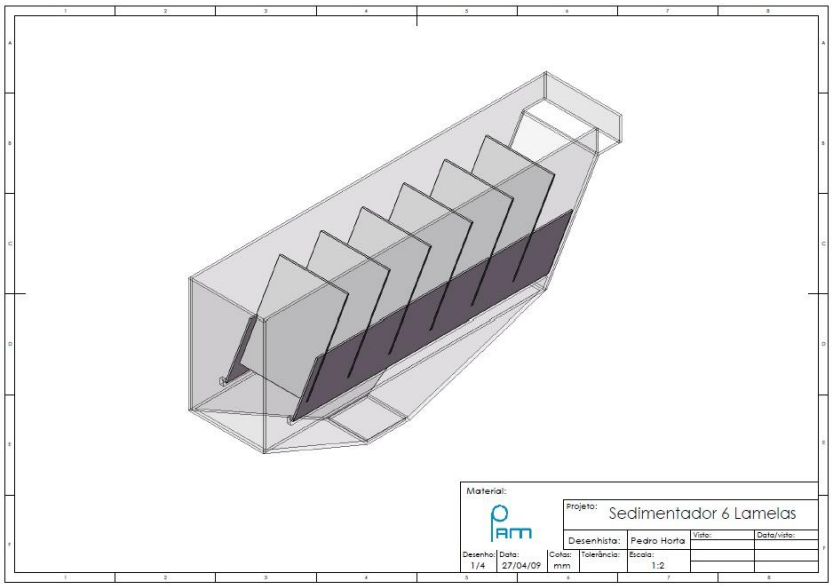
$$H = L \,.\sin\left(\frac{\pi}{3}\right) \qquad h_p = Lp_{total} \cdot \left(\frac{1}{n-1}\right)$$

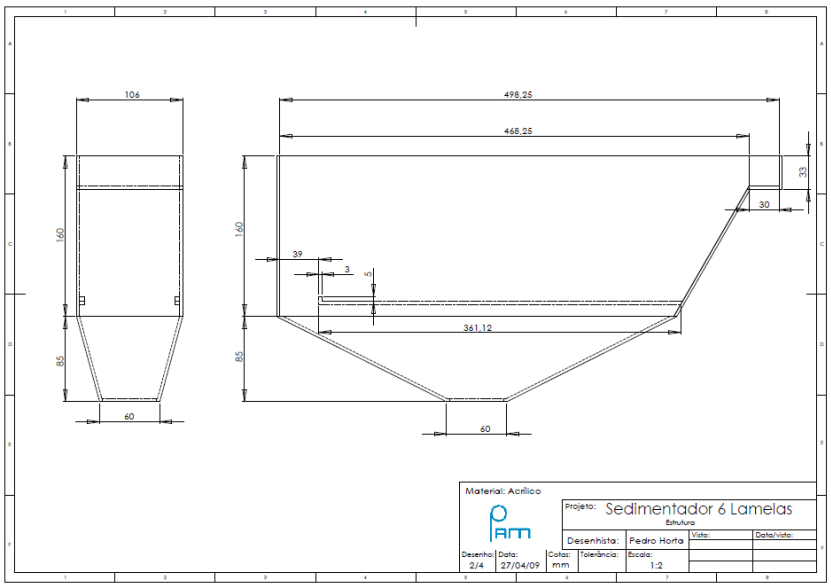
$$H = 0{,}101 \text{ m} \qquad h_p = 0{,}058 \text{ m}$$

$$h = h_p \cdot \sin\left(\frac{\pi}{3}\right)$$

$$h = 0{,}051 \text{ m}$$

O sedimentador foi confeccionado em policarbonato, com dimensões conforme Figura 3.7.





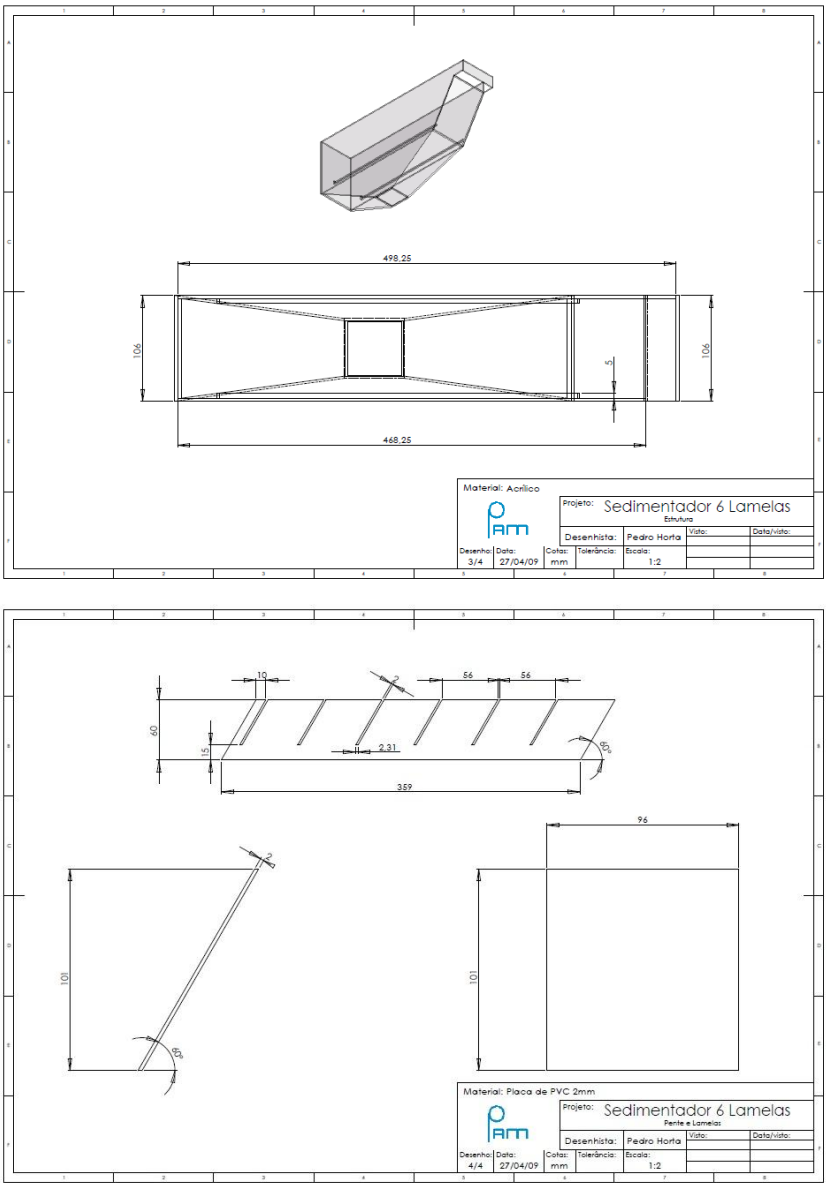


Figura 3.7: Vistas e dimensões do sedimentador lamelado

3.5. Sistema de Microfiltração:

3.5.1. Metodologia para MF Submersa:

A Microfiltração pode ser operada de duas formas principais, na primeira as membranas são acondicionadas em vasos de pressão e a alimentação circula pelo módulo mantendo uma diferença de pressão entre a alimentação e o permeado. A segunda concepção utiliza módulos submersos, ou seja, a membrana fica imersa no tanque de alimentação com o efluente. Nesta configuração utiliza-se aeração no tanque de alimentação para promover uma maior agitação da alimentação, reduzindo a precipitação das partículas de fuligem e melhorando as condições de transferência de massa para o processo de permeação. Ambas as configurações foram investigadas, mas a concepção utilizando membranas submersas foi escolhida para minimizar a deposição e incrustação das membranas.

No caso de membranas submersas, a diferença de pressão através da membrana é pressão negativa (vácuo) do lado do permeado da membrana.

O fluxograma do processo é ilustrado na Figura 3.8.

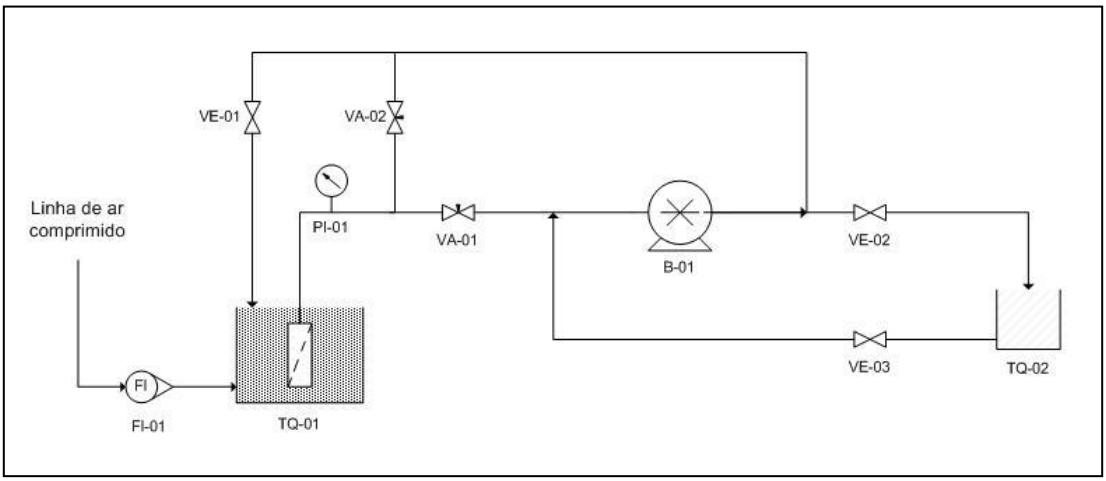


Figura 3.8: Fluxograma do sistema de Microfiltração submersa

O sistema pode funcionar em dois tipos de operações: filtração e retrolavagem, para limpeza da membrana. As operações são descritas abaixo e seus acionamentos constam na Tabela 3.2:

- Filtração com sistema fechado: onde o permeado é recirculado no sistema voltando ao tanque TQ-01;

- Retrolavagem: o permeado (armazenado no tanque TQ-02) alimenta as membranas de MF de dentro para fora.

Tabela 3.2: Funcionamento das operações do sistema de Microfiltração

Válvulas	Filtração com sistema fechado	Retrolavagem
VE-01	Aberta	Fechada
VE-02	Fechada	Fechada
VE-03	Fechada	Aberta
VA-01	Aberta	Fechada
VA-02	Fechada	Aberta

Os componentes do sistema de Microfiltração submersa são descritos na Tabela 3.3.

Tabela 3.3: Componentes do sistema de Microfiltração Submersa

INSTRUMENTO	MODELO	ESPECIFICAÇÃO
Bomba de diafragma B-01	Flojet	0 - 240 L/h
Rotâmetro FI-01 (ar)	AALBORG	0 - 8 L/min
Manovacuômetro	Famabrás	1 a 1 bar
Válvulas Esfera	Mipel	1/4"
Válvulas Agulha	Detroit	1/4"
Tanque de Acrílico	-	Φ = 0,15 m; h = 0,30 m

A Figura 3.9 ilustra o sistema de Microfiltração de bancada e a Figura 3.10 detalha o tanque de alimentação com a mangueira aeradora e as membranas de MF.

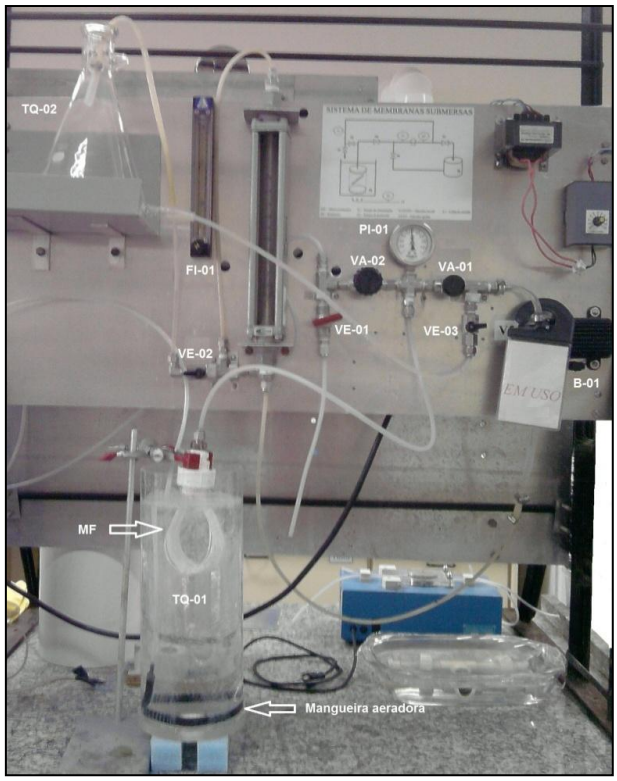


Figura 3.9: Sistema de MF submerso de bancada

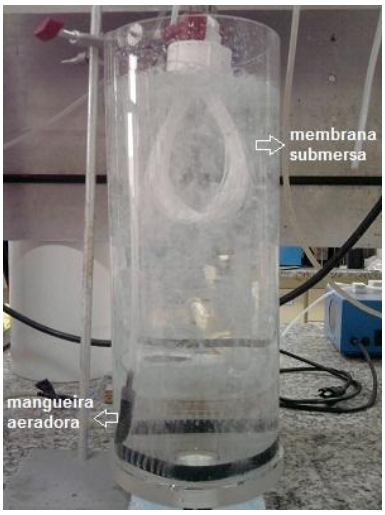


Figura 3.10: Detalhe para o tanque de alimentação com membranas de MF submersa e mangueira aeradora

Foram confeccionados vários módulos de membranas de Microfiltração submersa, conforme ilustrado na Figura 3.11.

Figura 3.11: Módulo de membranas submersas de MF

Para o cálculo da área de permeação, a membrana em forma de fibra-oca foi considerada como um cilindro de diâmetro externo de 1 milímetro. Utilizou-se um feixe de 40 fibras com comprimento útil de 20 centímetros, fornecendo uma área de permeação de 0,025m^2.

3.5.2. Metodologia para MF Pressurizada:

A Microfiltração é aplicada utilizando módulos pressurizados, onde a membrana fica dentro de uma carcaça de PVC. Nessa concepção, a diferença de pressão aplicada refere-se à pressão positiva do lado da alimentação da membrana. O fluxograma do processo é ilustrado na Figura 3.12.

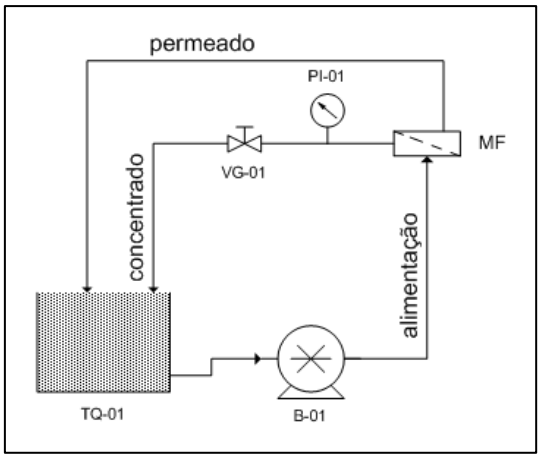


Figura 3.12: Fluxograma MF pressurizado

Os componentes do sistema de Microfiltração pressurizada são descritos na Tabela 3.4. A Figura 3.13 ilustra o sistema de Microfiltração pressurizada de bancada.

Tabela 3.4: Componentes do sistema de Microfiltração pressurizada

INSTRUMENTO	MODELO	ESPECIFICAÇÃO
Bomba Parafuso B-01	Nemo NM011/12	0 - 240 L/h
Manômetro	Famabrás	0 - 4 bar
Válvula Gaveta	Mipel	3/4"
Tanque de Polipropileno	-	5 L

Figura 3.13: Sistema de MF pressurizada de bancada

Foram confeccionados vários módulos de membranas de Microfiltração pressurizada, conforme ilustrado na Figura 3.14.

Figura 3.14: Módulo de membranas para MF pressurizada

Para o cálculo da área de permeação, a membrana em forma de fibra-oca foi considerada como um cilindro de diâmetro externo de 1 milímetro. Utilizou-se um feixe de 20 fibras com comprimento útil de 40 centímetros, fornecendo uma

área de permeação de 0,025m^2 e densidade de empacotamento do módulo de 170 m^2/m^3.

Para a confecção das carcaças dos módulos foram utilizados os seguintes materiais de PVC: tubo de 25 mm, dois tês de 25 mm e quatro luvas mistas de 25 mm x ½”.

3.5.3. Caracterização das Membranas de MF:

As membranas de Microfiltração utilizadas nesse estudo são baseadas em poli(éterimida) (PEI), produzidas na forma de fibras-ocas e fornecidas pela PAM Membranas Seletivas Ltda. As fibras foram caracterizadas quanto à morfologia através da Microscopia Eletrônica de Varredura (MEV) e da permeabilidade hidráulica.

3.5.3.1. MEV:

O microscópio eletrônico de varredura (MEV, Quanta 200 – FEI Co.) é um equipamento capaz de produzir imagens de alta ampliação e resolução (Figura 3.15). Para a caracterização morfológica por MEV alguns cuidados devem ser tomados, procurando preservar as características estruturais da membrana a ser analisada. Primeiramente, a amostra foi imersa em nitrogênio líquido para evitar a deformação da membrana. Em seguida, a amostra é recoberta por uma fina camada de ouro, através do processo denominado *sputtering* (*sputtering*, JFC-1500, *Jeol*). A espessura da camada de ouro deve ser fina para não influenciar na resolução da imagem, porém suficientemente espessa, para garantir boa produção de elétrons secundários, que serão usados na formação da imagem.

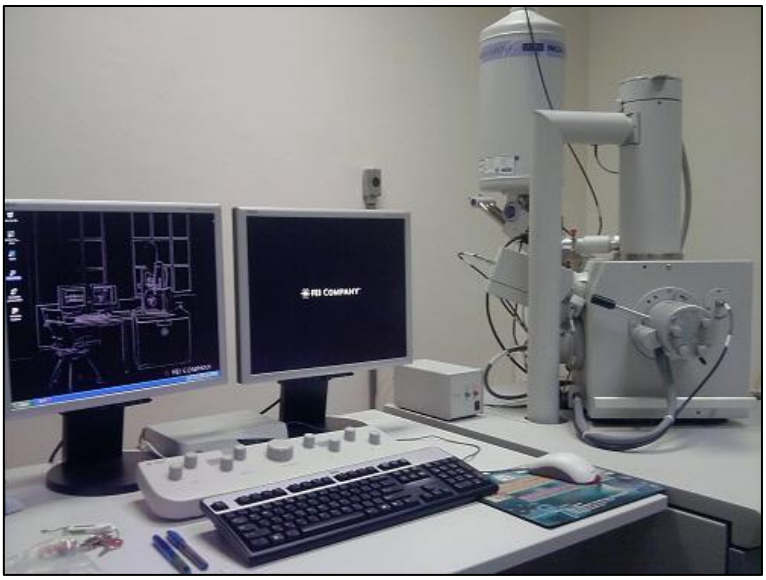


Figura 3.15: Microscópio eletrônico de varredura (MEV, Quanta 200 – FEI Co.)

Neste trabalho, foram examinadas: a superfície externa da membrana, para visualização dos poros; e sua seção transversal, para estimar os diâmetros interno e externo da mesma.

3.5.3.2. Permeabilidade Hidráulica:

Inicialmente, é necessário realizar o procedimento de compactação da membrana. A compactação é a deformação mecânica irreversível da camada porosa da membrana, quando a mesma é submetida a um gradiente de pressão. Esse procedimento evita que a deformação natural da membrana não seja somada aos efeitos inerentes aos PSM, que levam à diminuição de fluxo.

Para o teste de compactação, as membranas são submetidas a uma diferença de pressão e, em intervalos de tempo, a diminuição da vazão ou de fluxo de permeado é acompanhada até que atinja um valor constante. Os módulos submersos foram compactados com água destilada/desmineralizada/ microfiltrada.

Após procedimento de compactação, a permeabilidade hidráulica da membrana pode ser mensurada. Essa medida é obtida submetendo a membrana a diferentes gradientes de pressão e medindo-se o fluxo de água

correspondente. Os valores obtidos para o fluxo permeado, expressos em L/(h.m^2), são representados graficamente em função da diferença de pressão utilizada. O coeficiente angular da reta ajustada aos pontos experimentais descreve a permeabilidade hidráulica da membrana, expressa em L/(h.m^2.bar).

3.5.4. Testes Realizados:

3.5.4.1. Efeito da Concentração de Fuligem:

Nesse tópico, o objetivo é o estudo da influência da concentração da fuligem na Microfiltração. Foram utilizados efluentes com três concentrações de fuligem (5 g/L, 15 g/L e 48 g/L) e observados os comportamentos dos fluxos permeado.

3.5.4.2. Efeito da Aeração:

Essa etapa dos testes visa estudar a influência da presença da aeração na Microfiltração submersa da fuligem. Nesse caso, foi colocada vazão de ar alta igual a 40 L/min. A curva obtida de queda de fluxo permeado com o tempo foi comparada à Microfiltração submersa sem a presença da aeração.

3.5.4.3. Efeito da Variação da Vazão de Ar:

Nesse tópico do trabalho, o objetivo é a avaliação da variação da aeração. Ou seja, são estudadas três diferentes vazões de ar, observando a influência da intensidade da turbulência na Microfiltração submersa da fuligem. Nesse caso, foram estudadas as seguintes vazões de ar: Q_1 (4 L/min), $Q_1/2$ (2 L/min) e $Q_1/4$ (1 L/min). As curvas obtidas são comparadas à Microfiltração submersa sem a presença da aeração. Para esse experimento, a vazão de ar foi reduzida em relação à vazão aplicada no item anterior, pois a mesma estava muito alta, causando o rompimento das fibras.

3.5.4.4. Efeito da Recuperação por Retrolavagem:

Após testes de Microfiltração submersa da fuligem, que duram em torno de 24 horas, é feito um ponto de retrolavagem, com o objetivo de avaliar a eficiência desse procedimento de recuperação de fluxo permeado.

Outro teste também foi realizado e visou estudar a retrolavagem quando aplicada a cada 15 minutos de microfiltração, por um tempo de 15 segundos. Nesse caso, a curva de queda do fluxo permeado é comparada à Microfiltração sem a utilização da retrolavagem.

3.5.4.5. Efeito da Recuperação por Limpeza Química:

Essa parte do trabalho visa estudar o efeito da limpeza química na recuperação da permeabilidade da membrana, após a mesma ter passado por 24 horas de Microfiltração da fuligem.

A membrana foi colocada em uma solução de 0,01% de NaClO (hipoclorito de sódio) por 24 horas. Após esse período de limpeza, foi realizada uma medição de permeabilidade hidráulica com água microfiltrada/destilada/deionizada. Esse valor é comparado ao valor original da membrana.

3.5.4.6. Determinação da Concentração e Pressão Críticas:

Nesse tópico, o objetivo é a obtenção de valores de concentração e pressão críticas na microfiltração da fuligem. Foram realizados experimentos com Microfiltração submersa e com Microfiltração pressurizada. A MF pressurizada entra nesse estudo, como forma complementar à MF submersa, visando manter a concentração de fuligem constante.

3.5.4.7. Resistência ao Transporte Através da Membrana:

Essa etapa mostra as resistências existentes ao transporte através da membrana na Microfiltração da fuligem.

A resistência principal é a de formação da torta na superfície da membrana. Essa resistência é calculada de acordo com a diferença entre a resistência total e as outras resistências.

A resistência da membrana é obtida através da medida da permeabilidade hidráulica com água, antes do módulo ser utilizado com a fuligem, conforme a equação a seguir:

$$R_m = \frac{1}{Lp_m} \tag{3.4}$$

Para a resistência por adsorção da fuligem na membrana, o módulo de membranas é submerso na fuligem e retirado logo em seguida. Posteriormente, é realizada a medição de sua permeabilidade hidráulica com água. A resistência por adsorção é a diferença do valor obtido e a resistência da membrana.

$$R_a = \left(\frac{1}{Lp_a}\right) - R_m \tag{3.5}$$

A resistência de bloqueio de poros é calculada após o sistema microfiltrar por algumas horas. O módulo é então retirado do tanque de fuligem e é passado por um banho de água para retirada da torta sedimentada na superfície da membrana. Mede-se a permeabilidade com água para cálculo da resistência por bloqueio de poros.

$$R_b = \left(\frac{1}{Lp_b}\right) - R_a \tag{3.6}$$

As resistências por camada gel e polarização de concentração são inexistentes e, portanto, são consideradas iguais a zero.

A resistência total é a própria permeabilidade obtida através da microfiltração. Ou seja, o sistema microfiltra por 24 horas e o fluxo permeado se estabiliza

(Figura 3.16). Esse valor de fluxo, dividido pela diferença de pressão aplicada (0,5 bar) resulta na permeabilidade utilizada para o cálculo da resistência total.

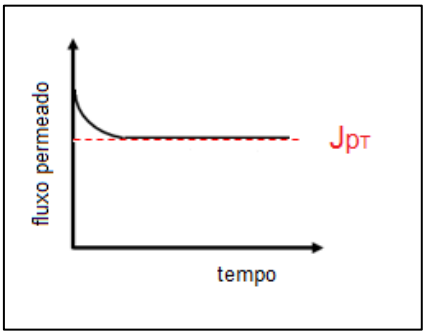


Figura 3.16: Desenho ilustrativo da obtenção do valor do fluxo permeado para cálculo da resistência total (R_T) ao transporte através da membrana

$$R_T = \left(\frac{1}{Lp_T}\right) \tag{3.7}$$

A resistência da torta é então determinada pela diferença entre a resistência total e as demais resistências:

$$R_t = R_T - \left(R_m + R_a + R_b + R_g + R_{pc}\right) \tag{3.8}$$

3.6. Sistema Acoplado Coagulação / Floculação / Microfiltração:

3.6.1. Metodologia para o Sistema Acoplado:

O sistema acoplado de Coagulação/Floculação/Microfiltração é representado pelo fluxograma abaixo (Figura 3.17).

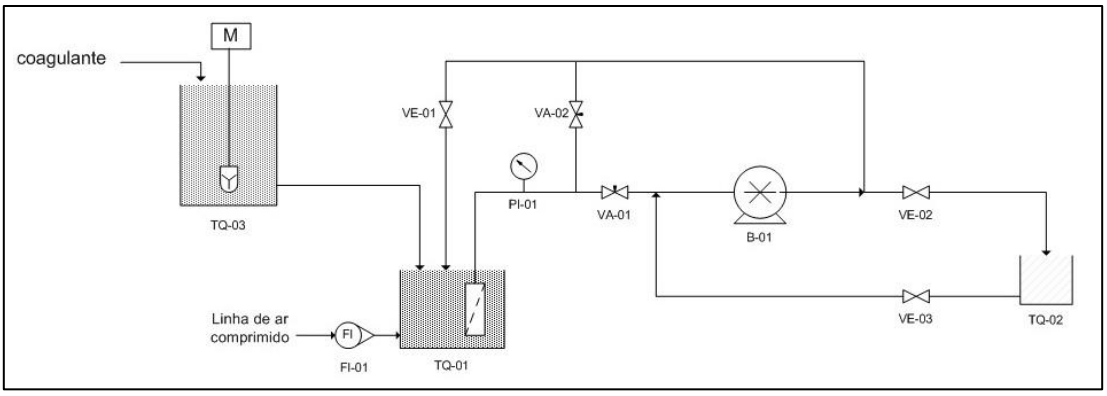


Figura 3.17: Fluxograma do sistema acoplado de Coagulação e Microfiltração

O coagulante e as condições utilizados nessa etapa do trabalho foram escolhidos de acordo com o melhor resultado obtido na etapa de testes do tratamento físico-químico.

O sistema utiliza um agitador, no tanque TQ-03, para mistura rápida do efluente com o coagulante. Após o tempo determinado de mistura rápida (1 minuto a 100 rpm), o efluente é transferido para o tanque TQ-01, da Microfiltração submersa, onde é utilizado o mesmo sistema descrito no item 3.5.1.

Os resultados obtidos são, então, comparados aos resultados sem a adição do coagulante, visando verificar a eficiência da presença do mesmo. A variável “aeração” também é estudada nesse tópico, substituindo a agitação lenta.

4. RESULTADOS E DISCUSSÕES:

4.1. Caracterização do Efluente:

4.1.1. Determinação de Sólidos em Suspensão Totais (SST):

Para determinação da concentração de SST na amostra coletada na usina *Irmãos Malosso* foi feito o teste de peso seco.

O papel de filtro foi lavado com volume de 30 ml de água destilada, colocado em um cadinho e secado em mufla a 550ºC por 20 minutos. Após secagem, o cadinho com o papel de filtro é pesado, onde se obteve a massa M_1.

Duas amostras de fuligem foram analisadas em duplicata. Para cada teste, uma amostra de 20 mL de fuligem, depois de homogeneizada, foi filtrada a vácuo, no papel de filtro previamente preparado.

Após a filtração da amostra de fuligem, o cadinho foi submetido à secagem em estufa, a 105°C, até adquirir peso constante, onde se obteve a massa M_2.

Os cálculos dos sólidos suspensos totais se encontram na Tabela 4.1, onde pode-se observar uma concentração de fuligem em torno de 40 g/L. Esse valor foi utilizado para os experimentos do presente trabalho.

Tabela 4.1: Cálculo dos sólidos suspensos totais (SST) da amostra de fuligem

Amostra	M1 (g)	M2 (g)	M2 - M1 (g)	Volume (L)	SST (g/L)	SST méd (g/L)
Amostra 1	26,3391	27,11	0,7709	0,02	38,545	**39,92**
Amostra 1	27,674	28,5	0,826	0,02	41,3	
Amostra 2	26,342	27,06	0,718	0,02	35,9	**40,88**
Amostra 2	27,6426	28,56	0,9174	0,02	45,87	

4.1.2. Determinação do pH Original do Efluente:

A determinação do pH original da amostra de fuligem foi feito por um aparelho denominado pHmetro. O resultado obtido foi pH igual a 7,3.

4.1.3. Distribuição Granulométrica da Fuligem:

Foram realizadas análises no *Malvern* para obtenção da distribuição granulométrica de quatro amostras diferentes do mesmo efluente. Conforme pode ser observado na Figura 4.1, as curvas são semelhantes e unimodais, com picos no valor de 50 µm. Cada pico representa uma população de partículas daquele determinado tamanho. Logo, pode-se concluir que as partículas de fuligem apresentam, de forma mais representativa, tamanhos de 50 µm.

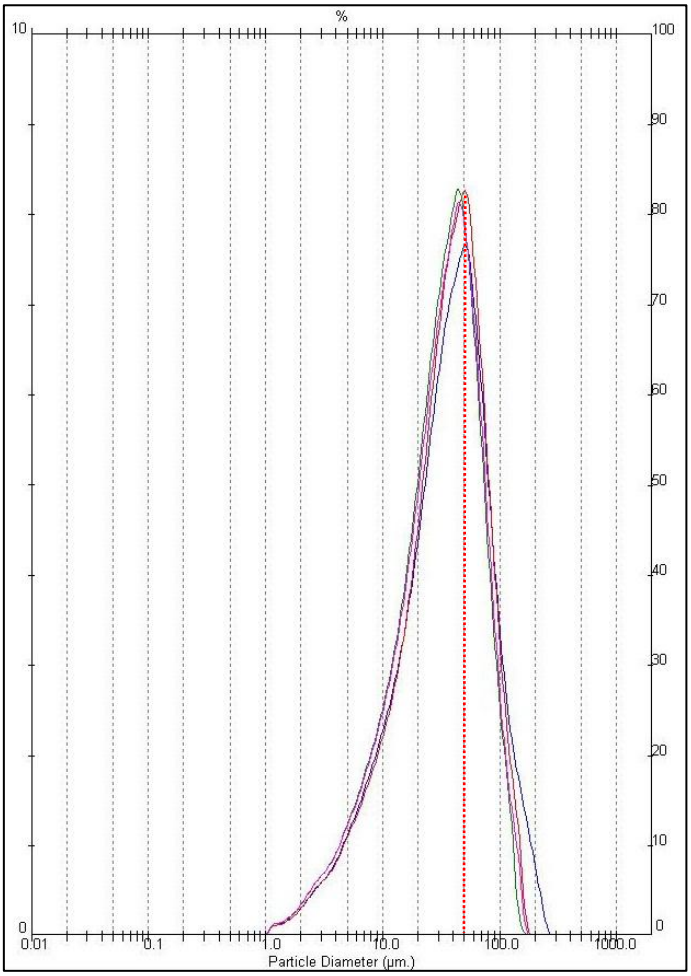


Figura 4.1: Distribuição granulométrica da fuligem em sua forma original

4.2. Teste Preliminar para Definição da Rota de Estudo:

O teste preliminar foi realizado visando validar o desenvolvimento do trabalho. Foi realizada uma microfiltração pressurizada da amostra de fuligem retirada diretamente da saída da caldeira.

Na Figura 4.2, pode ser observada a clarificação do efluente. A medida da turbidez das amostras ficou acima da escala para o efluente a ser tratado, e próximo de zero para o permeado. Logo, foi comprovada a eficácia desse processo pela retenção completa dos particulados, possibilitando sua inclusão como parte do tratamento combinado da fuligem.

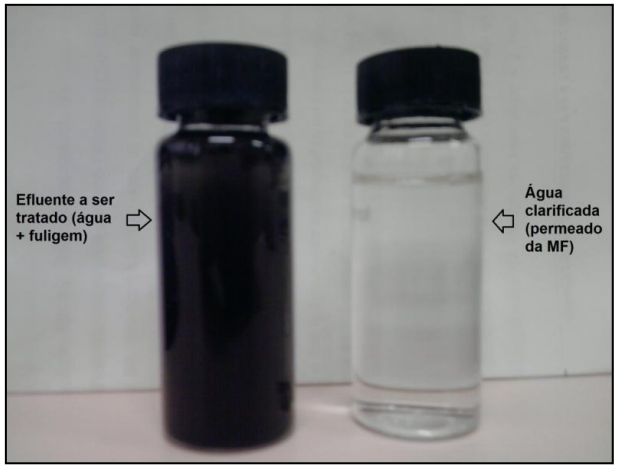


Figura 4.2: Efluente a ser tratado e permeado (água clarificada) após passar pelo processo de Microfiltração

Porém, a concentração elevada dos particulados intensifica a formação de incrustações nas membranas de MF, reduzindo o fluxo permeado. Desta forma, optou-se pela utilização dos processos de coagulação/floculação e sedimentação como forma de pré-tratamento para membranas de microfiltração, diminuindo a possibilidade de formação de torta e, consequentemente, aumentando o fluxo permeado. Cabe mencionar que o processo convencional, isoladamente, demandaria área elevada para o sedimentador ou não possibilita o reuso da água clarificada, principalmente, pela presença de finos com difícil sendimentabilidade.

4.3. Coagulação / Floculação:

Para todos os jar-tests foram feitas as seguintes considerações:

Tabela 4.2: Valores estabelecidos para os jar-tests

Tempo de mistura rápida	1 minuto
Tempo de decantação	20 minutos
Agitação rápida	100 rpm
Agitação lenta	20 rpm

Inicialmente, para os testes de avaliação do efeito do pH e da concentração de sulfato de alumínio e cloreto férrico na turbidez final, ficou definido um tempo de mistura lenta de 20 minutos. Após estes testes, foram realizados ensaios para avaliar o efeito do tempo de mistura lenta na turbidez final.

As tabelas com os valores exatos de turbidez dos jar-tests podem ser consultadas nos Apêndices A, B e C. Nos tópicos desse item, esses valores são mostrados graficamente.

4.3.1. Avaliação do pH na Remoção da Turbidez:

Os testes foram realizados para o sulfato de alumínio e o cloreto férrico como agentes coagulantes. Foram estabelecidos: tempo de mistura rápida de 1 minuto, tempo de mistura lenta de 20 minutos e concentração dos coagulantes 100 mg/L.

O pH original da amostra era de 7,3 e, nestes ensaios, o pH foi variado de 4,0 a 9,0 com o objetivo de determinar o pH ótimo dos coagulantes no efluente. A Figura 4.3 (a) mostra a foto do jar-test para o sulfato de alumínio e a Figura 4.3 (b) mostra o sobrenadante retirado para medir a turbidez. A Figura 4.3 (c) mostra o ensaio para o cloreto férrico e a Figura 4.3 (d) mostra o sobrenadante retirado para medir a turbidez. O Gráfico 4.1 mostra o efeito do pH na turbidez final para os dois coagulantes.

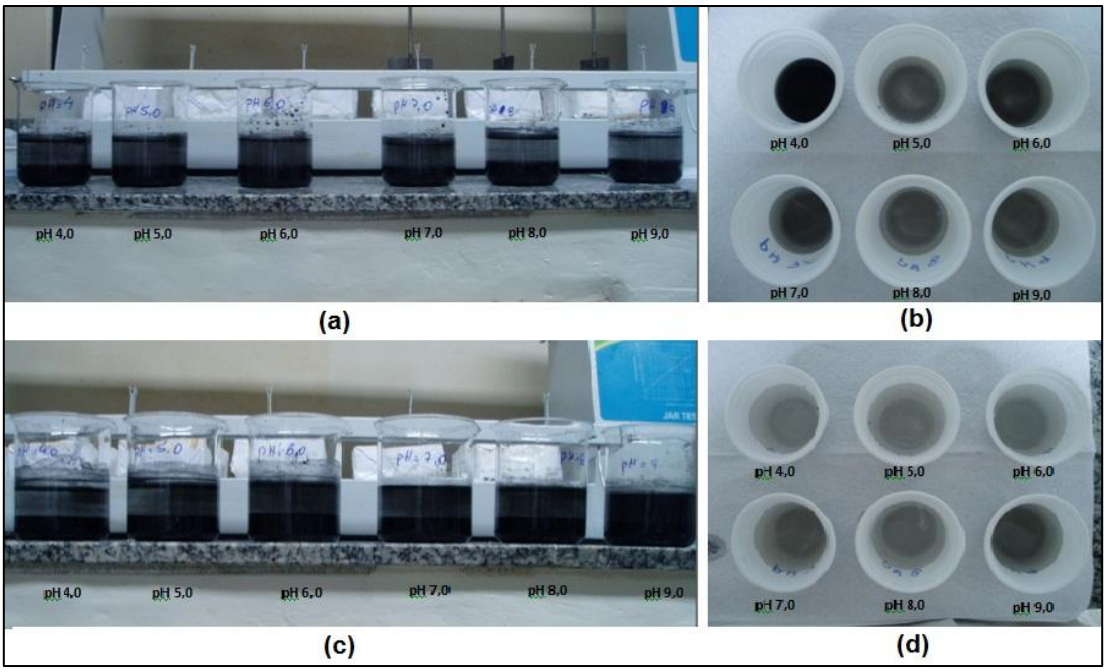


Figura 4.3: Ensaios para avaliação do efeito do pH na turbidez final para (a) e (b) sulfato de alumínio; e (c) e (d) para cloreto férrico

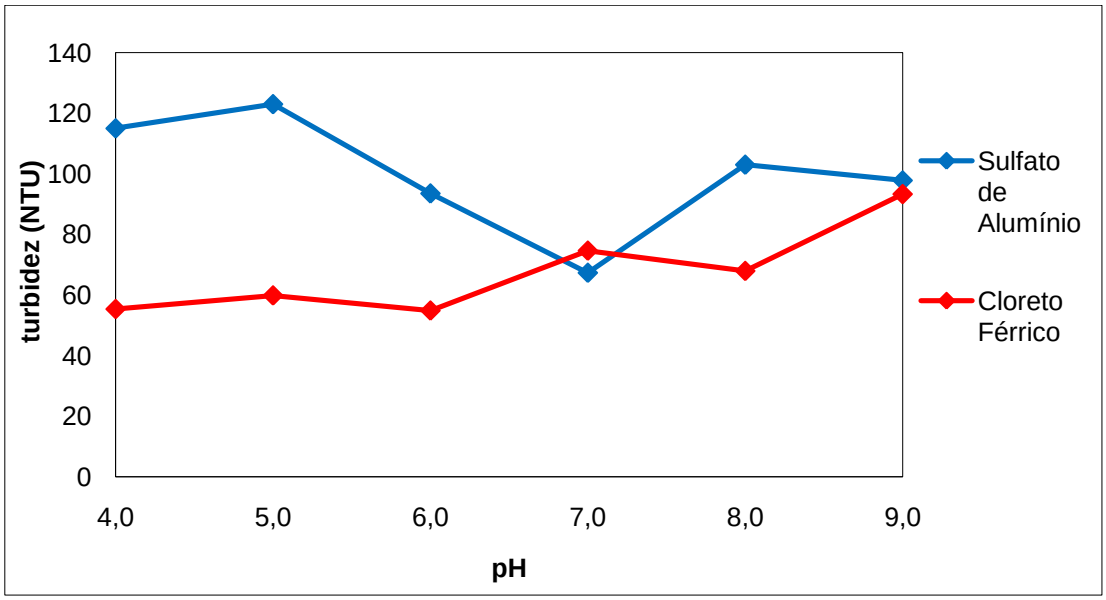


Gráfico 4.1: Avaliação do efeito do pH na turbidez final para sulfato de alumínio e cloreto férrico

Conforme pode ser observado, o valor de pH ótimo utilizando o sulfato de alumínio é 7,0; e para o cloreto férrico varia numa faixa de 4,0 a 6,0.

4.3.2. Avaliação da Concentração dos Coagulantes:

Os testes foram realizados para sulfato de alumínio e cloreto férrico como agentes coagulantes. Foram estabelecidos: tempo de mistura rápida de 1 minuto e tempo de mistura lenta de 20 minutos.

Para o sulfato de alumínio foi utilizado pH 7,0, de acordo com o ensaio para determinação de pH ótimo (Gráfico 4.1). Para o cloreto férrico foi selecionado o pH 6,0 o qual é o valor mais próximo do pH da amostra original. A concentração de coagulante variou de 75 a 500 mg/L.

A Figura 4.4 (a) mostra a foto do ensaio do jar-test para o sulfato de alumínio e a Figura 4.4 (b) mostra o sobrenadante retirado para medir a turbidez. A Figura 4.4 (c) mostra a foto do ensaio de jar-test o cloreto férrico e a Figura 4.4 (d) mostra o sobrenadante retirado para medir a turbidez. O Gráfico 4.2 mostra a influência da concentração dos dois coagulantes na turbidez final.

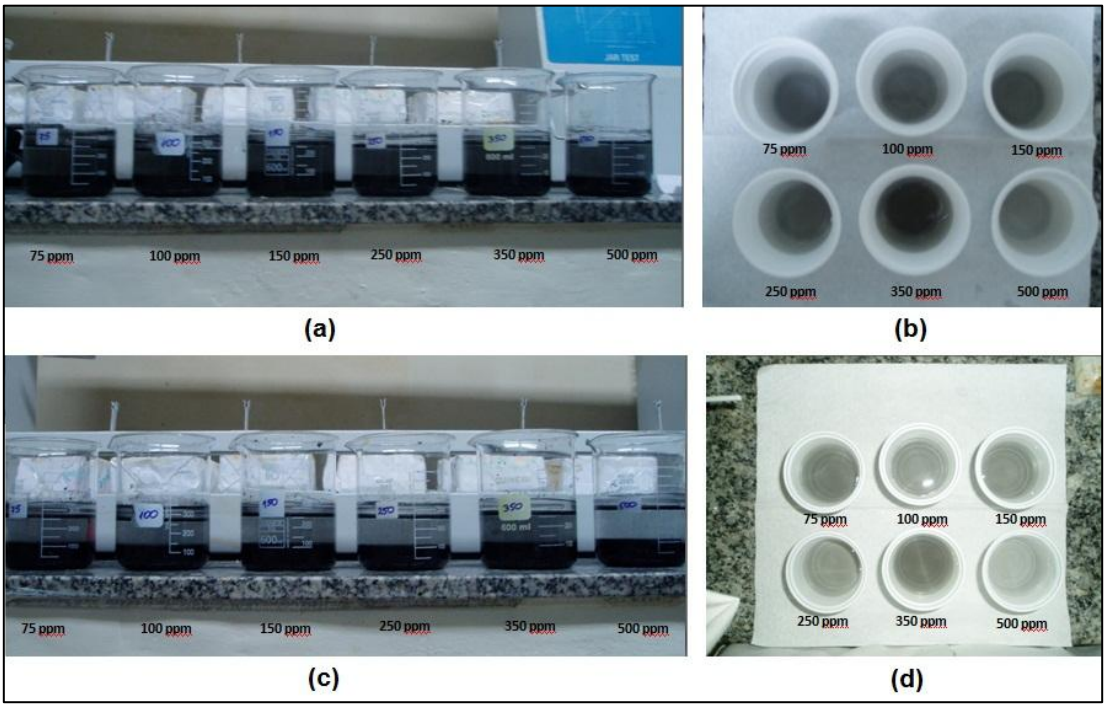


Figura 4.4: Ensaios para avaliação do efeito da concentração na turbidez final para: (a) e (b) sulfato de alumínio em pH 7,0; e (c) e (d) cloreto férrico em pH 6,0

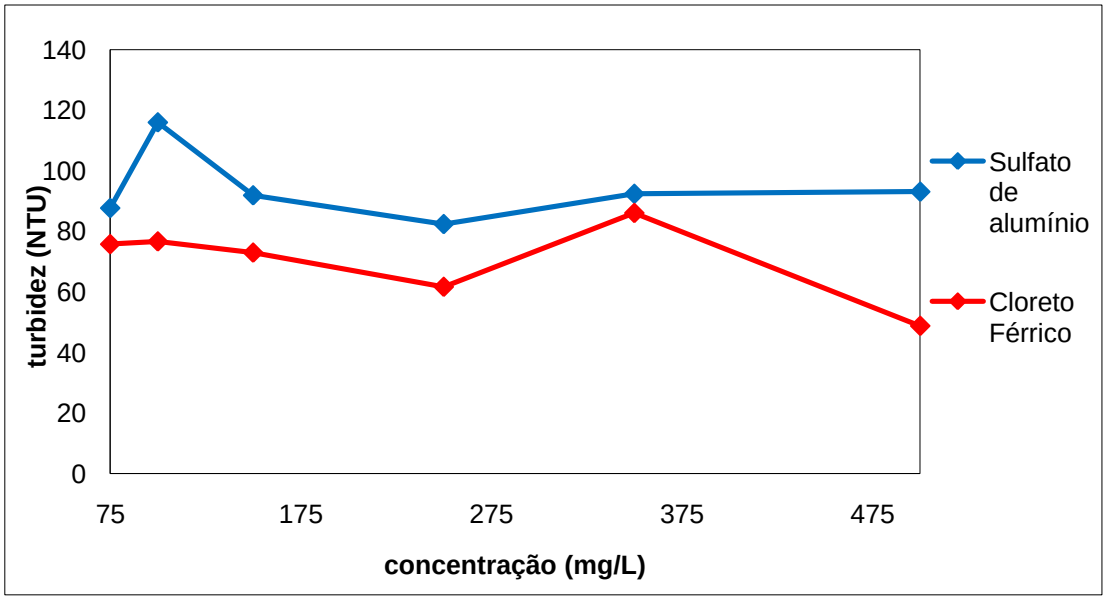


Gráfico 4.2: Avaliação do efeito da concentração na turbidez final para: sulfato de alumínio em pH 7,0; e cloreto férrico em pH 6,0

Para o sulfato de alumínio, os valores de concentração de 75 e 250 mg/L apresentaram turbidez muito próximas. Logo, visando o uso da menor quantidade de coagulante para deixar o processo menos oneroso, o valor de concentração ótima de Sulfato de Alumínio, em pH ótimo, foi escolhido de 75 mg/L.

Para o cloreto férrico, o valor de concentração que apresentou melhor resultado de remoção da turbidez foi de 500 mg/L.

4.3.3. Avaliação do Tempo de Floculação:

Os testes foram realizados para sulfato de alumínio e cloreto férrico como agentes coagulantes. Foi estabelecido tempo de mistura rápida de 1 minuto.

Na determinação do tempo mais adequado para a floculação para o sulfato de alumínio e o cloreto férrico, foram utilizados pH 7,0 e 6,0 (Gráfico 4.1), e concentrações de 75 mg/L e 500 mg/L (Gráfico 4.2), respectivamente. Nestes ensaios, o tempo de floculação variou de 5 a 30 minutos.

A Figura 4.5 (a) mostra a foto do ensaio para o sulfato de alumínio e a Figura 4.5 (b) mostra o sobrenadante retirado para medir a turbidez. A Figura 4.5 (c) mostra a foto do ensaio para o cloreto férrico e a Figura 4.5 (d) mostra o sobrenadante retirado para medir a turbidez. O Gráfico 4.3 mostra o efeito do tempo de floculação na turbidez final para os dois coagulantes.

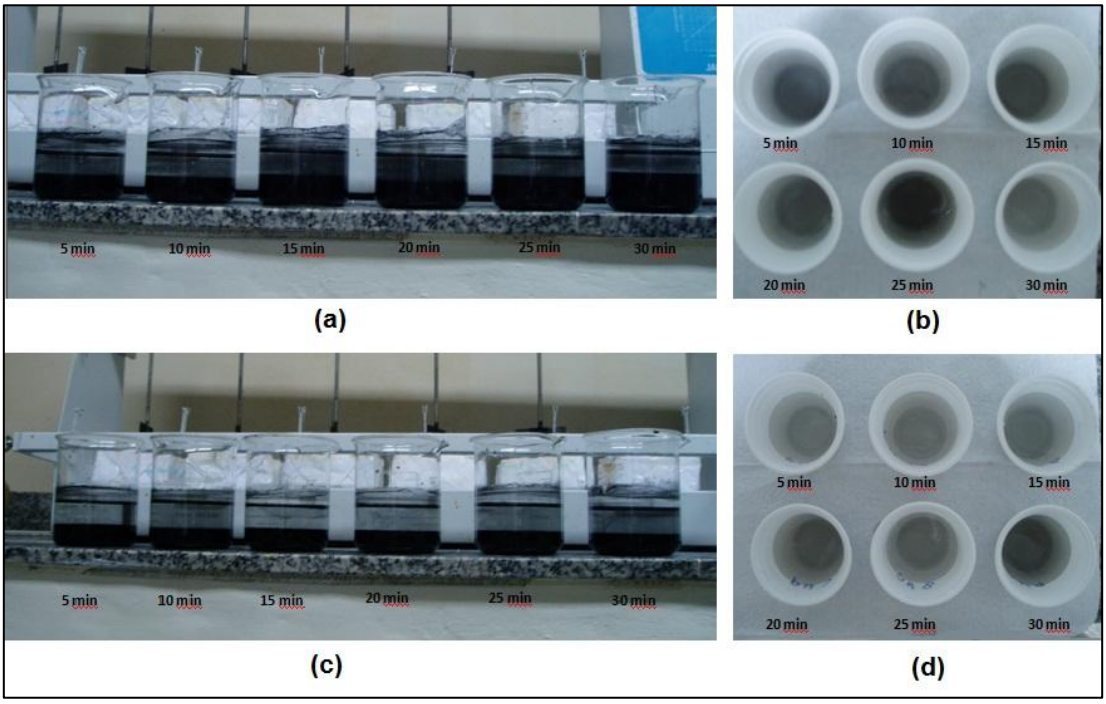


Figura 4.5: Ensaios para avaliação do efeito do tempo ótimo de floculação na turbidez final para: (a) e (b) sulfato de alumínio em pH 7,0 e 75 mg/L; e (c) e (d) cloreto férrico em pH 6,0 e 500 mg/L

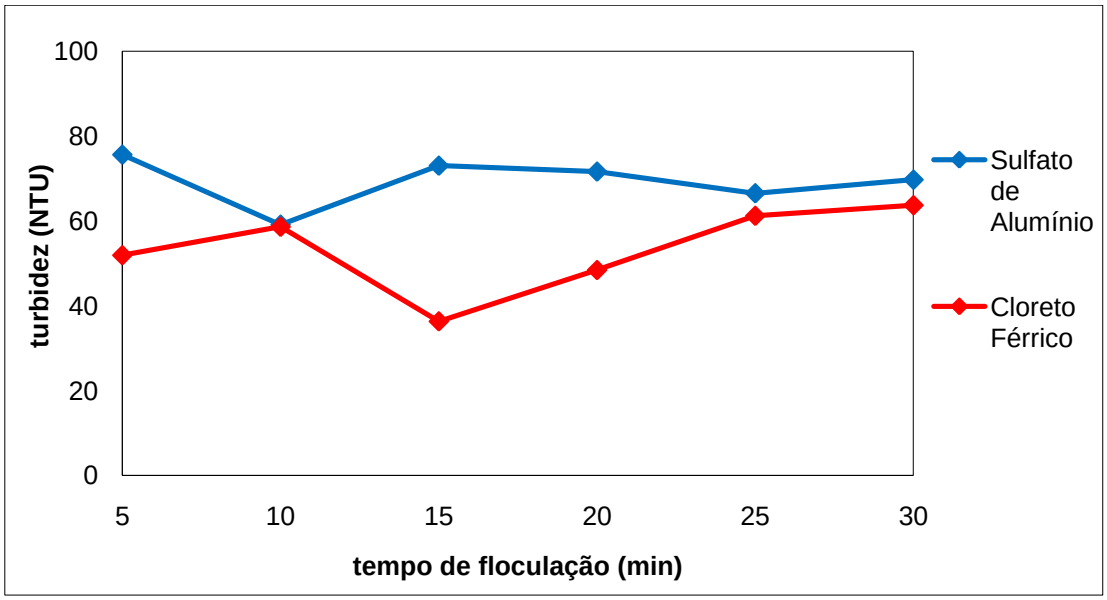


Gráfico 4.3: Avaliação do efeito do tempo de floculação na turbidez final para: sulfato de alumínio em pH 7,0 e 75 mg/L; e cloreto férrico em pH 6,0 e 500 mg/L

Observa-se a oscilação da turbidez com o tempo. Provavelmente este comportamento pode estar associado à presença de grande quantidade de sólidos suspensos coloidais finamente divididos. Para o sulfato de alumínio, o valor do tempo de floculação selecionado para os próximos ensaios foi de 10 minutos. Para o cloreto férrico, 15 minutos.

Para os experimentos realizados, analisando os resultados de variação de pH, concentração de coagulante e tempos de floculação, é possível observar que não há grandes diferenças nos valores de turbidez. Mesmo assim, para as etapas seguintes, foram escolhidos os que apresentaram os menores valores.

4.3.4. Polímeros como Auxiliares da Coagulação/Floculação:

Para avaliar o efeito da adição de polímeros na clarificação da amostra de efluente, foram estabelecidas as seguintes condições dos ensaios para os coagulantes:

- Sulfato de alumínio: pH 7,0 (Gráfico 4.1), concentração de coagulante 75 mg/L (Gráfico 4.2) e tempo de floculação 10 minutos (Gráfico 4.3).

- Cloreto férrico: pH 6,0 (Gráfico 4.1), concentração de coagulante 500 mg/L (Gráfico 4.2) e tempo de floculação 15 minutos (Gráfico 4.3).

4.3.4.1. Polímeros Aniônicos:

O polímero aniônico foi adicionado como auxiliar no processo e sua concentração testada variou de 0,5 a 2,0 mg/L. A Figura 4.6 (a) mostra a foto do ensaio para o sulfato de alumínio e a Figura 4.6 (b) mostra o sobrenadante retirado para medir a turbidez. A Figura 4.6 (c) mostra a foto do ensaio para o cloreto férrico e a Figura 4.6 (d) mostra o sobrenadante retirado para medir a turbidez.

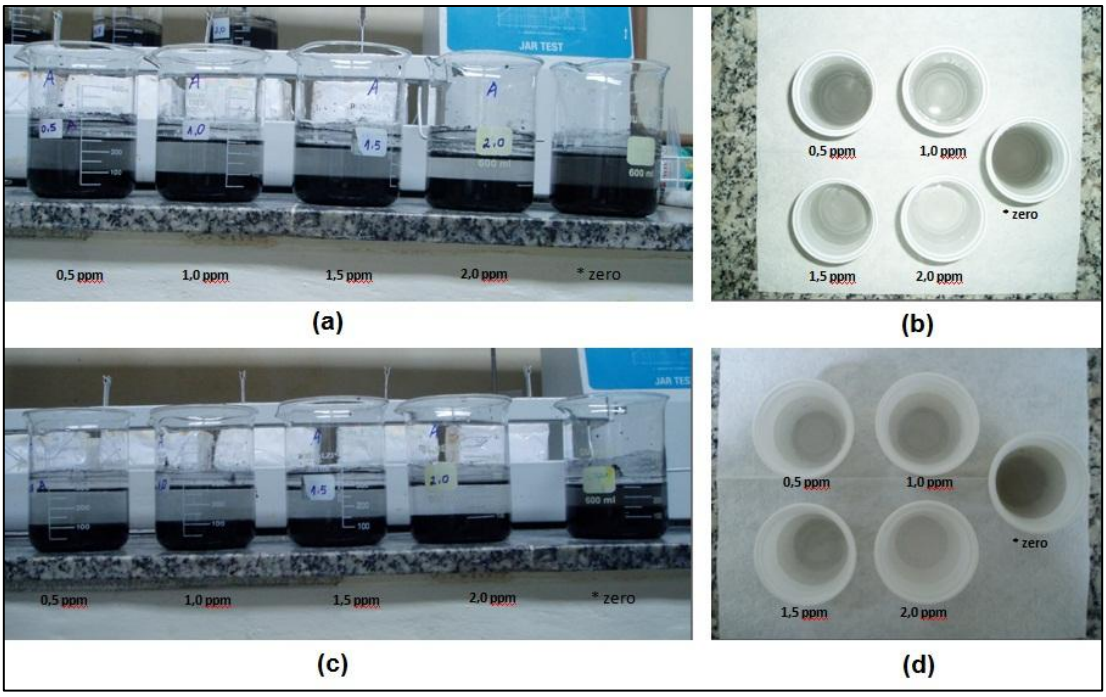


Figura 4.6: Ensaios para avaliação do efeito da concentração de polímero aniônico como auxiliar na turbidez final para: (a) e (b) sulfato de alumínio em pH 7,0, 75 mg/L e mistura lenta de 10 minutos; e (c) e (d) cloreto férrico em pH 6,0, 500 mg/L e mistura lenta de 15 minutos

Fazendo uma análise visual entre a Figura 4.6 e os ensaios anteriores, percebe-se claramente a melhora na clarificação do sobrenadante.

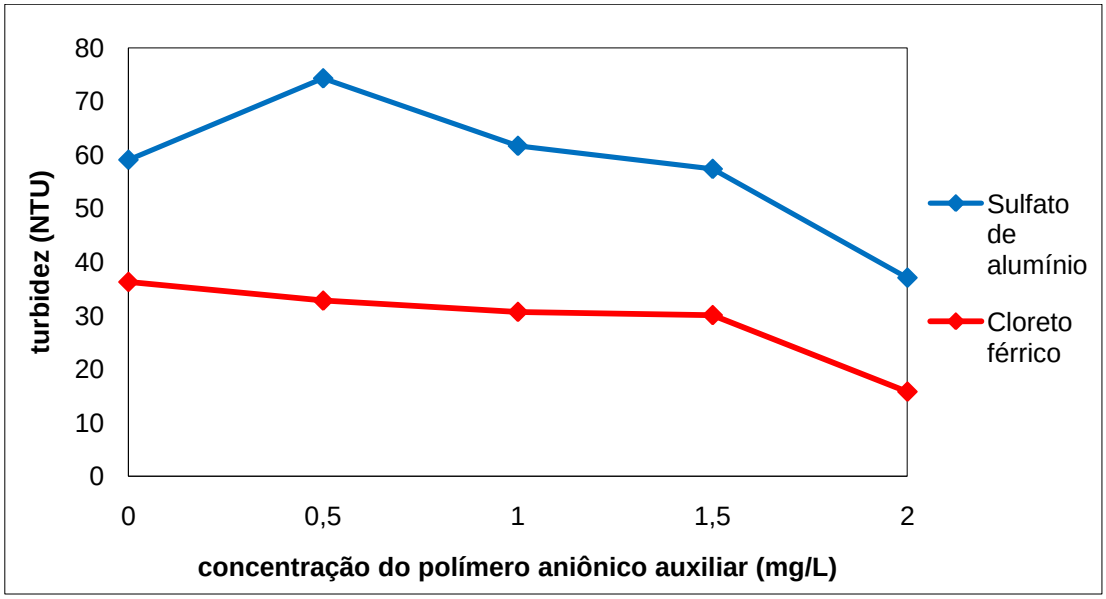


Gráfico 4.4: Avaliação do efeito da concentração de polímero aniônico como auxiliar na turbidez final para: sulfato de alumínio em pH 7,0, 75 mg/L e mistura lenta de 10 minutos; e cloreto férrico em pH 6,0, 500 mg/L e mistura lenta de 15 minutos

Conforme observado no Gráfico 4.4, a concentração que apresentou melhor resultado na faixa de dosagem estudada, foi de 2 mg/L, para ambos os coagulantes.

4.3.4.2. Polímeros Catiônicos:

O polímero catiônico foi adicionado como auxiliar no processo e sua concentração testada variou de 0,5 a 2,0 mg/L. A Figura 4.7 (a) mostra a foto do ensaio para o sulfato de alumínio e a Figura 4.7 (b) mostra o sobrenadante retirado para medir a turbidez. A Figura 4.7 (c) mostra a foto do ensaio para o cloreto férrico e a Figura 4.7 (d) mostra o sobrenadante retirado para medir a turbidez.

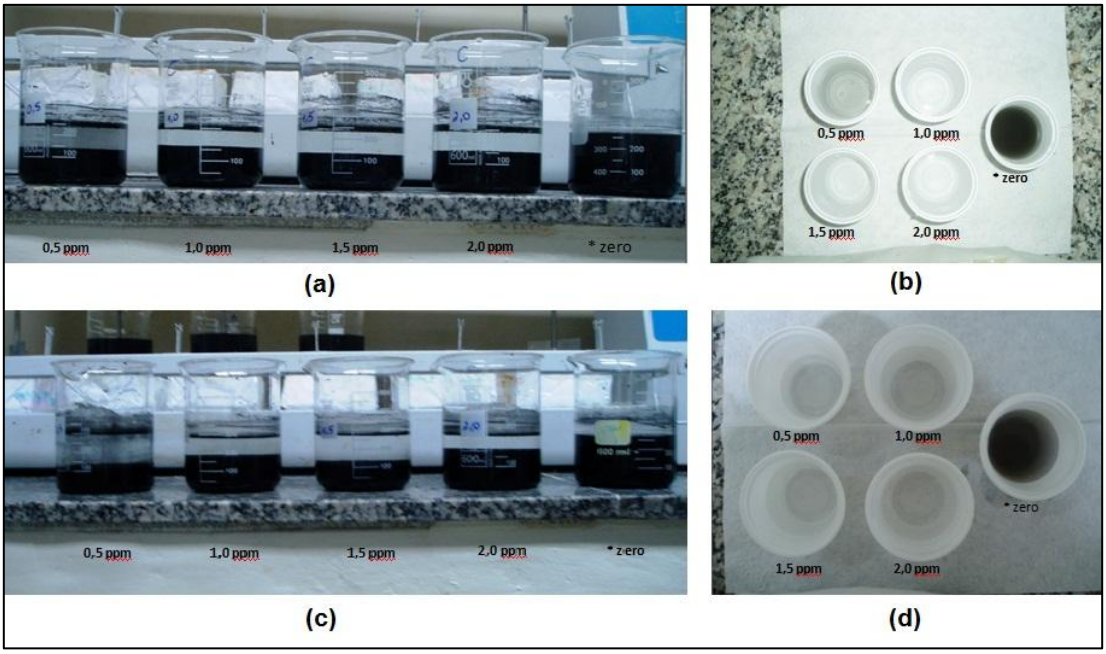


Figura 4.7: Ensaios para avaliação do efeito da concentração de polímero catiônico como auxiliar na turbidez final para: (a) e (b) sulfato de alumínio em pH 7,0, 75 mg/L e mistura lenta de 10 minutos; e (c) e (d) cloreto férrico em pH 6,0, 500 mg/L e mistura lenta de 15 minutos

Pela análise visual, observa-se novamente que a adição do polímero proporcionou uma maior clarificação do sobrenadante.

O Gráfico 4.5 mostra o efeito da dosagem do polímero na clarificação da amostra de efluente para os dois coagulantes.

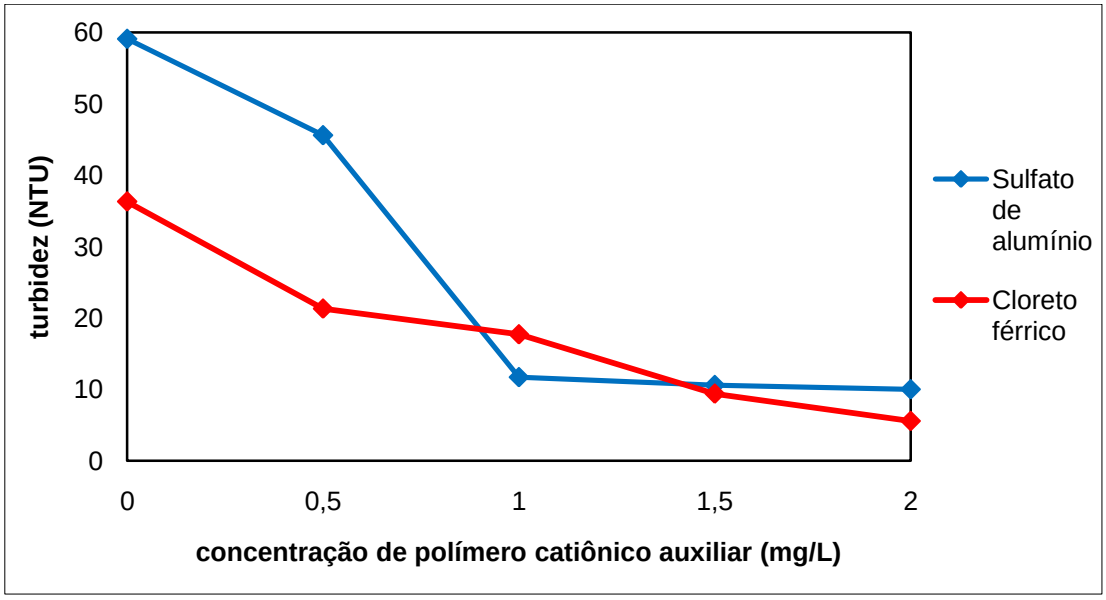


Gráfico 4.5: Avaliação do efeito da concentração de polímero catiônico como auxiliar na turbidez final para: sulfato de alumínio em pH 7,0, 75 mg/L e mistura lenta de 10 minutos; e cloreto férrico em pH 6,0, 500 mg/L e mistura lenta de 15 minutos

Observa-se uma melhora significativa da diminuição da turbidez, atingindo valores menores do que 10 NTU de turbidez.

Observa-se que, para o sulfato de alumínio, as dosagens de 1,0; 1,5 e 2,0 mg/L apresentaram valores de turbidez final muito próximos. Neste caso, sugere-se empregar a dosagem de 1,0 mg/L, a qual resulta em menor custo.

A concentração de polímero catiônico como auxiliar do cloreto férrico que melhor resultado apresentou dentro da faixa de dosagem estudada foi de 2 mg/L.

4.3.5. Polímeros Aniônicos e Catiônicos como Coagulantes/ Floculantes:

Os testes foram realizados com polímeros catiônicos e aniônicos, sem a presença dos coagulantes convencionais (sulfato de alumínio e cloreto férrico). O pH utilizado foi o da própria solução original (7,3) e o tempo de mistura lenta foi de 20 minutos.

Os polímeros foram testados em duas diferentes concentrações (1,0 e 2,0 mg/L). A Figura 4.8 mostra a foto do ensaio para os dois polímeros e os resultados apresentados na Tabela 4.3.

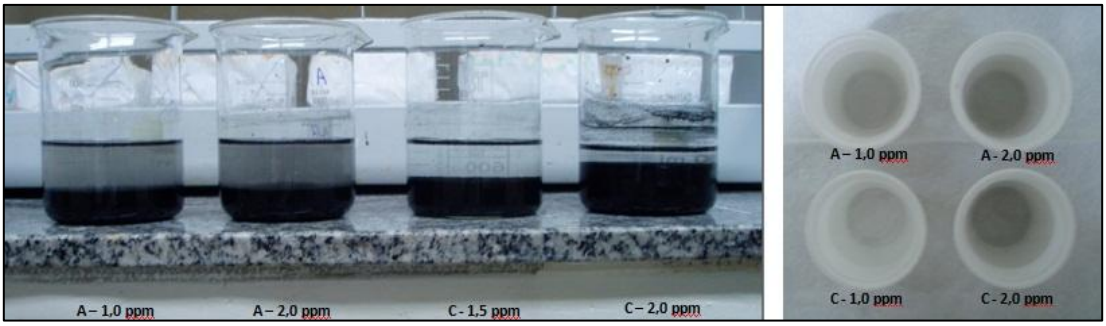


Figura 4.8: Ensaios para avaliação do efeito da concentração de polímeros aniônico (A) e catiônico (C) como coagulantes na turbidez final; em solução original com pH 7,3 e mistura lenta de 20 minutos

Tabela 4.3: Avaliação do efeito da concentração dos polímeros aniônico e catiônico como coagulantes na turbidez final; em solução original com pH 7,3 e mistura lenta de 20 minutos

	concentração de polímero (mg/L)	**turbidez (NTU)**
aniônico	1,0	58
	2,0	87,3
catiônico	1,0	8,2
	2,0	34,1

Conforme observado na Tabela 4.3, ambos os polímeros obtiveram melhores resultados para concentração de 1,0 mg/L. Porém, o polímero catiônico causa um maior interesse, já que ofereceu uma melhor eficiência na clarificação do sobrenadante.

Um comportamento importante observado é que a diminuição da concentração de polímero aumenta a remoção de turbidez. Com isso, se fez necessária a realização de mais testes com menores valores de concentrações de polímero. Foram, então, realizados mais dois jar-tests com polímero catiônico.

O primeiro teste foi feito com as concentrações variando de 0,1 a 1,0 mg/L. A Figura 4.9 mostra o ensaio realizado com diferentes tempos de decantação.

O segundo teste foi feito com as concentrações variando de 1,25 a 2,0 mg/L. A Figura 4.10 mostra o ensaio realizado com diferentes tempos de decantação.

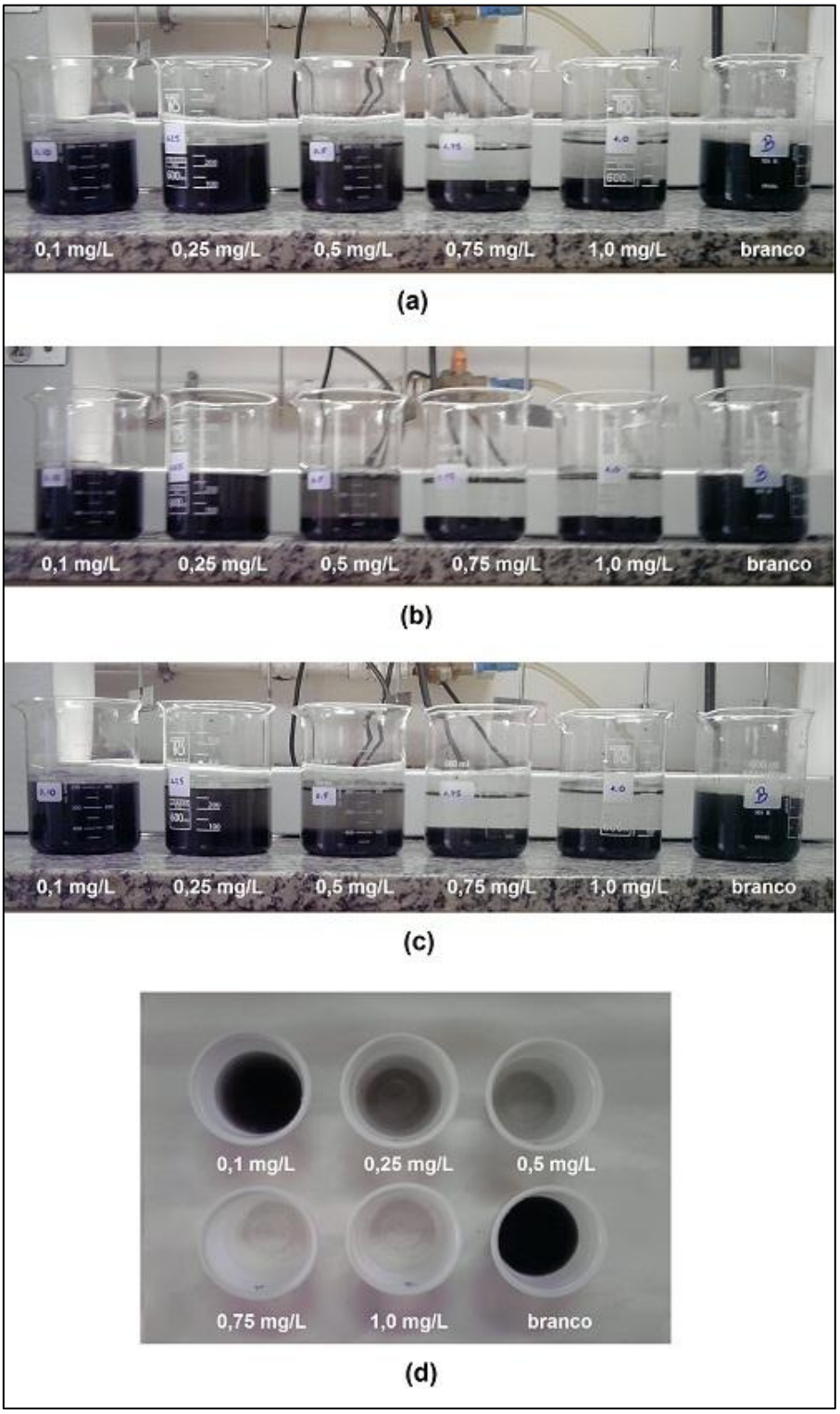


Figura 4.9: Ensaio para avaliação do efeito da concentração de polímero catiônico na turbidez final; em solução original com pH 7,3; concentrações de 0,1 a 1,0 mg/L de polímero; (a) após 1 minuto de decantação; (b) após 10 minutos de decantação; (c) após 20 minutos de decantação; (d) sobrenadantes para medição de turbidez após 20 minutos de decantação

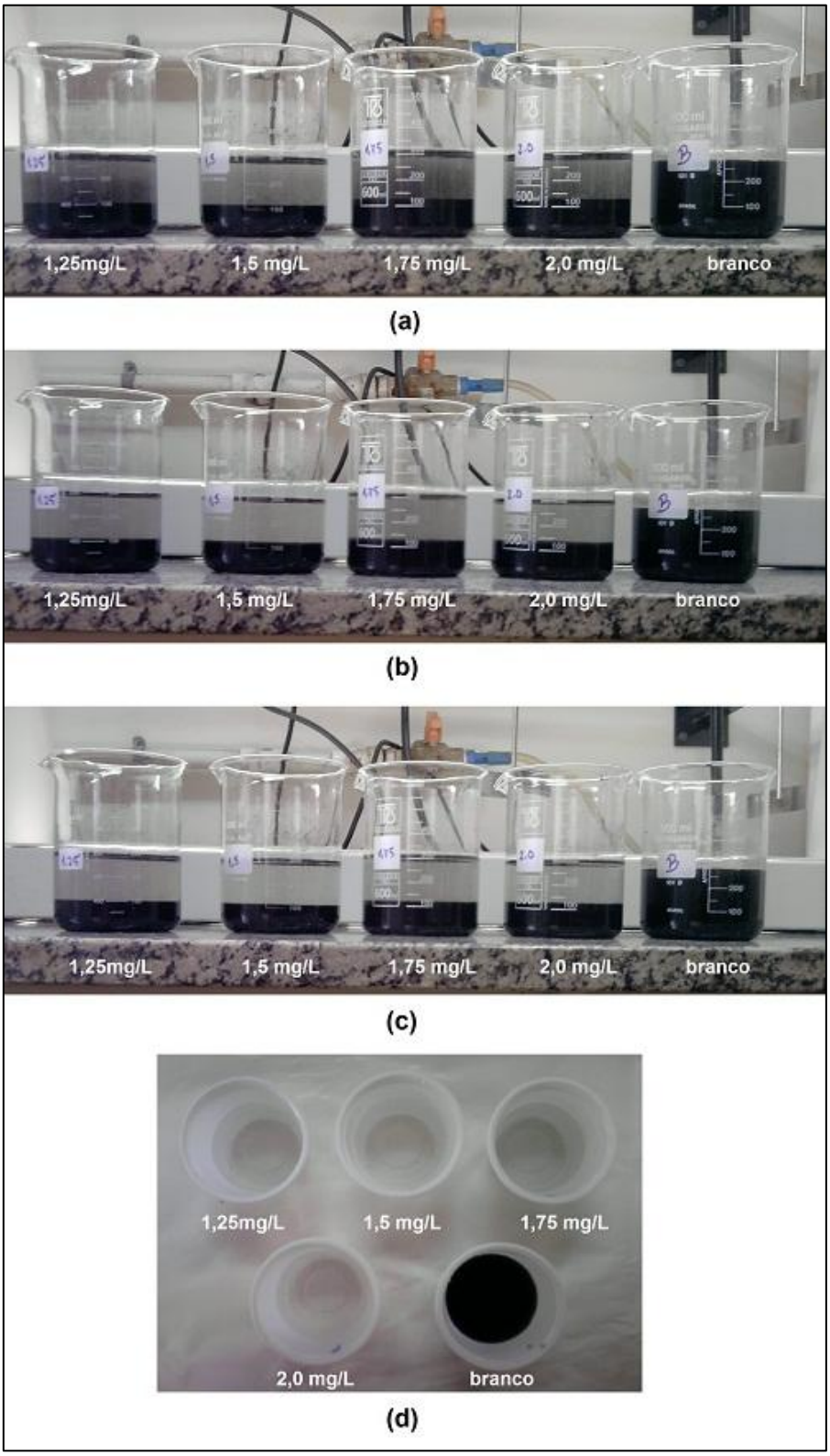


Figura 4.10: Ensaio para avaliação do efeito da concentração de polímero catiônico na turbidez final; em solução original com pH 7,3; concentrações de 1,25 a 2,0 mg/L de polímero; (a) após 1 minuto de decantação; (b) após 10 minutos de decantação; (c) após 20 minutos de decantação; (d) sobrenadantes para medição de turbidez após 20 minutos de decantação

O Gráfico 4.6 ilustra os resultados de turbidez para cada concentração testada. Nesse caso, pode-se observar que a curva obtida apresenta um mínimo na concentração de polímero catiônico de 0,75 mg/L e levemente menor do que 1mg/L.

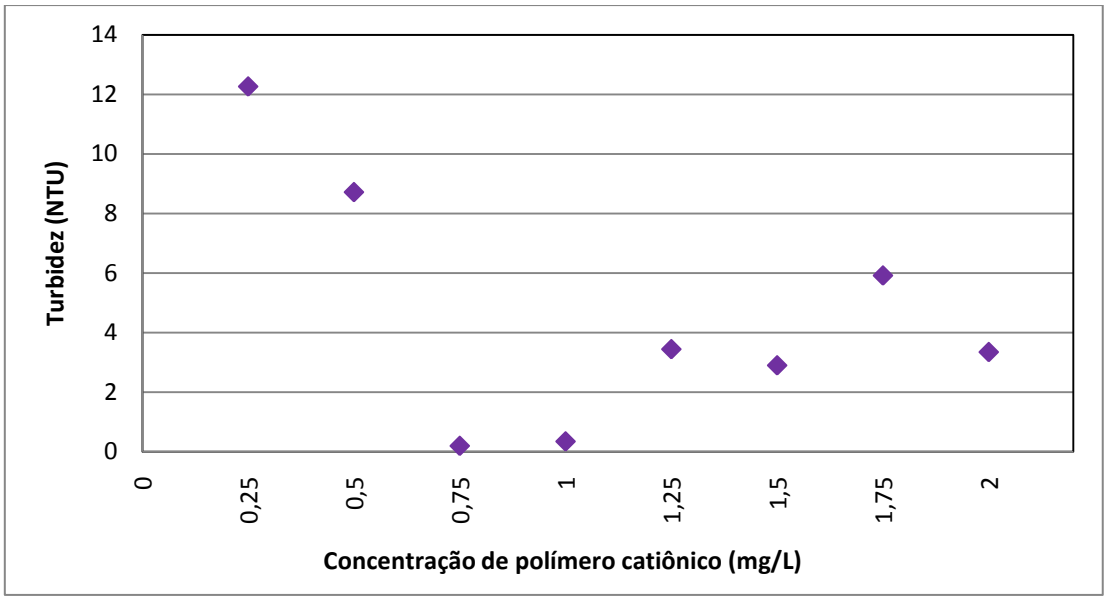


Gráfico 4.6: Avaliação do efeito da concentração do polímero catiônico como coagulantes na turbidez final; em solução original com pH 7,3 e mistura lenta de 20 minutos

O comportamento obtido no Gráfico 4.6 pode ser atribuído ao fato da dosagem em excesso do polímero sintético começar a reduzir a eficiência de sedimentação através da distribuição do polímero adsorvido na superfície do material particulado, estabilizando a agregação das partículas e dificultado sua sedimentação.

O fato dos valores de turbidez, apresentados no Gráfico 4.6, serem bem menores que os valores mostrados na Tabela 4.3, ocorre, pois nos últimos experimentos, o *Turrax* não foi utilizado para cisalhar as partículas de fuligem. Esse procedimento não foi realizado, devido ao fato de que, na primeira etapa dos testes, a haste do *Turrax* foi danificada pela fuligem, não sendo possível utilizá-la nas etapas seguintes.

A Figura 4.11 mostra os resultados da distribuição granulométrica das soluções antes e depois do uso do *Turrax* por 5 minutos. Esse tempo foi menor que o

usado anteriormente, pois com 10 minutos de uso a fuligem havia danificado uma haste do Turrax.

Nota-se que o uso do Turrax não modificou significativamente o tamanho médio das partículas de fuligem, embora a região relativa às menores partículas tenha aumentado. Com isso não se observou necessária a utilização do Turrax nas etapas seguintes de microfiltração e sistema acoplado.

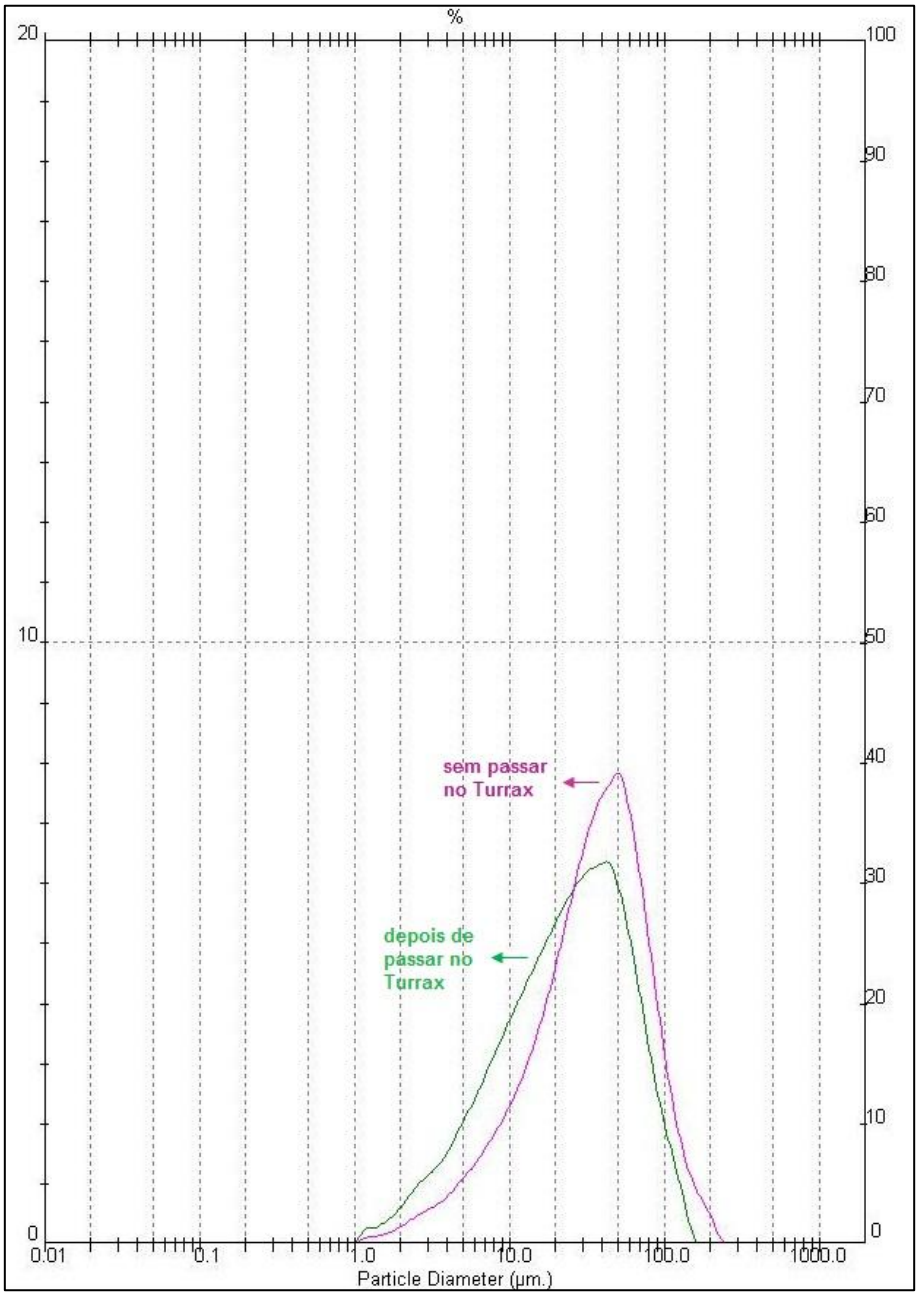


Figura 4.11: Distribuição granulométrica da fuligem antes e depois do procedimento de agitação pelo Turrax por 5 minutos

4.4. Sedimentação:

4.4.1. Testes Com Sedimentador Lamelado:

Inicialmente, selecionou-se o sedimentador lamelado para o pré-tratamento da corrente de efluente, antes da microfiltração. Esta configuração foi selecionada pela maior eficiência em termos de espaço ocupado.

Os experimentos se iniciam ao encher o sedimentador com o efluente através de uma bomba peristáltica. Nessa etapa a válvula para retirada do lodo permanece fechada. Após o enchimento do sedimentador, a suspensão é mantida estagnada para que haja formação de uma região sobrenadante clarificada, com a concomitante formação da região de densificação das partículas que forma o lodo. Porém, somente após cerca de 20 horas foi possível observar claramente a formação destas regiões, evidenciando a dificuldade de sedimentação das partículas finas presentes no efluente. O resultado pode ser visualizado na Figura 4.12 (a).

Após esse período, iniciou-se a alimentação e remoção de lodo do sedimentador. As Figura 4.12 (b), (c) e (d) mostram o comportamento de ascensão da camada de lodo após 1 hora, 1,5 horas e 2 horas, respectivamente. Foram retiradas alíquotas das correntes de alimentação, clarificado e lodo, para realização da medição da concentração através do teste de peso seco. Os resultados das concentrações podem ser vistos na Tabela 4.4.

Tabela 4.4: Concentrações das correntes na sedimentação lamelada

	Após 1 hora de sedimentação	Após 2 horas de sedimentação
$C_{alimentação}$ (g/L)	0,505	0,575
$C_{clarificado}$ (g/L)	0,095	0,215
C_{lodo} (g/L)	0,225	0,350

Os resultados mostram que a concentração da corrente de clarificado aumenta com o tempo de operação, confirmando a observação visual da ascensão da

interface entre a região de lodo e a região clarificada, apresentada na Figura 4.12.

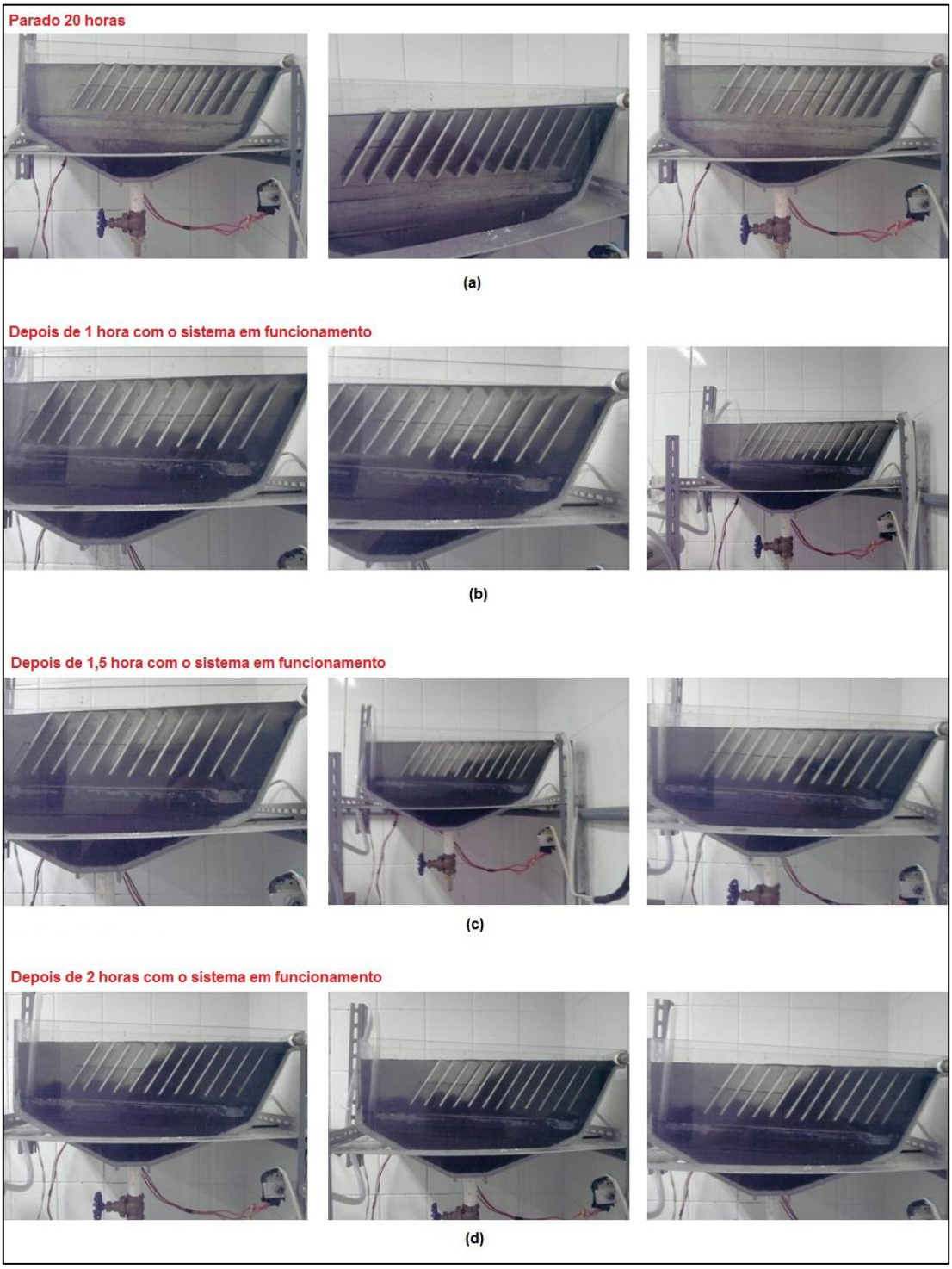


Figura 4.12: Testes da fuligem no sedimentador lamelado

Durante todo o processo, foi observada uma grande dificuldade na remoção do lodo, relacionada ao entupimento da válvula gaveta utilizada. Para obter a

vazão de aproximadamente 14 L/h de lodo, a válvula permanecia quase toda fechada. Esse fator, associado à alta concentração de lodo e à sua rápida compactação no fundo do sedimentador, acarretou no entupimento da válvula. Válvulas com menor dimensão intensificam o bloqueio pela deposição de particulados. A ascensão rápida do lodo no sedimentador pode ser atribuída a este problema operacional.

Outro fator que deve ser levado em consideração é um possível erro de projeto. Isso poderia ter sido decorrente da dificuldade de realização do teste de proveta do efluente, já que a sedimentação partículas maiores é muito rápida, dificultando a identificação de todas as regiões de sedimentação.

Esse experimento mostrou a necessidade de uma nova forma de remoção de lodo do sedimentador para substituição da válvula gaveta. Além disso, optou-se por um aumento da área do sedimentador, para verificação de possível erro no projeto. Esses fatores são discutidos no tópico seguinte.

4.4.2. Testes com Sedimentador Convencional:

Para solucionar os problemas encontrados no teste com o sedimentador lamelado, optou-se por algumas modificações. A primeira foi a construção de um sedimentador convencional (Figura 4.13), com raspador (Figura 4.14 (a)). Outra modificação foi na saída de lodo, onde foi construída uma rosca sem fim para substituição da válvula gaveta (Figura 4.14 (b)).

Nestes testes, foram encontrados problemas na etapa de enchimento do sedimentador. O uso da rosca sem fim no fundo do sedimentador possibilita saída da suspensão e dificulta o procedimento de enchimento e estabilização da frente de precipitação. A saída inferior foi, então, completamente fechada durante a etapa de enchimento e estabilização, mas após o inicio da operação e acionamento da rosca para remoção de lodo, o problema permaneceu. Mesmo com o uso da rosca sem fim os entupimentos na saída de lodo continuaram a ocorrer devido à alta concentração de fuligem.

Esses problemas não permitiram um ensaio completo com o sedimentador convencional e evidenciam a necessidade de um projeto mecânico mais robusto para o sedimentador, que está fora do escopo deste trabalho. Uma solução alternativa para utilizar os projetos desenvolvidos seria o aumento da vazão de operação, o que reduz os problemas para a remoção da corrente de lodo. Entretanto, o aumento da vazão somente é viável em testes de campo, em que não há limitação de volume de efluente. Para testes em escala de laboratório, as amostras dos efluentes devem ser transportadas da Usina, inviabilizando a utilização de volumes mais elevados.

Figura 4.13: Sedimentador convencional

Figura 4.14: (a) rosca sem fim para remoção de lodo; (b) raspador para remoção de fuligem no fundo do sedimentador

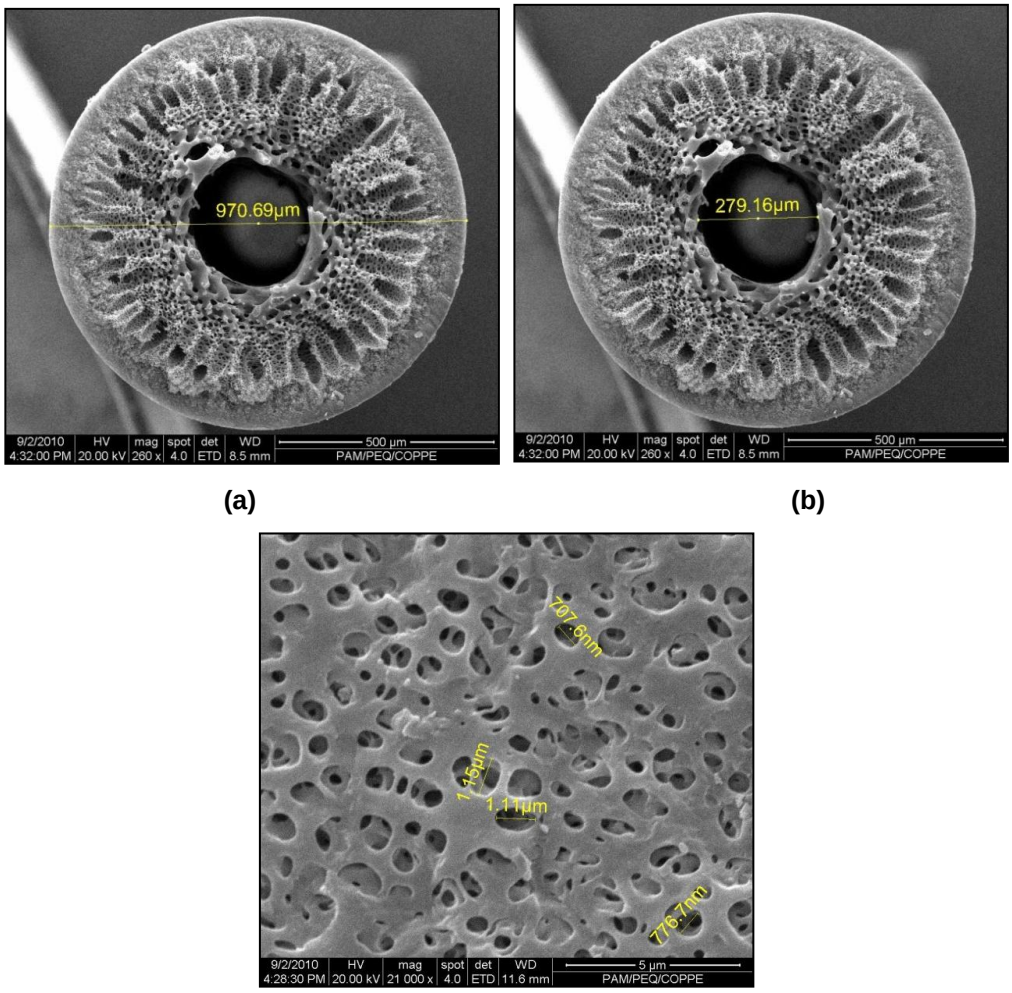
4.5. Microfiltração:

4.5.1. Caracterização das Membranas de MF:

As membranas utilizadas para estudar o processo de microfiltração são na forma de fibras ocas anisotrópicas. As fibras foram utilizadas para o preparo de módulos de permeação pressurizados e submersos.

4.5.1.1. MEV:

As fotomicrografias das membranas de Microfiltração são apresentadas na Figura 4.15.



(a) **(b)**

(c)

Figura 4.15: Fotomicrografias da membrana de PEI. (a) e (b): visualização (aumento de 260 vezes) dos diâmetros externo e interno, respectivamente; (c) poros da superfície externa da membrana (aumento de 21.000 vezes).

Nas Figura 4.15 (a) e (b) podem ser observados os diâmetros externo e interno da fibra analisada. O diâmetro externo é utilizado para o cálculo de área efetiva de permeação. A camada seletiva dessa membrana de MF é a superfície externa, com menores poros, conforme pode ser observado na Figura 4.15 (c).

Pode também ser observado que os menores poros encontram-se próximos à superfície externa e que a seção transversal apresenta macroporos. A morfologia anisotrópica da membrana pode ser observada através aumento de tamanho dos poros da superfície externa em direção à superfície interna da fibra. Os macroporos são importantes para facilitar o fluxo permeado através da membrana, uma vez que os particulados devem ser retidos na superfície da mesma. Conforme pode ser observado na Figura 4.15 (c), o tamanho dos poros encontra-se abaixo de 1,2 μm, possibilitando a retenção completa das partículas de fuligem.

4.5.1.2. Permeabilidade Hidráulica:

Conforme descrito no Capítulo 3, inicialmente é necessária a realização da compactação das membranas. Esse procedimento é realizado aplicando-se de uma diferença de pressão através da membrana de 0,5 bar, e medindo-se a vazão de água com o decorrer do tempo.

Foram confeccionados três módulos de membranas (S1, S2 e S3), porém o resultado demonstrado nesse item será apenas para o módulo “S1”, já que todos os módulos apresentaram o mesmo comportamento (permeabilidades acima de 300 L/(h.m^2.bar)). A consulta aos resultados dos outros módulos pode ser feita nos Apêndices D e E.

O Gráfico 4.7 ilustra os resultados obtidos para o módulo S1. Observa-se a queda do fluxo permeado com o tempo, até um valor constante igual a 57 L/(h.m^2).

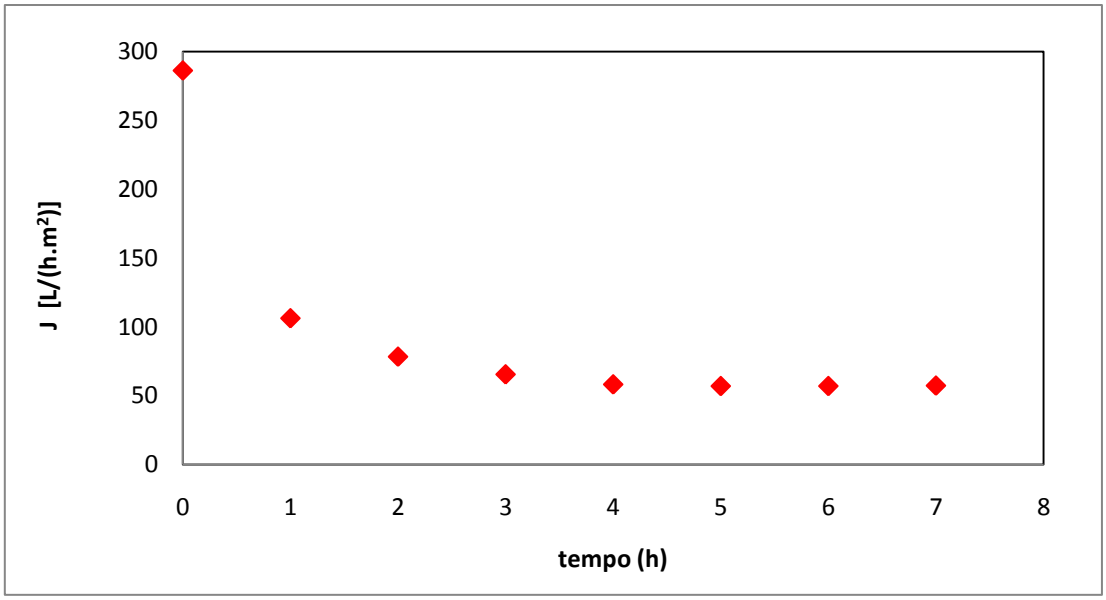


Gráfico 4.7: Compactação das membranas do módulo S1 (ΔP = 0,5 bar)

De acordo com informações do fabricante, a permeabilidade hidráulica das membranas fornecidas encontram-se na faixa de 200 L/(h.m^2.bar). No entanto, o valor encontrado foi de 114 L/(h.m^2.bar). Com isso, faz-se necessária a recuperação da permeabilidade original da membrana, visando eliminar a presença de algum fator que possa causar a obstrução dos poros (PVP). As membranas foram, então, imersas em uma solução 0,01% em Hipoclorito de Sódio (NaClO), por um período de 24 horas.

Após o procedimento de limpeza química, as membranas foram lavadas com água destilada / desmineralizada / microfiltrada. A permeabilidade hidráulica foi, então, determinada variando a diferença de pressão através da membrana e medindo o fluxo permeado. Conforme pode ser observado no Gráfico 4.8, o valor de permeabilidade obtido foi de 322,06 L/(h.m^2.bar).

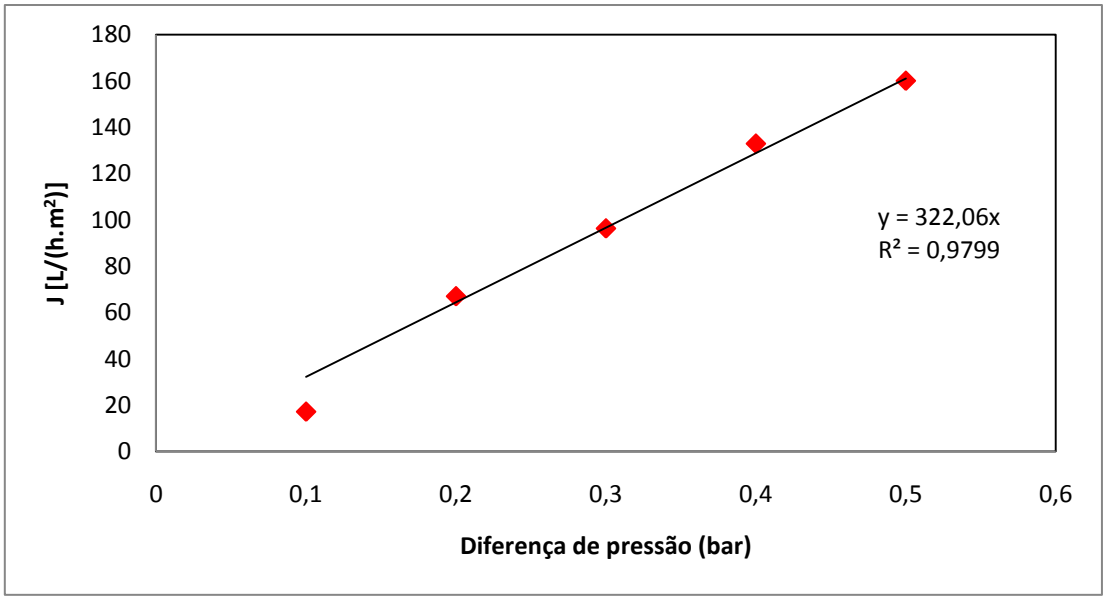


Gráfico 4.8: Permeabilidade hidráulica das membranas do módulo S1 (ΔP = 0,5 bar)

O procedimento de limpeza aumentou a permeabilidade, confirmando que havia obstrução dos poros.

4.5.2. Testes Realizados:

4.5.2.1. Determinação das Condições Críticas e Concentração Limite:

Inicialmente foram feitos ensaios na Microfiltração submersa. O objetivo inicial era realizar a microfiltração com diferentes concentrações e vazões de ar, obtendo valores de fluxo em função da diferença de pressão aplicada, após 24 horas do sistema microfiltrando a fuligem.

No entanto, na MF submersa não era possível manter a concentração de fuligem constante. Por isso, a variação da concentração foi feita num sistema de MF pressurizado (detalhado no item 3.5.2). As caracterizações do módulo pressurizado, contendo compactação das membranas e permeabilidade hidráulica, são representadas no Apêndice F.

Na MF submersa foi realizado apenas a variação da vazão de ar, com concentração de fuligem constante igual a 48 g/L. O resultado pode ser

observado no Gráfico 4.9. Pode-se observar que, já em baixos valores de pressões, os fluxos permeados das suspensões são muito menores do que os observados para água pura. Isso mostra que a pressão crítica é muito baixa, ou seja, a suspensão tem características que favorecem a formação intensa de incrustações.

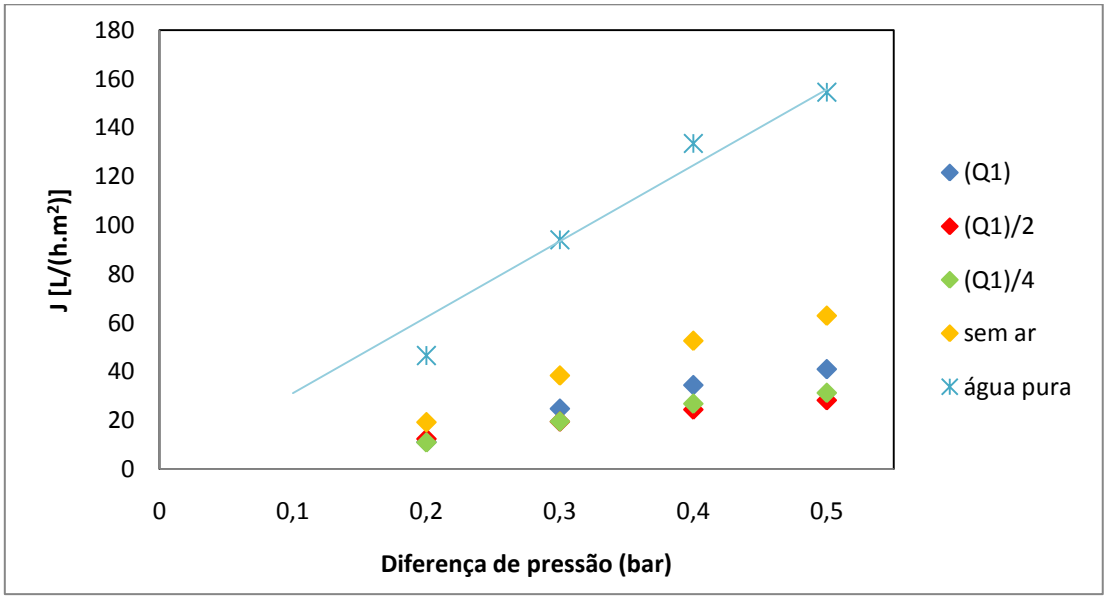


Gráfico 4.9: Fluxo permeado em função da pressão, com variação da vazão de ar e concentração de fuligem constante igual a 48 g/L; MF submersa

Com o objetivo de manter a concentração constante, foram realizados testes de MF pressurizada. Foram variadas três concentrações de partículas de fuligem no efluente: C_1 = 3,75 g/L; C_2 = 4,31 g/L; e C_3 = 5,4 g/L. Os valores foram baixos, pois ocorreram problemas de entupimento do sistema quando a concentração era mais alta. O Gráfico 4.10 mostra o comportamento da queda de fluxo permeado com o tempo e o Gráfico 4.11 ilustra a variação do fluxo permeado, após a estabilização, com o aumento da diferença de pressão aplicada.

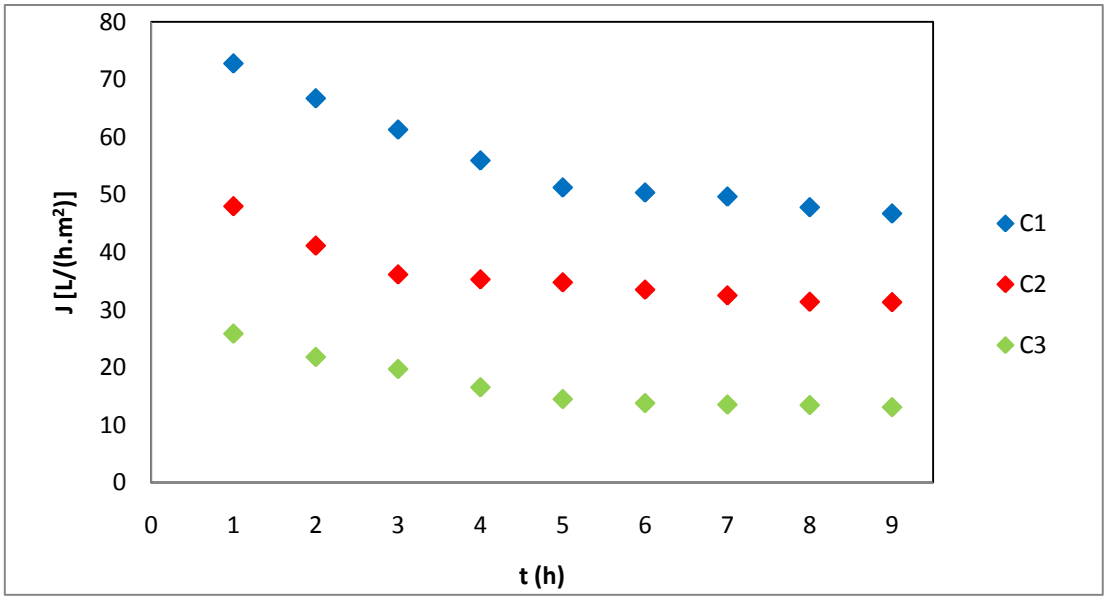


Gráfico 4.10: Influência da concentração da fuligem (C_1 = 3,75 g/L; C_2 = 4,31 g/L; e C_3 = 5,4 g/L) na queda do fluxo permeado; ΔP = 0,5 bar, MF pressurizada

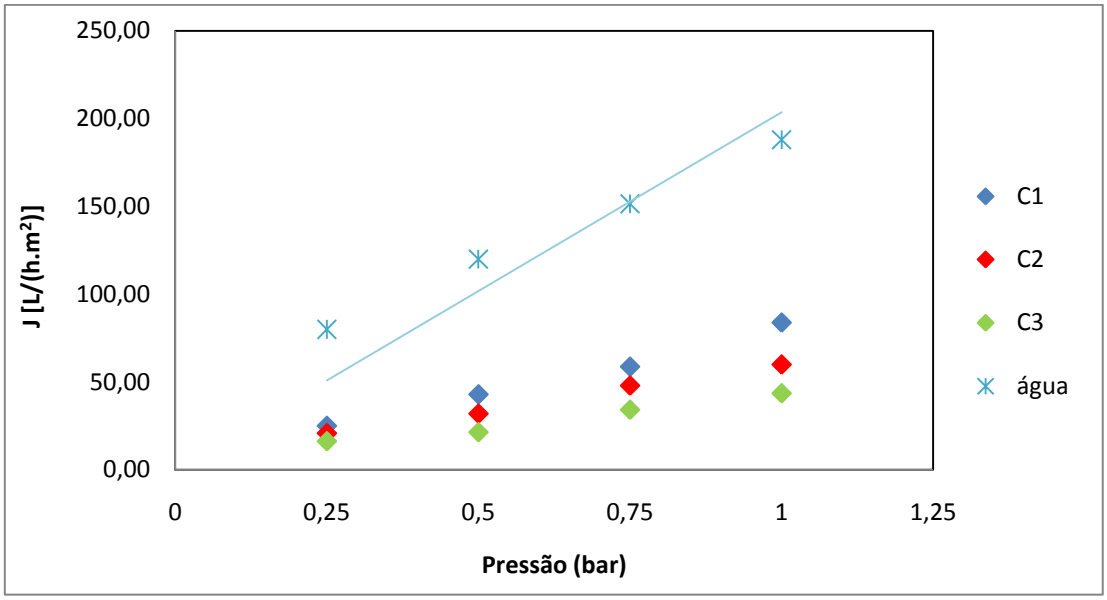


Gráfico 4.11: Fluxo permeado em função da pressão, com variação da concentração de fuligem (C_1 = 3,75 g/L; C_2 = 4,31 g/L; e C_3 = 5,4 g/L); MF pressurizada

O Gráfico 4.10 mostra que, com o aumento da concentração, há uma queda do fluxo permeado e que a concentração de fuligem na MF pressurizada foi realmente mantida constante.

O Gráfico 4.11 mostra o mesmo comportamento obtido no Gráfico 4.9. Ou seja, já em baixos valores de pressões, os fluxos permeados da suspensão se distanciam do fluxo permeado da água pura, mostrando que a pressão crítica é

muito baixa. Além disso, baixos valores de concentrações de fuligem já mostram uma grande influência da resistência obtida na formação da torta.

Esta característica incrustante da suspensão inviabilizou a correlação da concentração com o fluxo limite observado no Gráfico 4.11. Em geral, esta correlação permite, através do modelo de filme, obter a concentração limite para a operação do processo de MF.

Outro experimento foi realizado na MF pressurizada, com o objetivo de comprovação da alta resistência formada pela torta já para baixos valores de pressão. Nesse ensaio foi mantida a concentração de fuligem constante igual a C_3 = 5,4 g/L. Aplicou-se um aumento de pressão (pontos azuis do Gráfico 4.12) a cada 15 minutos de microfiltração. Com isso, foi obtida a curva de fluxo permeado (pontos vermelhos do Gráfico 4.12) para cada valor de pressão. A queda do fluxo permeado durante os 15 minutos já foi observada para o valor de pressão de 0,25 bar, mostrando que a pressão crítica já foi atingida.

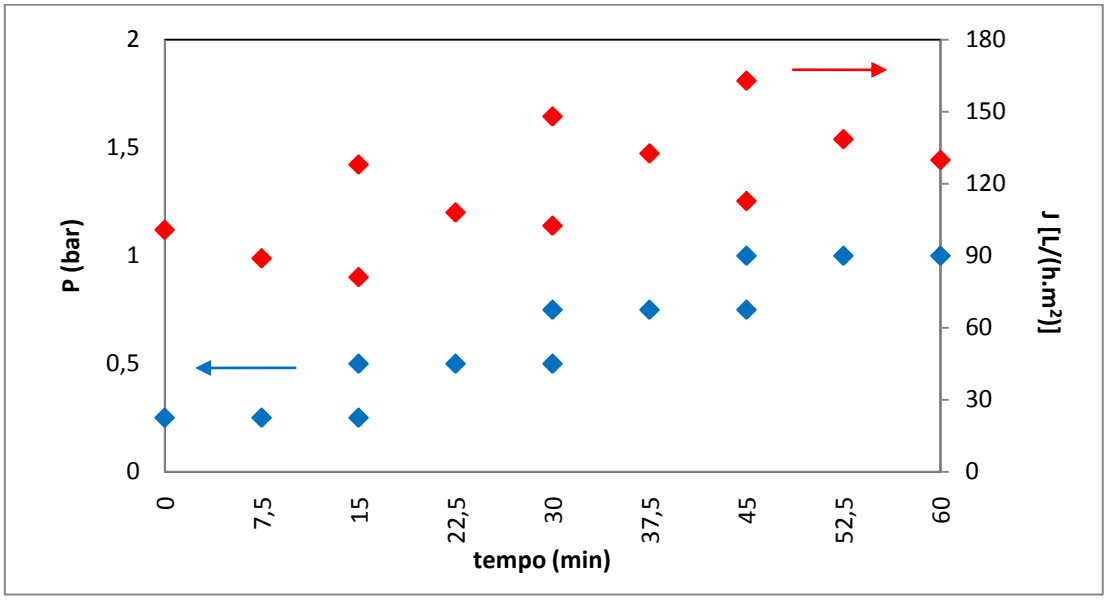


Gráfico 4.12: Determinação da pressão crítica da MF pressurizada; concentração de fuligem C_3 = 5,4 g/L

Os resultados desse tópico mostram, através de parâmetros de concentração e pressão críticas, a rápida formação da torta e a influência de sua resistência na queda do fluxo permeado. Os cálculos de valores de resistência ao transporte são mostrados no item a seguir.

4.5.2.2. Efeito da Concentração:

Nesse experimento, foi utilizado o sistema de MF submersa. O objetivo é analisar o comportamento do fluxo permeado para diferentes concentrações de partículas de fuligem no efluente (5 g/L, 15 g/L e 48 g/L) sem aeração. A ausência da aeração visa simular condições similares às encontradas nos sedimentadores, o que pode possibilitar o acoplamento dos processos em um único equipamento. O resultado pode ser observado no Gráfico 4.13.

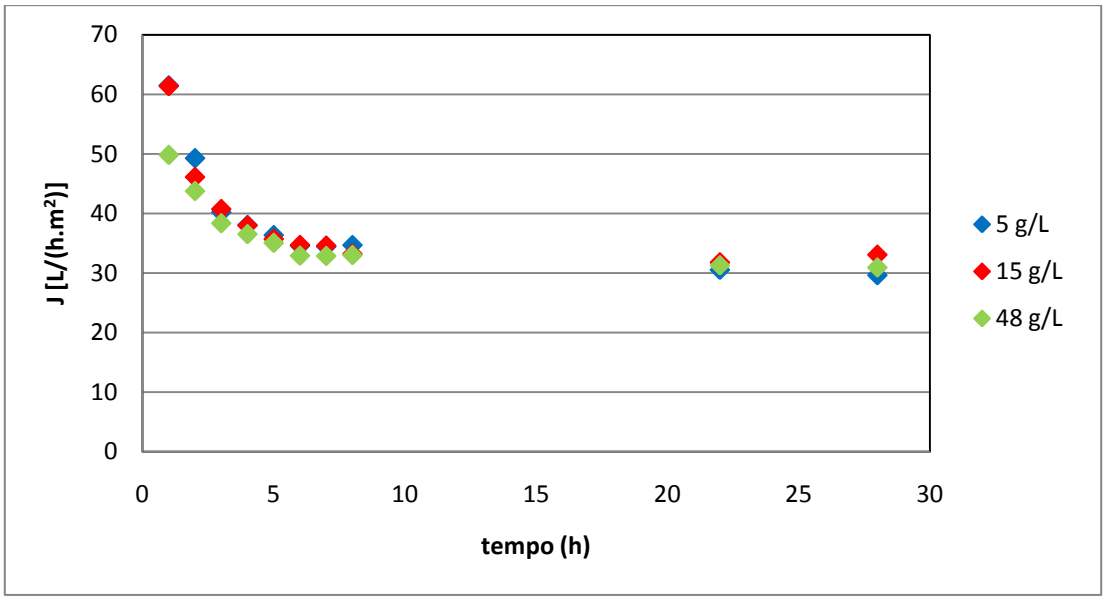


Gráfico 4.13: Comportamento de fluxo permeado com o tempo, para diferentes concentrações do efluente; ΔP = 0,5 bar; sem aeração

Como pode ser observado no Gráfico 4.13, as curvas relativas às diferentes concentrações têm o mesmo perfil, tendendo a praticamente o mesmo valor assintótico. O fluxo permeado, após quase 30 horas, se estabiliza em valores próximos de 30 L/(h.m^2) em todos os casos.

Essa diminuição do fluxo é decorrente do fenômeno de incrustação das membranas, onde a fuligem se deposita sobre a superfície da membrana, sob ação da pressão, aumentando a resistência ao transporte.

4.5.2.3. Efeito da Aeração:

Nesse experimento, o objetivo é observar a influência da aeração no comportamento da queda do fluxo permeado com o tempo. A aeração é utilizada para agitar o efluente e minimizar os efeitos de incrustação das membranas. A vazão de ar utilizada nesses experimentos foi de 40 L/min, correspondendo a uma velocidade média de 0,03774 m/s.

Foram realizados os testes com três concentrações de efluente visando comparação com resultados do item anterior. O Gráfico 4.14, o Gráfico 4.15 e o Gráfico 4.16 são os resultados obtidos para 5 g/L, 15 g/L e 48 g/L, respectivamente.

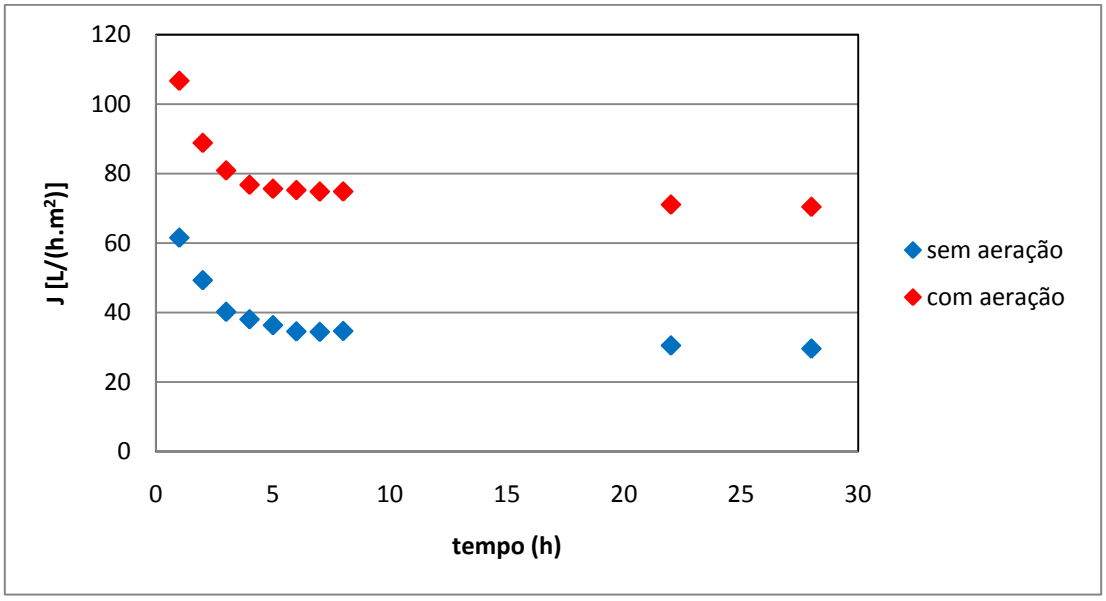


Gráfico 4.14: Influência da aeração (40 L/min) no fluxo permeado para efluente com concentração de 5 g/L; ΔP = 0,5 bar

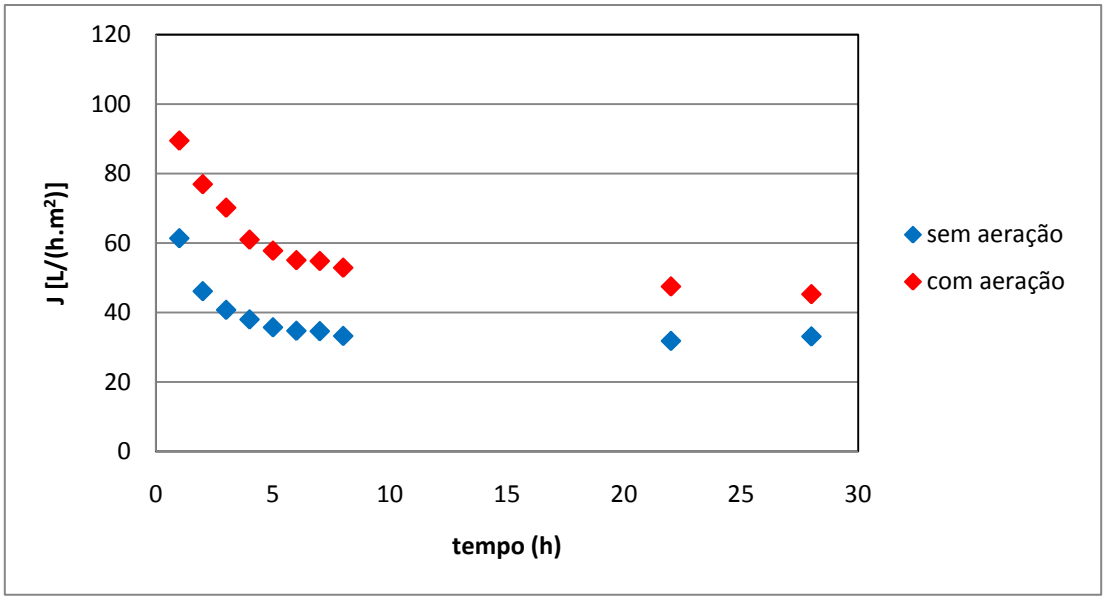


Gráfico 4.15: Influência da aeração (40 L/min) no fluxo permeado para efluente com concentração de 15 g/L; ΔP = 0,5 bar

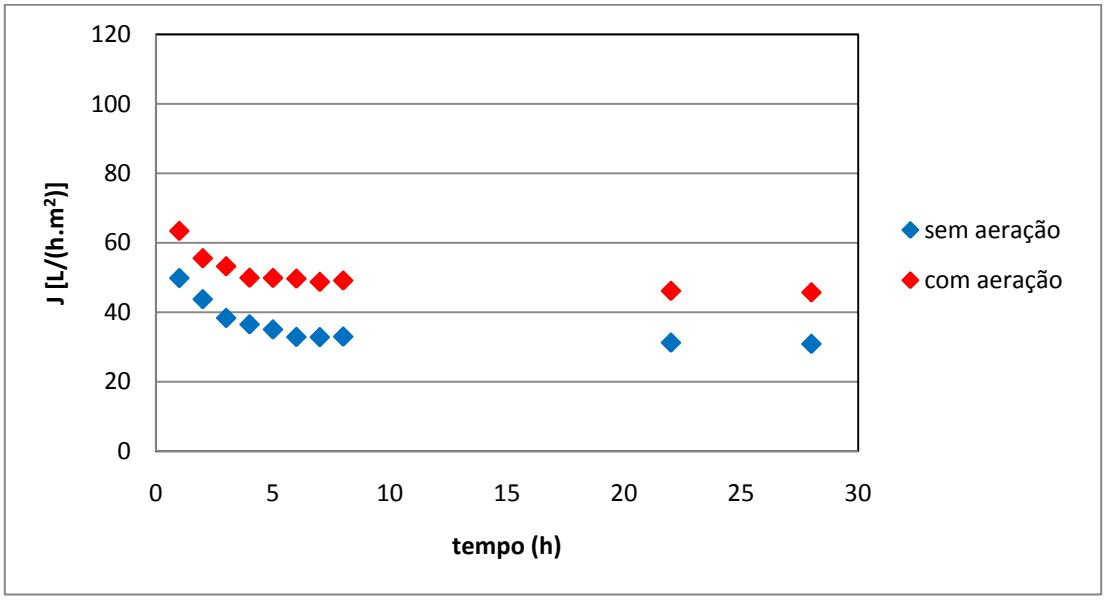


Gráfico 4.16: Influência da aeração (40 L/min) no fluxo permeado para efluente com concentração de 48 g/L; ΔP = 0,5 bar

Os aumentos nos fluxos permeados mostram que a agitação gerada pela aeração é eficiente na diminuição das incrustações, o que prova a importância da aeração nesse processo.

O Gráfico 4.17 ilustra os três experimentos com aeração e mostra que, acima de 15 g/L o fluxo permeado se estabiliza no mesmo valor para as

concentrações de 15 e 48 g/L. O melhor resultado é para a menor concentração do efluente.

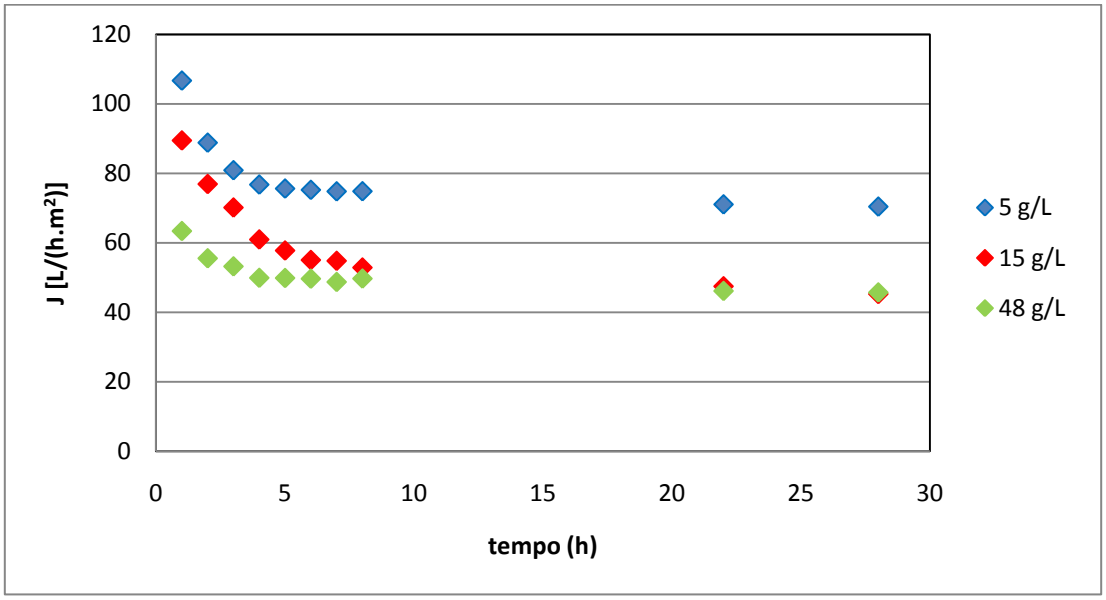


Gráfico 4.17: Influência da aeração (40 L/min) em diferentes concentrações do efluente; ΔP = 0,5 bar

4.5.2.4. Efeito da Variação da Vazão de ar:

Nesse experimento, o objetivo é observar a influência da intensidade da aeração no comportamento da queda do fluxo permeado com o tempo. Para isso, a concentração do efluente foi mantida constante, no valor de 48 g/L (concentração que mais se próxima à concentração original do efluente na usina).

As vazões de ar utilizadas foram: Q_1 = 40L/min; $Q_1/2$ e $Q_1/4$, correspondendo as velocidades médias de 0,03773 m/s, 0,01887 m/s e 0,0094m/s, respectivamente. Os resultados foram comparados ao ensaio sem aeração.

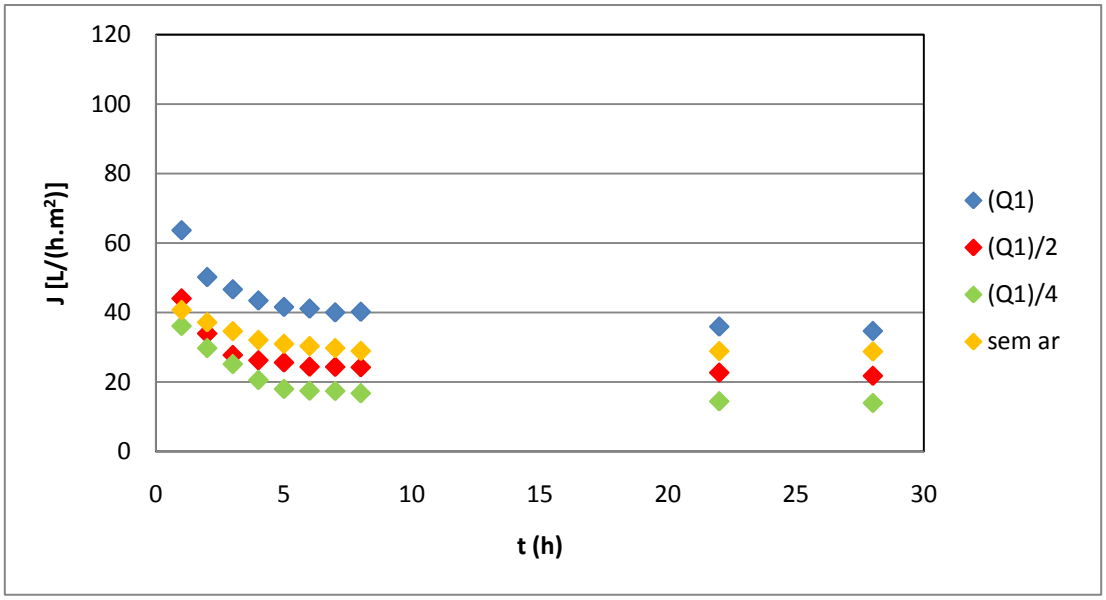


Gráfico 4.18: Influência da vazão de ar; efluente com concentração de 48 g/L (Q_1=40 L/min; ΔP = 0,5 bar)

O Gráfico 4.18 mostra que, a curva correspondente a maior aeração (40 L/min) promoveu um aumento no fluxo em relação ao ensaio sem aeração, conforme resultados do experimento descrito no tópico anterior.

No entanto, com a redução na vazão de ar observou-se valores de fluxo permeado menores do que aqueles obtidos nos experimentos sem qualquer aeração. A condição de maior aeração apresenta com principais inconvenientes o gasto energético e a exposição das fibras a tensões originadas do movimento vigoroso do meio. Períodos prolongados de exposição das fibras nesta condição levaram a rupturas freqüentes, dificultando a operação.

Para confirmar o resultado da redução do fluxo permeado com valores baixos de aeração, foram realizados experimentos com vazões ainda menores: Q_1 = 4 L/min; Q_1/2 e Q_1/4, correspondendo as velocidades médias de 0,00377 m/s, 0,00189 m/s e 0,00094m/s, respectivamente. Os resultados foram comparados ao ensaio sem aeração.

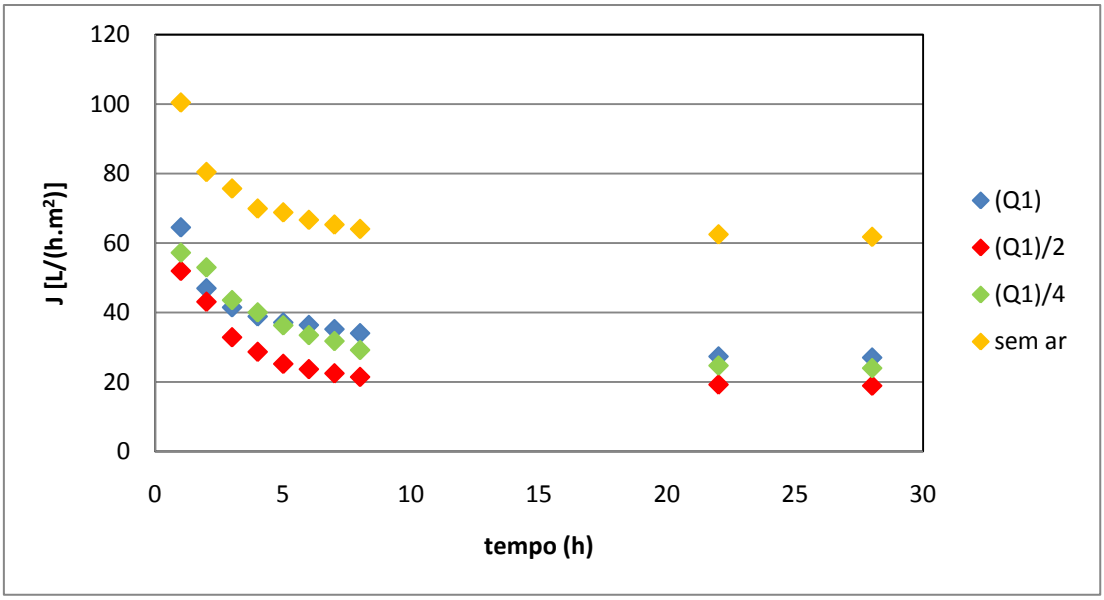


Gráfico 4.19: Influência da vazão de ar; efluente com concentração de 48 g/L (Q_1=4 L/min; ΔP = 0,5 bar)

O Gráfico 4.19 mostra que, para baixas vazões de ar, a diferença entre os fluxos permeado observados é muito pequena. No decorrer do experimento foi observado visivelmente um comportamento de sedimentação, para todos os valores de aeração apresentados no Gráfico 4.19. Nesse caso, foram tiradas alíquotas do sobrenadante em contato com a membrana após 1 hora e após 24 horas do início do experimento, para determinação da concentração de sólidos no efluente em contato com a membrana. Os resultados podem ser observados na Tabela 4.5.

Tabela 4.5: Concentrações de sólidos no sobrenadante para diferentes valores de aeração; Q1 = 4 L/min (sem coagulante)

Vazão de ar	Concentração (g/L)	
	Após 1 hora de MF	Após 24 horas de MF
Q_1	43,57	38,40
$Q_1/2$	33,75	20,73
$Q_1/4$	8,85	5,39
(sem ar)	4,17	0,20

O melhor fluxo permeado obtido no ensaio sem aeração pode ser atribuído à sedimentação parcial dos particulados reduzindo a concentração em contato com a membrana e, consequentemente, à menor incrustação na superfície da

mesma. A Figura 4.16 ilustra esse caso em específico, onde fica visível a clarificação do sobrenadante após 24 horas.

Figura 4.16: Fuligem decantada após 24 horas de permeação, e membranas em contato com o sobrenadante (mais límpido)

Para todos os testes de microfiltração realizados, os valores de turbidez do permeado foram iguais a 0,02 NTU.

4.5.2.5. Efeito da Recuperação por Retrolavagem:

Após quase 30 horas de permeação, foi feita uma retrolavagem das membranas de MF para reduzir a quantidade de partículas depositada na superfície da membrana e verificar o nível de recuperação do fluxo permeado.

As setas verdes nos Gráfico 4.20, Gráfico 4.21 e Gráfico 4.22 mostram o ponto onde foi feita a retrolavagem para as concentrações de 5 g/L, 15 g/L e 48 g/L, respectivamente. São apresentados os resultados com aeração (para uma vazão de ar de 40 L/min) e sem aeração.

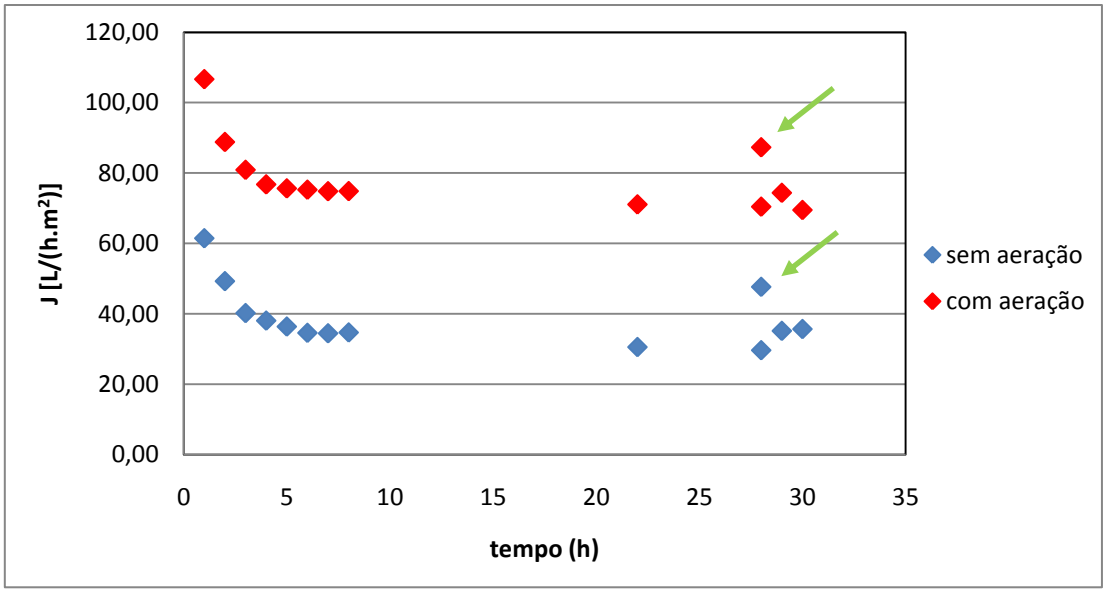


Gráfico 4.20: Ponto de retrolavagem; efluente com concentração de 5 g/L (Qar = 40 L/min; ΔP = 0,5 bar)

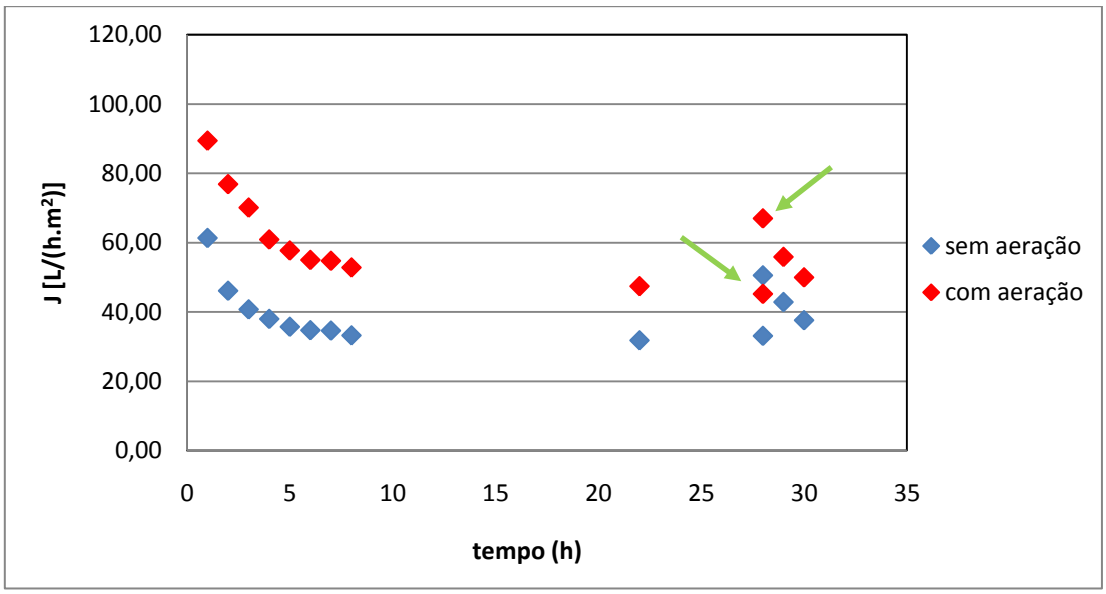


Gráfico 4.21: Ponto de retrolavagem; efluente com concentração de 15 g/L (Qar = 40 L/min; ΔP = 0,5 bar)

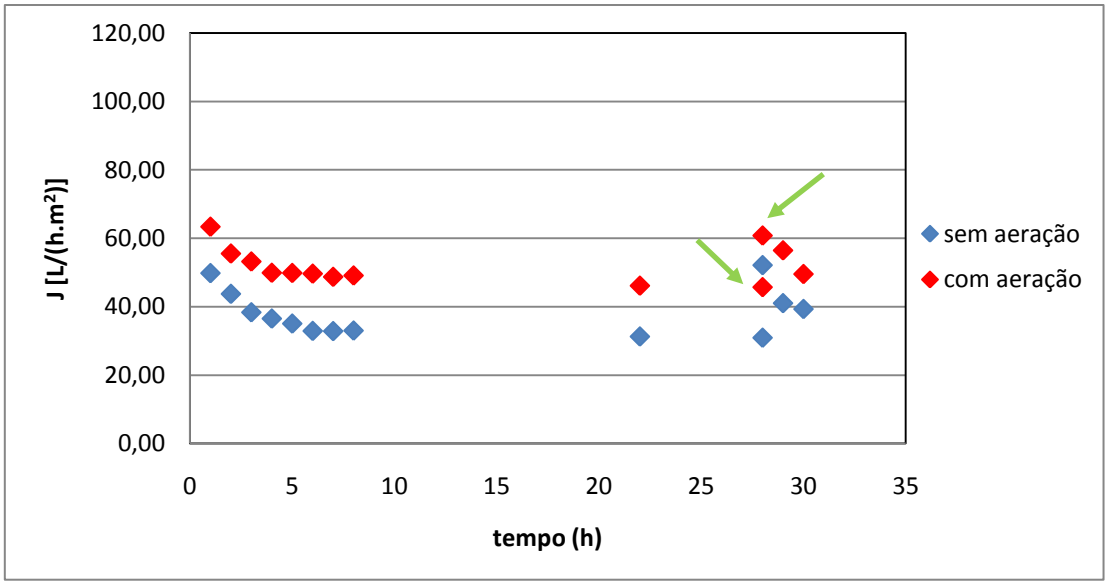


Gráfico 4.22: Ponto de retrolavagem; efluente com concentração de 48 g/L (Qar = 40 L/min; ΔP = 0,5 bar)

Para todas as concentrações investigadas, a retrolavagem recupera o fluxo permeado para valores próximos ao fluxo inicial. Porém, ao retornar a condição de permeação, observa-se uma queda rápida do fluxo para valores bem próximos aos valores observados antes da retrolavagem.

A intensificação do procedimento de retrolavagem foi investigada, utilizando-se 15 minutos de filtração e 15 segundos operando com fluxo invertido. Os resultados são mostrados no Gráfico 4.23.

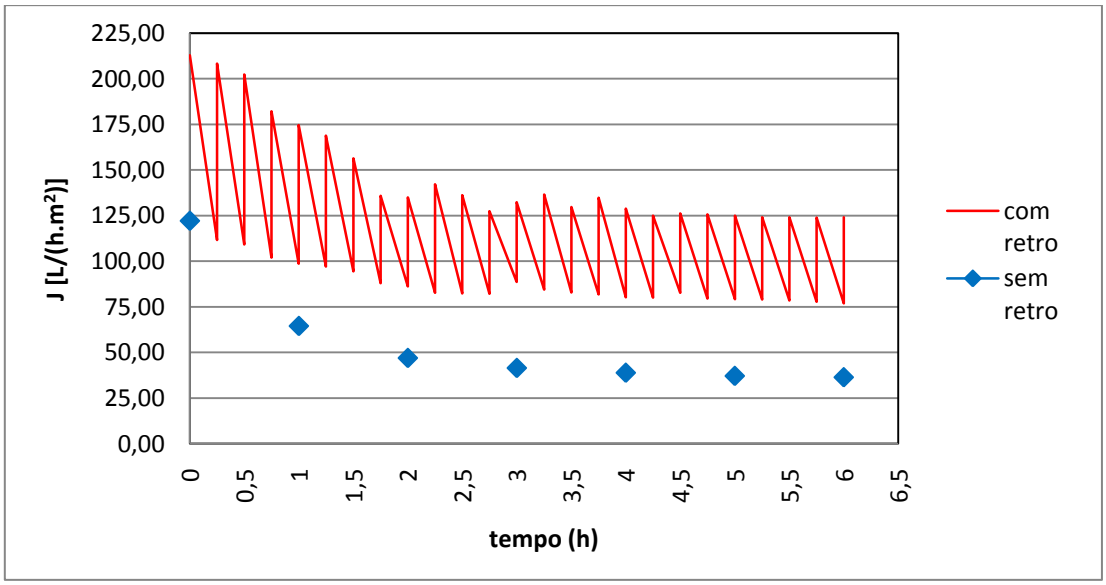


Gráfico 4.23: Retrolavagem aplicada a cada 15 minutos de filtração, com duração de 15 segundos, para concentração do efluente igual a 48 g/L (Qar = 4 L/min; ΔP = 0,5 bar)

Como pode ser observado no Gráfico 4.23, a aplicação de retrolavagem a cada 15 minutos é extremamente eficaz para manter alto o fluxo de permeado através da membrana de MF. Sem a retrolavagem, o fluxo se estabiliza em torno de 36 L/(h.m^2). Já com a retrolavagem contínua, esse valor aumenta para valor médio de 100 L/(h.m^2).

Porém, como a retrolavagem não recupera totalmente a permeabilidade da membrana, mostra-se necessária (em maiores intervalos de tempo) a utilização da limpeza química para melhor recuperação das propriedades da membrana.

4.5.2.6. Efeito da Recuperação por Limpeza Química:

Ao serem retiradas do tanque de alimentação, as membranas ficam extremamente sujas (Figura 4.17 (a)), com deposição de particulados na superfície da membrana. Após cada experimento, foram realizados processos de limpezas químicas das membranas. O módulo de membranas era retirado do tanque com efluente e mergulhado em um béquer com água, para remoção do excesso de fuligem aglomerada na superfície das membranas. Posteriormente, o módulo ficava imerso por 24 horas na solução de 0,01% de hipoclorito de sódio. Nessa etapa a membrana já se apresenta mais limpa (Figura 4.17 (b)).

Figura 4.17: Membranas de MF: (a) membrana assim que é retirada do tanque com efluente; (b) membrana após limpeza química

Após a limpeza química é feita a medida da permeabilidade hidráulica com água, para verificação da recuperação do fluxo permeado. O módulo que tinha

permeabilidade original de 322 L/(h.m^2.bar), após 28 horas de microfiltração e da limpeza química, sua permeabilidade medida com água foi de 313 L/(h.m^2.bar). Isso mostra a recuperação da limpeza química para esse efluente.

Todos os módulos utilizados no trabalho obtiveram uma excelente recuperação após o período de limpeza, atingindo valores muito próximos à permeabilidade original da membrana.

4.5.2.7. Resistência ao Transporte Através da Membrana:

Esse tópico visa quantificar as resistências ao transporte através da membrana na microfiltração da fuligem. O objetivo principal é a resistência de formação da torta na superfície da membrana, já que esse foi o maior problema encontrado nos experimentos realizados. Essa resistência é calculada de acordo com a diferença da resistência total com as outras resistências.

Para todos os cálculos, é utilizada a viscosidade dinâmica da água (η) igual a 1,0 x 10^{-3} Pa.s.

A resistência da membrana é obtida através da medida da permeabilidade hidráulica com água (Gráfico 4.24), antes de o módulo ser utilizado com a fuligem (conforme equação 3.4). A permeabilidade da membrana com água foi de 446,54 L/(h.m^2.bar). Logo, a resistência da membrana (R_m) é igual a 8,06 x 10^{11} m^{-1}.

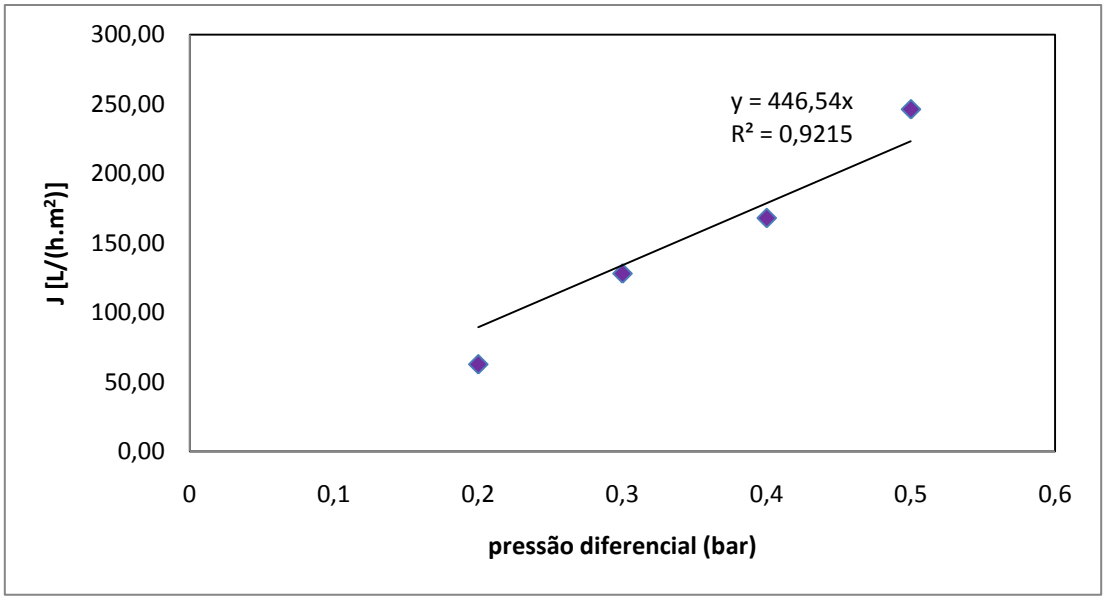


Gráfico 4.24: Permeabilidade hidráulica para cálculo da resistência da membrana

Para a resistência por adsorção (R_a) da fuligem na membrana, a permeabilidade hidráulica foi obtida após o módulo de membranas ser submerso na fuligem e retirado logo em seguida. Essa resistência é obtida através da diferença do valor obtido e a resistência da membrana, conforme equação 3.5. A permeabilidade foi de 447,99 L/(h.m^2.bar). Para que houvesse resistência de adsorção, seria necessário que a permeabilidade diminuísse em relação à permeabilidade da membrana limpa. Como as permeabilidades possuem valores extremamente próximos, a resistência de adsorção foi considerada negligenciável.

A resistência causada por bloqueio de poros (R_b) é calculada após o sistema microfiltrar por algumas horas. A membrana é retirada do sistema, lavada com água para remoção de deposições superficiais e caracterizada através da determinação da permeabilidade hidráulica. De acordo com o Gráfico 4.25, a permeabilidade com água para obtenção da resistência é 204,48 L/(h.m^2.bar). A resistência calculada, conforme equação 3.6, é de 9,54 x 10^{11} m^{-1}.

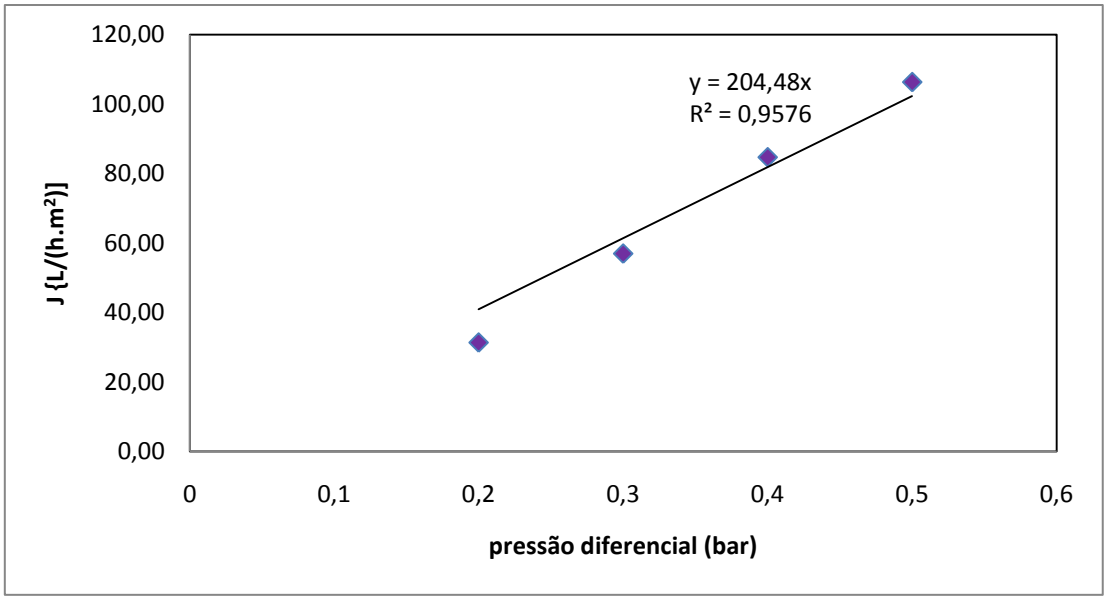


Gráfico 4.25: Permeabilidade hidráulica para cálculo da resistência por bloqueio de poros

As resistências por camada gel (R_g) e polarização de concentração (R_{pc}) são inexistentes e, portanto, consideradas iguais a zero.

A resistência total (R_T) é calculada através da permeabilidade obtida com o valor do fluxo permeado quando o mesmo se estabiliza. No Gráfico 4.26, esse valor é de 123,48 L/(h.m^2.bar). A resistência total calculada, conforme equação 3.7, é de 2,92 x 10^{12} m^{-1}.

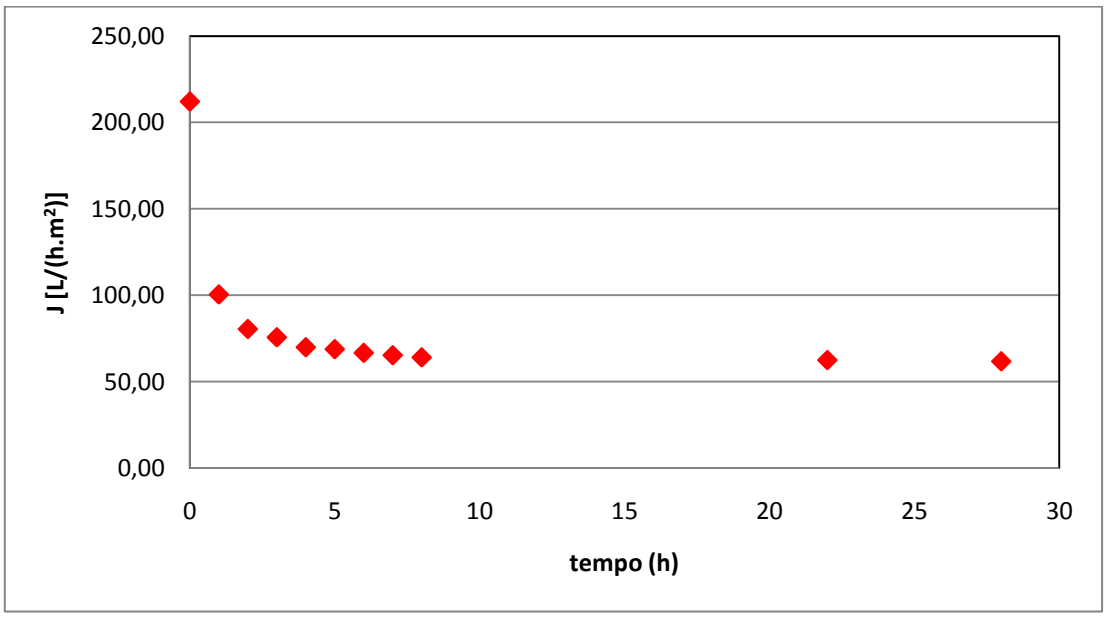


Gráfico 4.26: Permeabilidade hidráulica para cálculo da resistência total; ΔP = 0,5 bar

A resistência da torta (R_t) é, então, determinada pela diferença entre a resistência total e as demais resistências, conforme equação 3.8, com valor igual a 1,15 x 10^{12} m^{-1}. O Gráfico 4.27 compara os valores determinado para as resistências.

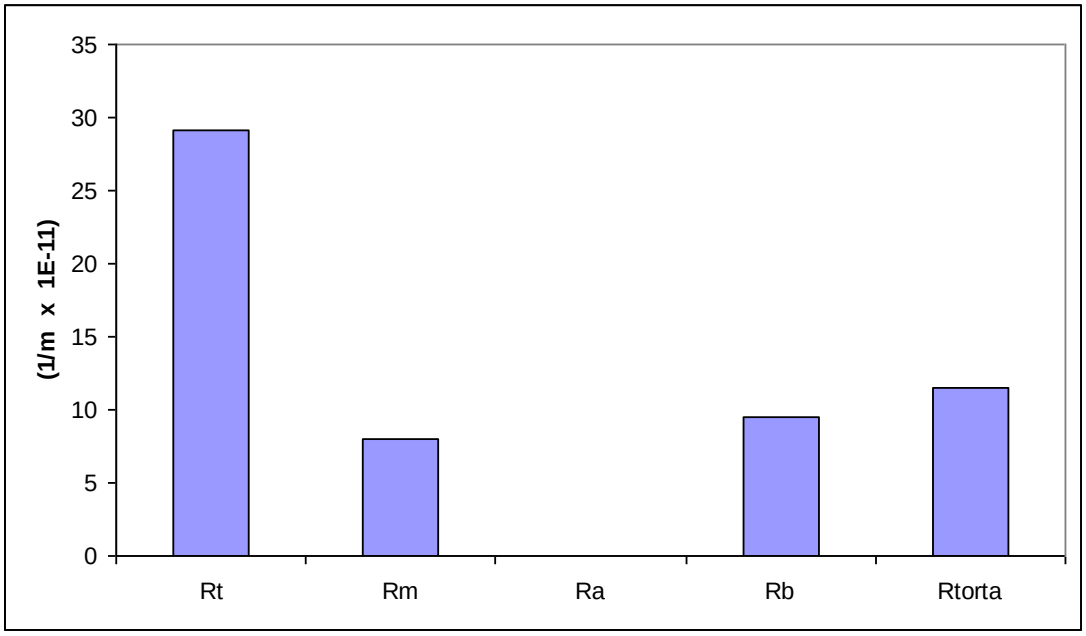


Gráfico 4.27: Valores das resistências ao transporte através da membrana

Com relação à resistência total, a resistência da membrana limpa (R_m) equivale à 27,7%, a resistência por bloqueio de poros (R_b) equivale à 32,7%, e a resistência por formação de torta (R_t) equivale à 39,6%. Entretanto, deve-se considerar que o bloqueio de poros é superficial, face a efetividade do procedimento de retrolavagem. Desta forma, a soma da resistência da torta com a resistência relativa ao bloqueio de poros equivale a 72,3% e está relacionada à deposição de partículas na superfície da membrana, correspondendo a maior causa de incrustação para o efluente com fuligem.

4.6. Processo Combinado Coagulação / Floculação e Microfiltração:

Para essa etapa dos experimentos foi utilizada a condição ótima obtida nos testes de coagulação: o polímero catiônico na concentração de 0,75 mg/L. A mistura rápida (100 rpm) é feita no tempo de 1 (um) minuto. A mistura lenta,

nessa etapa, será representada pela aeração, variando nas mesmas condições que as vazões de ar aplicadas nos testes de Microfiltração.

Os gráficos abaixo mostram os resultados da variação do fluxo permeado com o tempo para as diferentes vazões de ar aplicadas. Em todos os casos é feita uma comparação com os resultados obtidos apenas com a Microfiltração sem a adição de coagulante.

O Gráfico 4.28 representa os resultados do ensaio em que não há aeração (Q_0). Pode-se observar que o resultado é praticamente o mesmo, mostrando que apenas a mistura rápida não é eficaz para o processo acoplado. É necessário, para o processo de coagulação, que haja uma etapa de mistura lenta.

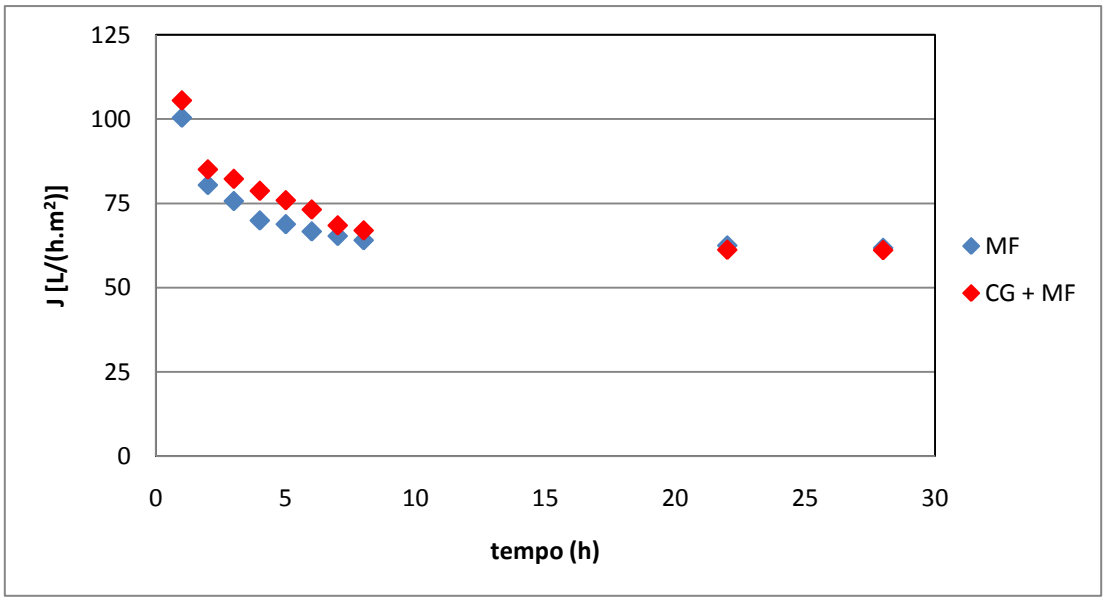


Gráfico 4.28: Influência do coagulante no efluente com concentração de 40 g/L (Q_0=0 L/min; ΔP = 0,5 bar)

No Gráfico 4.29, o resultado obtido é para vazão de ar equivalente a 4 L/min (Q_1). Pode-se observar que há um aumento no fluxo permeado quando da adição do coagulante, mostrando a eficiência da presença do mesmo no processo acoplado. O fluxo vai de 27 L/(h.m^2) sem coagulante, para 42 L/(h.m^2) com coagulante.

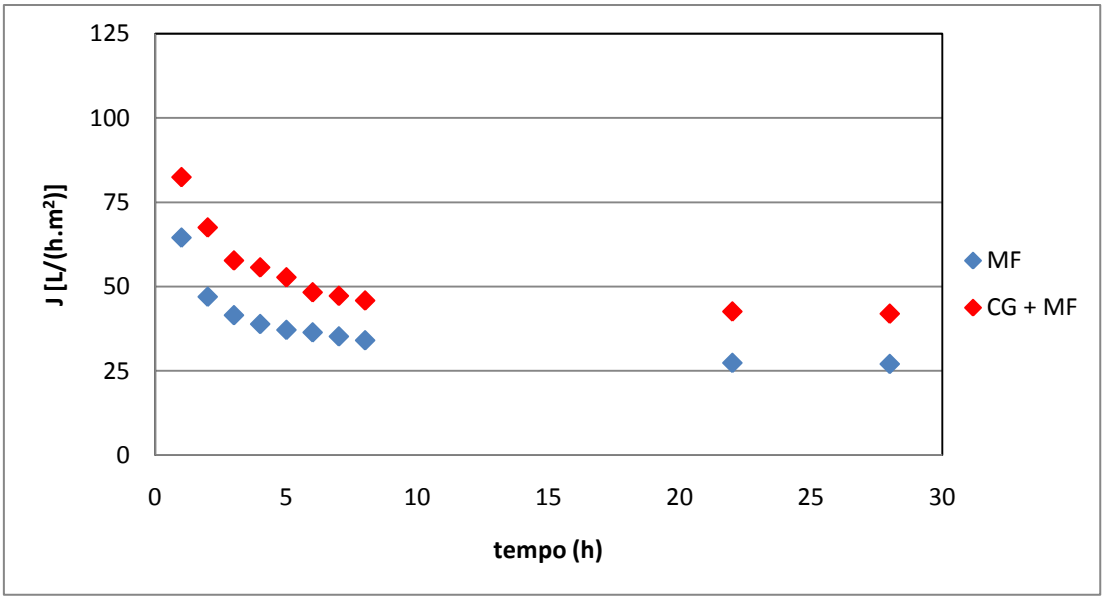


Gráfico 4.29: Influência do coagulante no efluente com concentração de 40 g/L (Q_1=4 L/min; ΔP = 0,5 bar)

O Gráfico 4.30 mostra o resultado obtido para vazão de ar equivalente a 2 L/min (Q_1/2). Nesse caso também se pode notar o aumento no fluxo permeado na presença do coagulante, mostrando a eficiência da presença do mesmo no processo acoplado. O fluxo vai de 19 L/(h.m^2) sem coagulante, para 39 L/(h.m^2) com coagulante.

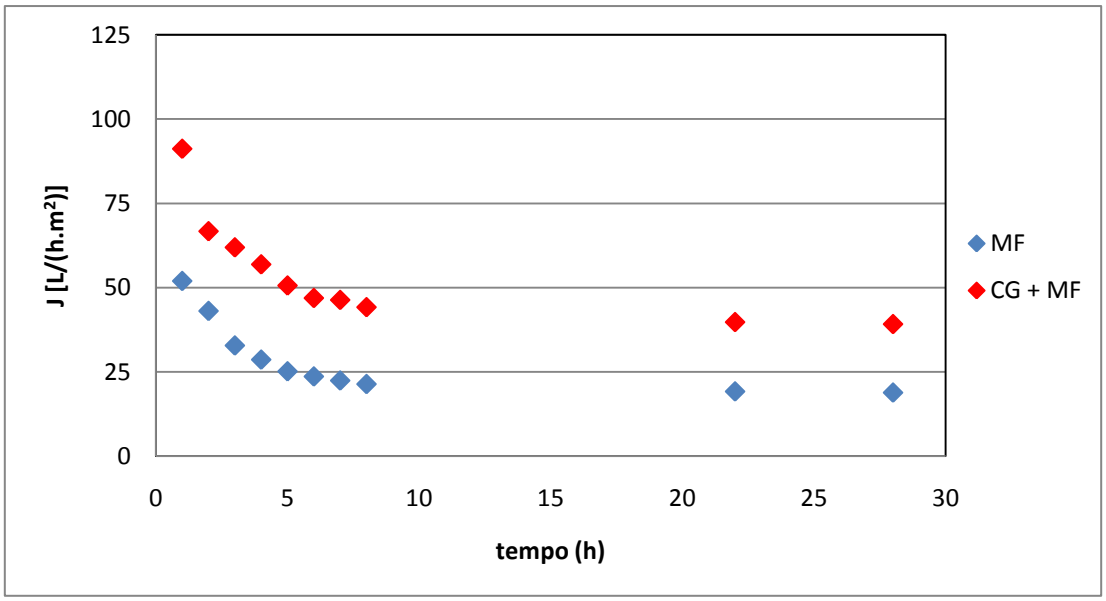


Gráfico 4.30: Influência do coagulante no efluente com concentração de 40 g/L (Q_2=2 L/min; ΔP = 0,5 bar)

O Gráfico 4.31 mostra o resultado obtido para vazão de ar equivalente a 1L/min ($Q_1/4$). Nesse caso também é observado um aumento no fluxo permeado na presença do coagulante, mostrando a eficiência da presença do mesmo no processo acoplado. O fluxo vai de 25 L/(h.m^2) sem coagulante, para 51 L/(h.m^2) com coagulante.

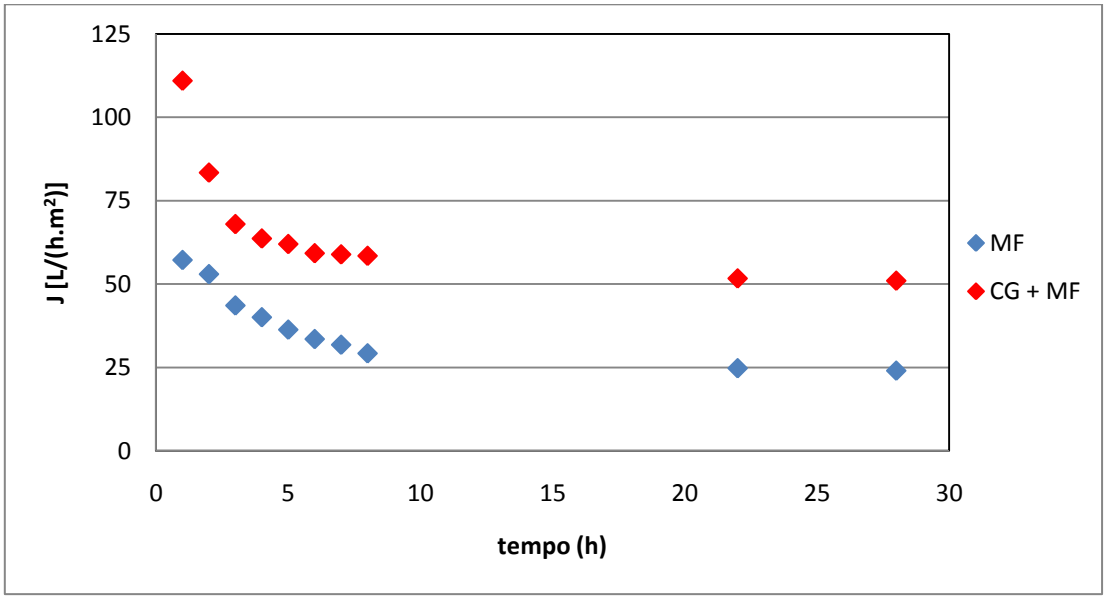


Gráfico 4.31: Influência do coagulante no efluente com concentração de 40 g/L (Q_3=1 L/min; ΔP = 0,5 bar)

No processo de MF operando com aeração, nota-se claramente a eficiência da presença do coagulante, indicando que há uma aglomeração das partículas de fuligem, o que diminui a incrustação das membranas e aumenta o fluxo permeado. Na presença do coagulante, mostra-se importante o auxílio da aeração.

Porém, pode ser observado também que a diminuição da aeração provocou um aumento ainda maior no fluxo permeado. Isso pode ser atribuído ao fato de que as maiores aerações causam maior agitação, dificultando a sedimentação das partículas. Esta condição aumenta a concentração de partículas próxima à superfície da membrana, reduzindo o fluxo permeado.

Em concordância com análise anterior, o maior fluxo permeado obtido, 61 L/(h.m^2), foi no ensaio sem aeração. Nessas condições, a presença do coagulante também não se faz necessária.

No decorrer dos experimentos, foi visivelmente observado um comportamento de sedimentação, mesmo para os testes com aeração. Nesse caso, foram tiradas alíquotas do sobrenadante em contato com a membrana após 1 hora e após 24 horas do início do experimento, para determinação da concentração do efluente em contato com a membrana. Os resultados podem ser observados na Tabela 4.6.

Tabela 4.6: Concentrações de sólidos no sobrenadante para diferentes valores de aeração (com coagulante)

Vazão de ar	Concentração (g/L)	
	Após 1 hora de MF	Após 24 horas de MF
Q_1	32,49	15,71
$Q_1/2$	27,78	16,26
$Q_1/4$	5,45	3,24
(sem ar)	1,04	0,54

Em comparação com a Tabela 4.5, os valores da Tabela 4.6 são sempre menores. Ou seja, a concentração do sobrenadante, após um determinado tempo, é menor quando há a presença do coagulante. Isso mostra que a coagulação é eficaz, já que a sedimentação ocorre de forma mais rápida nos ensaios com coagulante.

Para todos os testes do processo acoplado realizados, os valores de turbidez do permeado foram iguais a 0,02 NTU.

5. CONCLUSÕES:

O trabalho apresentado estudou um novo processo de tratamento para o efluente com fuligem da indústria sucroalcooleira, que visa acoplar os processos convencionais de coagulação/floculação e sedimentação com o processo de separação por membranas, microfiltração.

Os resultados mostraram a viabilidade do tratamento do efluente pelo processo proposto. A microfiltração gerou um permeado de boa qualidade, com medidas de turbidez próximas de 0,02 NTU, possibilitando o reuso da água em outros pontos da indústria.

A adição de coagulantes ocasionou melhora nas condições de sedimentação, promovendo sobrenadantes clarificados com menores valores de turbidez. Nos ensaios de coagulação apenas com adição de coagulantes, o cloreto férrico foi o que apresentou melhores resultados, com valores de turbidez do sobrenadante em torno de 36 NTU.

O uso dos polímeros como auxiliares de coagulação contribuiu na redução da turbidez. Porém, os melhores resultados foram encontrados para o uso dos polímeros apenas como coagulantes, e não como auxiliares. O polímero catiônico obteve melhores resultados, já que ofereceu uma melhor eficiência na clarificação do sobrenadante, com turbidez final de 0,2 NTU para concentração de 0,75 m/L.

Problemas operacionais inviabilizaram a operação dos sedimentadores lamelado e convencional. Durante o processo, foi observada uma grande dificuldade na remoção do lodo.

Os testes de microfiltração mostraram a natureza altamente incrustante da suspensão. Tanto na microfiltração pressurizada quanto na submersa, para baixos valores de pressões, os fluxos permeados foram muito menores em relação aos observados para água pura. Esse comportamento mostrou que a

pressão crítica era muito baixa, ou seja, a suspensão tem características que favorecem a formação intensa de incrustações.

A quantificação das resistências ao transporte através da membrana mostrou que a maior resistência ao transporte, equivalente a 72,3% da resistência total, está relacionada à deposição de partículas na superfície da membrana, correspondendo à maior causa de incrustação para o efluente com fuligem.

O problema causado pela natureza incrustante do efluente se mostrou reversível com o uso da retrolavagem. Esse procedimento de limpeza, quando aplicado a cada 15 minutos por um período de 15 segundos, aumentou o fluxo permeado de 36 L/(h.m^2) para 100 L/(h.m^2), ou seja, praticamente triplicou o valor inicial, aumentando a eficiência do processo.

No entanto, a retrolavagem não recuperou totalmente a permeabilidade da membrana. Com isso, mostrou-se necessária (em maiores intervalos de tempo) a utilização da limpeza química para melhor recuperação das propriedades da membrana. Em todos os módulos utilizados no trabalho houve uma excelente recuperação após o período de limpeza química, atingindo valores muito próximos à permeabilidade original da membrana.

No processo de MF operando com aeração, nota-se claramente a eficiência da presença do coagulante, indicando que há uma aglomeração das partículas de fuligem, o que diminui a incrustação das membranas e aumenta o fluxo permeado. Na presença do coagulante, mostra-se importante o auxílio da aeração.

Porém, pode ser observado também que a diminuição da aeração provocou um aumento ainda maior no fluxo permeado. Isso pode ser atribuído ao fato de que as maiores aerações provocaram maior agitação, dificultando a sedimentação das partículas. Essa condição foi responsável pelo aumento da concentração de partículas próxima à superfície da membrana, reduzindo o fluxo permeado.

Em concordância com análise anterior, o maior fluxo permeado obtido, 61 L/(h.m^2), foi no ensaio sem aeração. Nessas condições, a presença do coagulante também não se faz necessária.

6. SUGESTÕES:

Realizar o estudo de um projeto mecânico mais robusto para a remoção do lodo no sedimentador.

Fazer uma análise econômica para viabilização do processo acoplado.

Realizar testes de campo para otimização das condições de operação como: freqüência da realização das limpezas química e da retrolavagem.

Estudar a microfiltração submersa diretamente dentro do sedimentador, no sobrenadante, com o objetivo de proposta de um sistema mais compacto.

Realizar testes com o sistema acoplado operando de forma contínua, diretamente na saída do lavador de gases.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS:

São Carlos em rede, 2010. Disponivel em: <(http://www.saocarlosemrede.com.br/portal/noticias/item/13058-usp-de-s%C3%A3o-carlos-aproveita-baga%C3%A7o-da-cana-como-fibrocimento)>. Acesso em: 23 janeiro 2011.

ALBUQUERQUE, A. G. **Avaliação exergética dos efluentes do processo industrial do álcool.** Dissertação (Mestrado), Universidade de São Paulo. São Carlos, SP, 2005.

ANDRADE, J. M. F. D.; DINIZ, K. M. **Impactos Ambientais da Agroindústria da Cana-de-açúcar: Subsídios para a Gestão.** Monografia (Especialização em Gerenciamento Ambiental), Universidade de São Paulo. Piracicaba, SP, 2007.

ANEEL , 2011. Disponivel em: <http://www.aneel.gov.br/aplicacoes/capacidadebrasil/OperacaoCapacidadeBrasil.asp>. Acesso em: 7 Fevereiro 2011.

Anuário da Indústria Automobilística Brasileira. ANFAVEA - Associação Nacional dos Veículos Automotores Brasil. [S.l.]. 2010.

Anuário Estatístico Brasileiro do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis. ANP - Agencia Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis. [S.l.]. 2010.

Anuário Estatístico da Agroenergia. Ministério da Agricultura, Pecuária e Abastecimento. [S.l.]. 2009.

ARBEX, M. A. **Avaliação dos efeitos do material particulado proveniente da queima da plantação de cana-de-açúcar sobre a morbidade respiratória na população de Araraquara - SP.** Tese (Doutorado e Medicina), Universidade de São Paulo. São Paulo, SP, 2001.

ASSIS, R. S. S. D. **Remoção de Microcystos aeruginosa e Microcistinas por flotação por ar dissolvido - estudo em escala de bancada utilizando sulfato de alumínio e cloreto férrico como coagulantes.** Dissertação (Mestrado em Tecnologia Ambiental e Recursos Híbridos), Universidade de Brasília. Brasília, DF, 2006.

BAKER, R. W. **Membrane Technology and Applications**. Second Edition. ed. [S.l.]: [s.n.], 2004.

Balanço Energético Nacional. EPE- Empresa de Pesquisa Energética. [S.l.]. 2010.

Balanço Nacional da Cana-de-Açúcar e Agroenergia. Ministério da Agricultura, Pecuária e Abastecimento. [S.l.]. 2007.

BIODIESELBR. Disponivel em: <http://www.biodieselbr.com/proalcool/pro-alcool.htm>. Acesso em: 21 Setembro 2010.

BORBA, L. R. **Viabilidade do uso da Moringa oleifera Lam no tratamento simplificado de água para pequenas comunidades.** Dissertação (Mestrado em Saneamento Ambiental), Universidade Federal da Paraíba. João Pessoa, PB, 2001.

CAMMAROTA, M. C. **Tratamento de Efluentes Líquidos**. Notas de aula. Rio de Janeiro. 2010.

CANASAT. Disponivel em: <http://www.dsr.inpe.br/canasat/mapa/>. Acesso em: 23 Março 2010.

CETESB. Norma P4.231.VINHAÇA – CRITÉRIOS E PROCEDIMENTOS PARA APLICAÇÃO NO SOLO AGRÍCOLA, 2006. Disponivel em:

<http://www.cetesb.sp.gov.br/Tecnologia/camaras/P4_231.pdf>. Acesso em: 23 maio 2010.

CETESB. Norma P4.231, de dezembro de 2006. Vinhaça - Critérios e procedimentos para aplicação no solo agrícola. Disponivel em: <http://www.cetesb.sp.gov.br/tecnologia-ambiental/cas-em-atividade/56-camara-ambiental-do-setor-sucroalcooleiro>. Acesso em: 23 Maio 2010.

CHEN, Y. et al. Effect of coagulation pretreatment on fouling of an ultrafiltration membrane. **Desalination**, v. 204, p. 181-188, 2007.

CHO, M.-H.; LEE, C.-H.; LEE, S. Effect of flocculation conditions on membrane permeaility in coagulation-microfiltration. **Desalination**, v. 191, p. 386-396, 2006.

COGEN - Associação da Indústria de Cogeração de Energia. **Conceito e Tecnologias**. Disponivel em: <http://www.cogen.com.br/cog_conceito.asp>. Acesso em: 14 Outubro 2010.

COPERSUCAR. Disponivel em: <http://www.copersucar.com.br/institucional/por/academia/cana_acucar.asp>. Acesso em: 8 Fevereiro 2010.

CORDEIRO, G. C.; TOLEDO FILHO, R. D.; FAIRBAIRN, E. M. Avaliação da reatividade da cinza residual do bagaço de cana-de-açúcar com cimento Portand e cal. 2005. In: 47 Congresso Basileiro de Concreto - IBRACON. Anais. Olinda, Brasil: IBRACON. CD- ROM.

CUNHA, M. P. D. **Inserção do setor sucroalcooleiro na matriz energética do Brasil: uma análise de insumo-produto.** Dissertação (Mestrado em Matemática Aplicada). Campinas, SP, 2005.

DIAS, R. V.; SECCHI, M.; ABE, M. A. P. **Estudo das propriedades mecânicas do concreto com adição da cinza do bagaço de cana-de-**

açúcar. Projeto de Iniciação Científica, Universidade Estadual de Maringá. Maringá, 2008.

ECKENFELDER, W. **Industrial water pollution control**. 2. ed. [S.l.]: New York: McGrae-Hill, 1989.

ELETROBRÁS. Disponivel em: <http://www.eletrobras.gov.br/ELB/data/Pages/LUMISABB61D26PTBRIE.htm>. Acesso em: 3 Agosto 2010.

EMBRAPA. Disponivel em: <http://www.agencia.cnptia.embrapa.br/gestor/cana-de-acucar/arvore/CONTAG01_108_22122006154841.html>. Acesso em: 13 Abril 2010.

FAGUNDES, J. M. **Saúde de trabalhadores em estações de tratamento de água: riscos químicos. Estudo de caso.** Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental), Universidade do Estado do Rio de Janeiro. Rio de Janeiro, RJ, 2006.

FRANÇA, S. C. A.; MASSARANI, G. Separação sólido-líquido. In: _____ **Livro de Tratamento de Minérios**. 3a. ed. Rio de Janeiro: [s.n.], 2002. Cap. 14, p. 571-609.

FRANCO, E. F. **Avaliação da influencia dos coagulantes sulfato de alumínio e cloreto férrico na remoção de turbidez e cor da água bruta e sua relação com sólidos na geração de lodo em estações de tratamento de água.** Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental), Universidade Federal de Ouro Preto. Ouro Preto, MG, 2009.

FURLAN, F. R. **Avaliação da eficência do processo de coagulação-floculação e adsorção no tratamento de efluentes têxteis.** Dissertação (Mestrado em Engenharia Química), Universidade Federal de Santa Catarina. Florianópolis, SC, 2008.

GREGORI FILHO, A. **Estudo da Viabilidade de Investimento em Geração de Energia Elétrica em Usinas de Açúcar e Álcool.** Dissertação (Mestrado em Economia Política), Pontifícia Universidade Católica de São Paulo. São Paulo, SP, 2009.

HABERT, A. C.; BORGES, C. P.; NOBREGA, R. **Processos de Separação por Membranas**. Rio de Janeiro: e-papers, 2006.

IBGE. **Levantamento Sistemático da Produção Agrícola**. Disponivel em: <http://www.ibge.gov.br/home/estatistica/indicadores/agropecuaria/lspa/lspa_201012_4.shtm>. Acesso em: 23 Março 2010.

KABASH-KORBUTOWICZ, M. Impacte of pre-coagulation on ultrafiltration process performance. **Desalination**, v. 194, p. 232-238, 2006.

KAWABATA, C. Y. **Aproveitamento de Cinzas da Queima de Resíduos Agroindustriais na Produção de Compósitos Fibrosos e Concreto Leve para a Construção Rural.** Tese (Doutorado em Zootecnia), Universidade de São Paulo. Pirassununga, SP, 2008.

LEITE, G. D. F. Avaliação econômica da adubação com vinhaça e da adubação mineral de soqueiras de cana-de-açúcar na usina Monte Alegre Ltda. - Monte Belo - MG. **Revista Universidade de Alfenas**, Alfenas, p. 189-191, 1999.

LEME, R. M. **Estimativa das emissões de poluentes atmosféricos e uso de água na produção de eletricidade com biomassa de cana-de-açúcar.** Dissertação (Mestrado em Planejamento de Sistemas Energéticos), Universidade Estadual de Campinas. Campinas, SP, 2005.

LORA, B. A. **Potencial de geração de créditos de carbono e perspectivas de modernização do setor sucroalcooleiro do estado de São Paulo Através do Mecanismo de Desenvolvimento Limpo.** Dissertação (Mestrado em Energia), Universidade de São Paulo. São Paulo, SP, 2008.

MACEDO, V. A. P. **Tratamento de água de produção de petróleo através de membranas e processos oxidativos avançados.** Dissertação (Mestrado em Engenharia Química)- Escola de Engenharia de Lorena, Universidade de São Paulo. Lorena, SP, 2009.

Manual Consecana. CONSELHO DOS PRODUTORES DE CANA-DE-AÇÚCAR, AÇÚCAR E ÁLCOOL DO ESTADO DE SÃO PAULO. Piracicaba. 2006.

MAPA. Projeções do Agronegócio - Brasil 2009/2010 a 2019/2020., 2010.

MATSUMOTO, T. et al. Estudo dos mecanismos de coagulação no módulo floco decantador de manta de lodo. In: Associaçao Brasileira de Engenharia Sanitaria e Ambiental. Saneamento ambiental Brasileiro: Utopia ou realidade? Rio de Janeiro, RJ, 2005.

MCT , 2010. Disponivel em: <http://www.mct.gov.br/upd_blob/0213/213408.pdf>. Acesso em: 02 Maio 2010.

MINISTÉRIO de Minas e Energia. Disponivel em: <http://www.mme.gov.br/programas/proinfa>. Acesso em: 17 Agosto 2010.

MULDER, M. Basic Principles of Membrane Technology. Center for Membrane Science and Technology, University of Twente Enschede, The Netherlands., 2000.

MUNDO da Cana. Disponivel em: <http://mundodacana.wordpress.com/category/processo-industrial-da-cana/>. Acesso em: 2 Abril 2010.

NOTÍCIAS Agrícolas. Disponivel em: <http://www.noticiasagricolas.com.br/noticias.php?id=68527>. Acesso em: Maio 23 2010.

NUNES, I. H. S. et al. Estudo das características físicas e químicas da cinza do bagaço de cana-de-açúcar para uso na construção. **Revista Tecnológica**, v. 17, p. 39-48, 2008.

NUNES, J. F. **Estudo da sedimentação gravitaconal de suspensões floculentas.** Dissertação (Mestrado em Engenharia Química). Uberlândia, MG, 2008.

OLIVEIRA, J. G. D. **Perspectivas para a cogeração com bagaço de cana-de-açúcar: potencial do mercado de carbono para o setor sucro-alcooleiro paulista.** Dissertação (Mestrado em Engenharia de Produção), Universidade de São Paulo. São Carlos, SP, 2007.

PAULA, M. O. D. et al. Potencial da cinza do bagaço da cana-de-açúcar como material de substituição parcial de cimento Portland. **Revista Brasileira de Engenharia Agrícola e Ambiental**, v. 13, n. 3, p. 353-357, 2009.

PELEGRIN, A. C. **Microfiltração Tangencial de Efluente Sanitário após Tratamento Biológico.** Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental)- Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental, Universidade Federal de Santa Catarina. Florianópolis, SC, 2004.

PIKKARAINEN, A. T. et al. Pre-coagulation for microfiltration of an upland surface water. **Water Research**, v. 38, p. 455-465, 2004.

Plano Decenal de Expansão de Energia 2019. Ministério de Minas e Energia. [S.l.]. 2010.

RÄDER, A. S. **Estudo Teórico Experimental do Processo de Microfltração de Partículas de Sílica em Solução Aquosa.** Dissertação (Mestrado em Engenharia Química)- Departamento de Engenharia Química, Universidade Federal do Rio Grande do Sul. Porto Alegre, RS, 2003.

RAMOS, F. D. A. P. **Comportamento da cana-de-açúcar, cultivar SP 79-1011, submetida a diferentes épocas de plantio em duas condições edafoclimáticas.** Disseratação (Mestrado), Universidade Federal da Paraíba. Areia, PB, 2006.

ROBAINA, C. R. P. et al. Estudo da Influência da Aplicação de diferentes doses de vinhaça no crescimento inicial da cana-de-açúcar (Saccharum SPP) em latossolo roxo. **Semina: Ci. Agr.**, Londrina, v. 20, n. 1, p. 67-70, Março 1999.

SANTIN, M. M. **Aplicação de Tratamento Enzimático Combinado à Microfiltração na Clarificação de Suco de Pêssego**. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Alimentos)- Departamento de Ciências Agrárias, Universidade Regional Integrada do Alto Uruguai e das Missões. Erechim, RS, 2004.

SÃO PAULO. Lei no: 11.241, de 19 de setembro de 2002. Dispõe sobre a eliminação gradativa da queima da palha da cana-de-açúcar. **Diário Oficial do Estado e São Paulo**, São Paulo, SP, 20 set. 2002. Disponivel em: <http://www.jusbrasil.com.br/legislacao/94008/lei-11241-02-sao-paulo-sp>. Acesso em: 23 Maio 2010.

SILVA, R. D. R. D. **Processo NFSL - neutralização, floculação e sedimentação lamelar.** Dissertação (Mestrado em Engenharia), Universiade Federal do Rio Grande do Sul. Porto Alegre, RS, 2009.

SILVA, T. D. A. **Estudo teórico-experimental da operação de sedimentadores divergentes.** Dissertação (Mestrado em Engenharia Química), Universidade Federal de Uberlândia. Uberlândia, MG, 2004.

SOARES, T. F. L. **Remoção da carga orgânica afluente à ETAR de Tolosa por coagulação-floculação química.** Dissertação (Mestrado em Engenharia do Ambiente), Unversidade de Lisboa. Lisboa, 2009.

SOUZA, E. L. L. D.; MACEDO, I. D. C. **Etanol e Bioletrecidade: A cana-de-açúcar no futuro da matriz energética**. UNICA - União da Indústria de Cana-de-Açúcar. [S.l.]. 2010.

SOUZA, G. N. et al. Desenvolvimento de argamassas com substituição parcial do cimento Portland por cinzas residuais do bagaço de cana-de-açúcar. 2007. In: 49 Congresso Brasileiro do Concreto - IBRACON. Anais. Bento Gonçalves, Brasil: IBRACON. CD- ROM.

TORQUATO JR, H. et al. Caracterização da água den lavagem de cinzas e ases de caldeiras na indústria de cana-de-açúcar, Maceio.

UNICA. Disponivel em: <http://www.unica.com.br/FAQ/>. Acesso em: 23 Março 2010.

VIANA, P. Z. **Biorreator com Membrana Aplicado ao Tratamento de Esgotos Domésticos: Avaliação do Desempenho de Módulos de Membranas com Circulação Externa.** Dissertação (Mestrado em Ciências de Engenharia Civil)- COPPE, Universidade Federal do Rio de Janeiro. Rio de Janeiro, RJ, 2004.

VIDAL, C. M. S. **Avaliação da Microfiltração Tangencial como Alternativa de Tratamento Avançado de Efluente Gerado em Sistema de Tratamento de Esgoto Sanitário Constituído de Reator UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket) Seguido de Tanque de Aeração**. Tese (Doutorado em Hidráulica e Saneamento)- Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo. São Carlos, SP, 2006.

APÊNDICES

APÊNDICE A – JAR-TESTS COM SULFATO DE ALUMÍNIO

As tabelas que constam nesse apêndice mostram os valores de turbidez para cada jar-test realizado com Sulfato de Alumínio como coagulante.

Tabela A.1: Variação da turbidez com o pH para o Sulfato de Alumínio

pH	turbidez (NTU)
4,0	115
5,0	123
6,0	93,5
7,0	67,3
8,0	103
9,0	97,8

Tabela A.2: Variação da turbidez com a concentração de Sulfato de Alumínio em pH 7,0

concentração (mg/L)	turbidez (NTU)
75	87,7
100	116
150	91,9
250	82,4
350	92,4
500	93,1

Tabela A.3: Variação da turbidez com o tempo de floculação para Sulfato de alumínio em 75 mg/L e pH 7,0

tempo floculação (min)	turbidez (NTU)
5	75,6
10	59,1
15	73
20	71,6
25	66,5
30	69,7

Tabela A.4: Variação da turbidez com a concentração de polímero aniônico como auxiliar do Sulfato de Alumínio em 75 mg/L, pH 7,0 e mistura lenta de 10 minutos

concentração pol. (mg/L)	turbidez (NTU)
0	59,1
0,5	74,3
1,0	61,7
1,5	57,4
2,0	37,1

Tabela A.5: Variação da turbidez com a concentração de polímero catiônico como auxiliar do Sulfato de Alumínio em 75 mg/L, pH 7,0 e mistura lenta de 10 minutos

concentração pol. (mg/L)	turbidez (NTU)
0	59,1
0,5	45,6
1,0	11,7
1,5	10,6
2,0	10

APÊNDICE B – JAR-TESTS COM CLORETO FÉRRICO

As tabelas que constam nesse apêndice mostram os valores de turbidez para cada jar-test realizado com Cloreto Férrico como coagulante.

Tabela B.1: Variação da turbidez com o pH para o Cloreto Férrico

pH	turbidez (NTU)
4,0	55,3
5,0	59,8
6,0	54,8
7,0	74,6
8,0	67,9
9,0	93,3

Tabela B.2: Variação da turbidez com a concentração de Cloreto Férrico em pH 6,0

concentração (mg/L)	turbidez (NTU)
75	75,8
100	76,7
150	73
250	61,7
350	86,1
500	48,8

Tabela B.3: Variação da turbidez com o tempo de floculação para Cloreto Férrico em 500 mg/L e pH 6,0

tempo floculação (min)	turbidez (NTU)
5	51,9
10	58,6
15	36,3
20	48,4
25	61,2
30	63,7

Tabela B.4: Variação da turbidez com a concentração de polímero aniônico como auxiliar do Cloreto Férrico em 500 mg/L, pH 6,0 e mistura lenta de 15 minutos

concentração pol. (mg/L)	turbidez (NTU)
0	36,3
0,5	32,8
1,0	30,7
1,5	30,1
2,0	15,8

Tabela B.5: Variação da turbidez com a concentração de polímero catiônico como auxiliar do Cloreto Férrico em 500 mg/L, pH 6,0 e mistura lenta de 15 minutos

concentração pol. (mg/L)	turbidez (NTU)
0	36,3
0,5	21,3
1,0	17,7
1,5	9,39
2,0	5,56

APÊNDICE C – JAR-TESTS COM POLÍMEROS

As tabelas que constam nesse apêndice mostram os valores de turbidez para cada jar-test realizado com polímeros catiônico e aniônico como coagulantes.

Tabela C.1: Variação da turbidez com a concentração de polímero aniônico e catiônico em pH original de 7,3 e mistura lenta de 20 minutos

concentração pol. (mg/L)	turbidez (NTU)	polímero
1,0	58	aniônico
2,0	87,3	aniônico
1,0	8,2	catiônico
2,0	34,1	catiônico

Tabela C.2: Variação da turbidez com a concentração de polímero catiônico em pH original de 7,3 e mistura lenta de 20 minutos

concentração pol. (mg/L)	turbidez (NTU)
0,10	-
0,25	12,27
0,50	8,72
0,75	0,20
1,00	0,35
1,25	3,45
1,50	2,90
1,75	5,92
2,00	3,35

APÊNDICE D – CARACTERÍSTICAS DO MÓDULO SUBMERSO DE MF S2

Os gráficos que constam nesse apêndice mostram os ensaios de compactação das membranas e permeabilidade hidráulica do módulo submerso S2.

O Gráfico D.1 mostra queda do fluxo permeado com o tempo, até um valor constante igual a 172 L/(h.m^2).

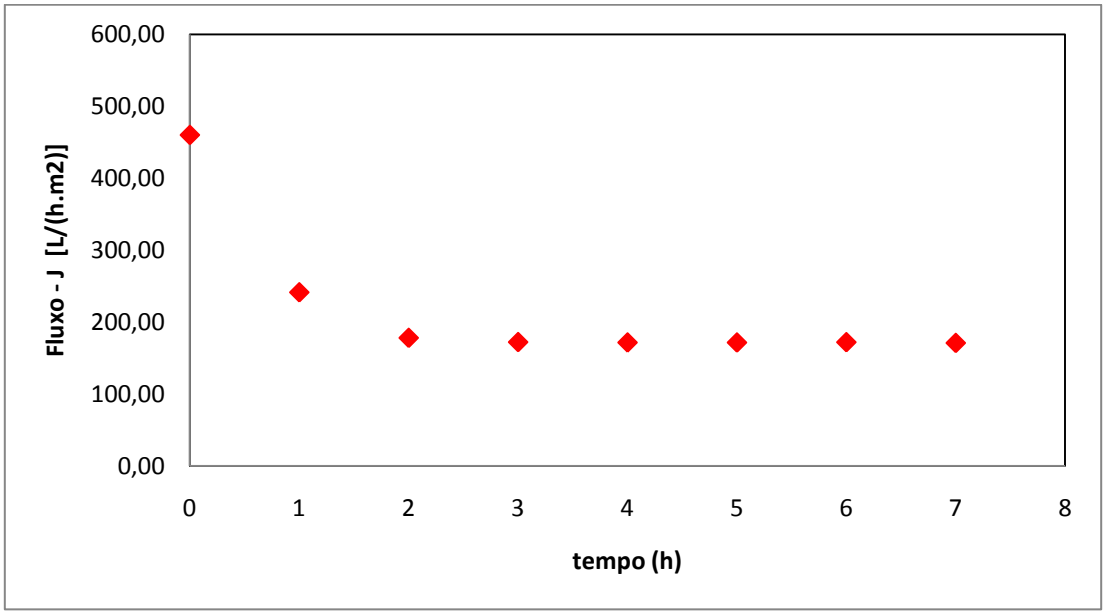


Gráfico D.1: Compactação das membranas do módulo S2 (ΔP = 0,5 bar)

O valor de permeabilidade encontrado foi de 344 L/(h.m^2.bar). Com isso, não se faz necessária o procedimento de limpeza química, já que a membrana está dentro dos padrões do fabricante.

As membranas foram submetidas ao teste de permeabilidade hidráulica, de acordo com procedimento descrito para o módulo S1, para observação do comportamento do fluxo permeado. Conforme pode ser observado no Gráfico D.2, o valor de permeabilidade obtido foi de 350,73 L/(h.m^2.bar).

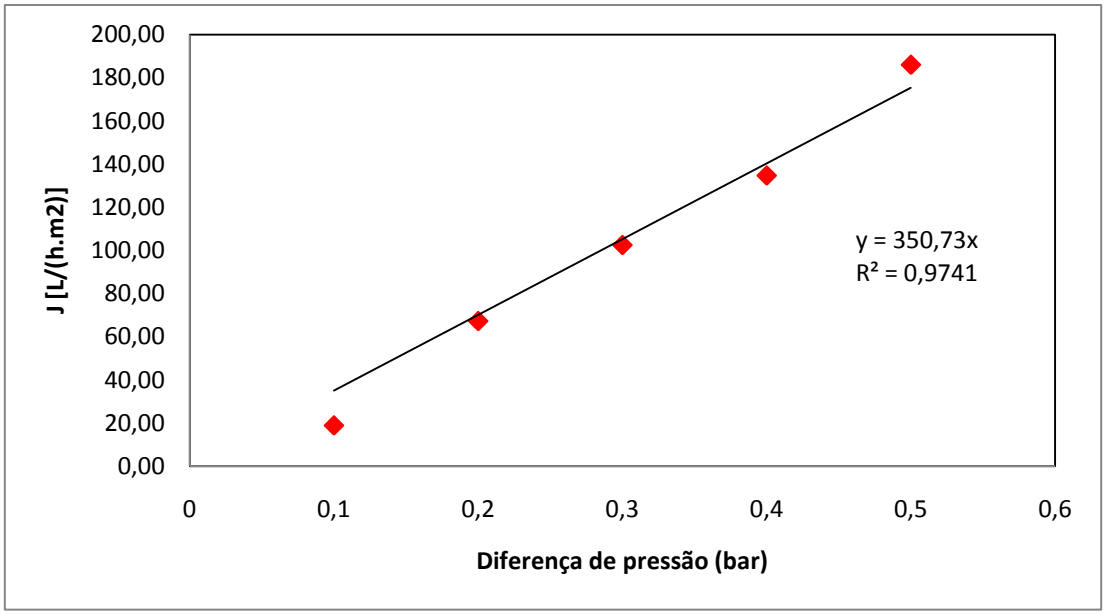


Gráfico D.2: Permeabilidade hidráulica das membranas do Módulo S2 (ΔP = 0,5 bar)

APÊNDICE E – CARACTERÍSTICAS DO MÓDULO SUBMERSO DE MF S3

Os gráficos que constam nesse apêndice mostram os ensaios de compactação das membranas e permeabilidade hidráulica do módulo submerso S3.

O Gráfico E.1 mostra queda do fluxo permeado com o tempo, até um valor constante igual a 145 L/(h.m^2).

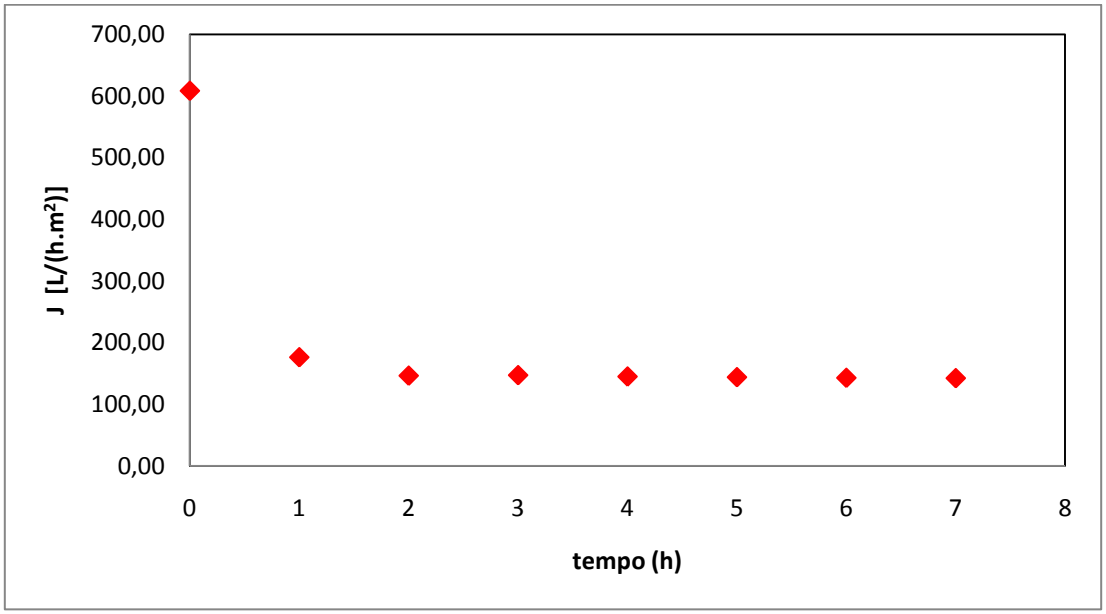


Gráfico E.1: Compactação das membranas do módulo S3 (ΔP = 0,5 bar)

O valor de permeabilidade encontrado foi de 290 L/(h.m^2.bar). Com isso, não se faz necessária o procedimento de limpeza química, já que a membrana está dentro dos padrões do fabricante.

As membranas foram submetidas ao teste de permeabilidade hidráulica, de acordo com procedimento descrito para o módulo A, para observação do comportamento do fluxo permeado. Conforme pode ser observado no Gráfico E.2, o valor de permeabilidade obtido foi de 385,41 L/(h.m^2.bar).

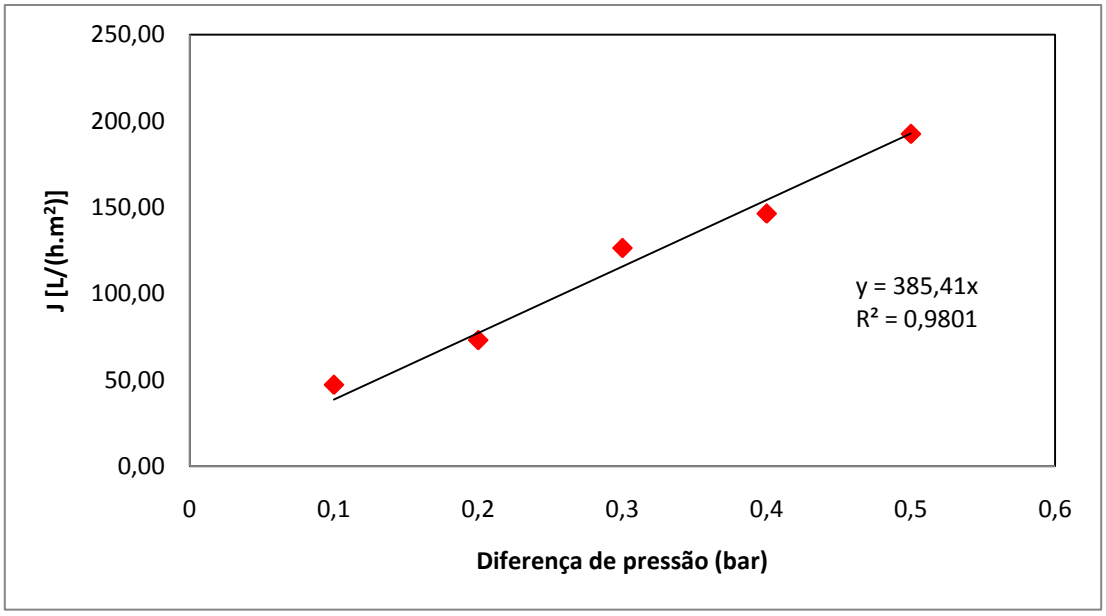


Gráfico E.2: Permeabilidade hidráulica das membranas do Módulo S3 (ΔP = 0,5 bar)

APÊNDICE F – PERMEABILIDADE HIDRÁULICA DO MÓDULO DE MF PRESSURIZADO P1

Os gráficos que constam nesse apêndice mostram os ensaios de compactação das membranas e permeabilidade hidráulica do módulo pressurizado.

O Gráfico F.1 mostra queda do fluxo permeado com o tempo, até valor constante próximo a 150 L/(h.m^2).

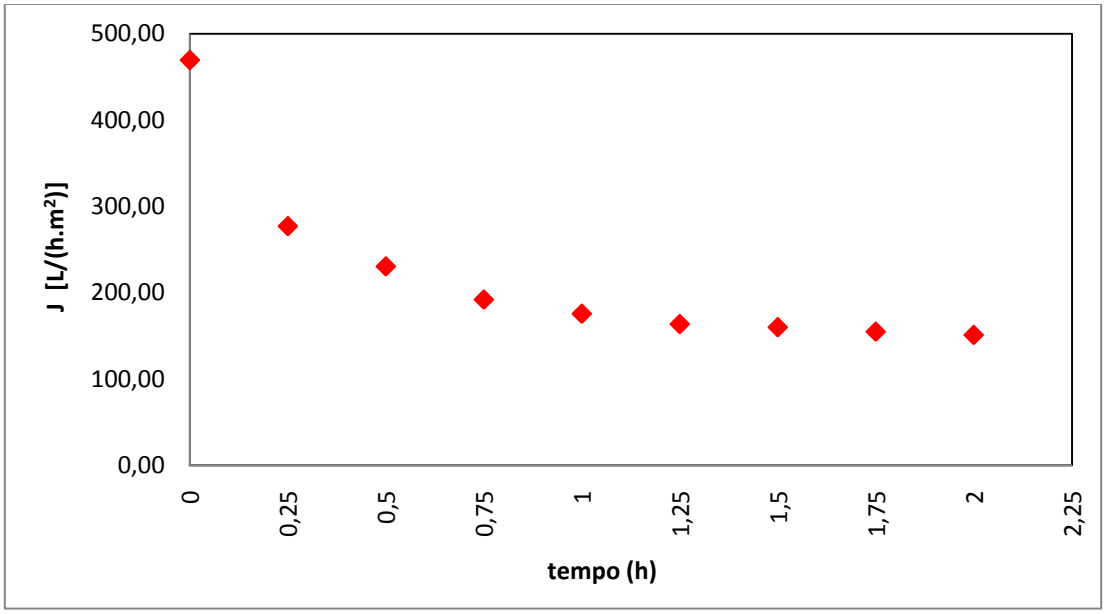


Gráfico F.1: Compactação das membranas do módulo P1 (ΔP = 1 bar)

As membranas foram submetidas ao teste de permeabilidade hidráulica, para observação do comportamento do fluxo permeado. Conforme pode ser observado no Gráfico F.2, o valor de permeabilidade obtido foi de 203,56 L/(h.m^2.bar).

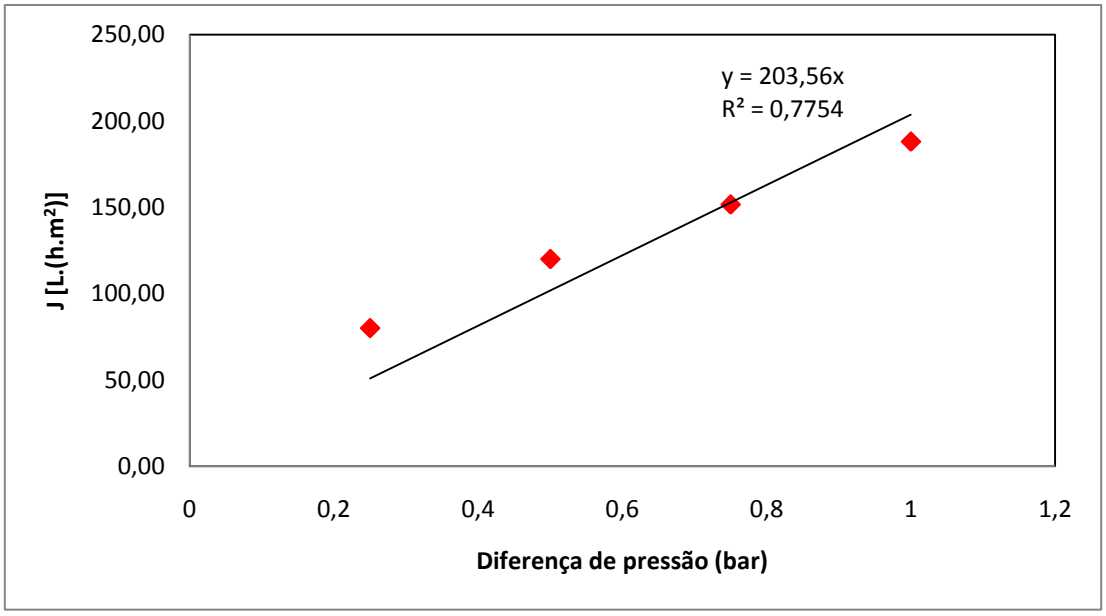


Gráfico F.2: Permeabilidade hidráulica das membranas do Módulo P1 (ΔP = 1 bar)