



FLÁVIO CALDEIRA SILVA
Engenheiro de Alimentos (UFG, 2007)



**APLICAÇÃO DE MEMBRANAS POLIMÉRICAS PARA
OBTENÇÃO DE LICOPENO CONCENTRADO A PARTIR
DE POLPA DE MAMÃO (*Carica papaya* L.)**

CAMPINAS
2010

FLÁVIO CALDEIRA SILVA

**APLICAÇÃO DE MEMBRANAS POLIMÉRICAS PARA
OBTENÇÃO DE LICOPENO CONCENTRADO A PARTIR
DE POLPA DE MAMÃO (*Carica papaya* L.)**

Dissertação apresentada à Faculdade
de Engenharia de Alimentos da
Universidade Estadual de Campinas
para obtenção do título de Mestre em
Engenharia de Alimentos

Orientador: Prof. Dr. Luiz Antonio Viotto
(DEA/FEA – UNICAMP)

Campinas – SP

2010

FICHA CATALOGRÁFICA ELABORADA PELA
BIBLIOTECA DA FEA – UNICAMP

Silva, Flávio Caldeira

Si38a Aplicação de membranas poliméricas para obtenção de licopeno concentrado a partir de polpa de mamão (*Carica papaya* L.) / Flávio Caldeira Silva. -- Campinas, SP: [s.n.], 2010.

Orientador: Luiz Antonio Viotto
Dissertação (mestrado) - Universidade Estadual de Campinas.
Faculdade de Engenharia de Alimentos

1. Mamão. 2. Microfiltração. 3. Ultrafiltração 4. Licopeno.
5. Membranas poliméricas. I. Viotto, Luiz Antonio. II. Universidade Estadual de Campinas. Faculdade de Engenharia de Alimentos. III. Título.

Titulo em inglês: Application of polymeric membranes to obtain lycopene concentrate from papaya pulp (*Carica papaya* L.)

Palavras-chave em inglês (Keywords): Papaya, Microfiltration, Ultrafiltration, Lycopene, Polimeric membranes

Titulação: Mestre em Engenharia de Alimentos

Banca examinadora: : Luiz Antonio Viotto

Rosiane Lopes Cunha

Márcia de Souza Araki

Programa de Pós Graduação: Programa em Engenharia de Alimentos

BANCA EXAMINADORA

**Prof. Dr. Luiz Antonio Viotto
(Orientador - DEA/ FEA/ UNICAMP)**

**Profa. Dra. Rosiane Lopes da Cunha
(Membro Titular - DEA/ FEA/ UNICAMP)**

**Dra. Márcia de Sousa Araki
(Membro Titular)**

**Profa. Dra. Lúcia Helena Innocentini Mei
(Suplente – FEQ/ UNICAMP)**

**Profa. Dra. Leila Peres
(Suplente - FEQ/ UNICAMP)**

Campinas – 2010

Aos meus pais, Mauro e Vilma, exemplos de perseverança e determinação, pelo amor, incentivo e apoio incondicionais.

AGRADECIMENTOS

À Deus presente em todos os meus dias.

Aos meus pais, Mauro e Vilma, e aos meus irmãos, Alisson e Larissa, que sempre torceram pelos meus desafios e minhas conquistas.

Ao Marcus Vinícius, sempre presente, pela amizade, companheirismo e disponibilidade, minha enorme gratidão.

À Lety Mio pelo carinho e amizade, que mesmo de longe sempre me acompanha a cada novo passo.

Ao Prof. Viotto pela dedicação na orientação do trabalho, pelos diversos ensinamentos e pelos diálogos amigos.

À Profa. Rosiane e a Márcia Araki pelas valiosas sugestões no trabalho.

Aos colegas e amigos da FEA, em especial Bebel, Vitor, Carol Picone, Guilherme e Simone pela companhia diária e pelos risos que muito me divertiram, e claro pelos auxílios dados na elaboração desde trabalho.

À Camilla Bucci, técnica dedicada e sempre disposta a ensinar e ajudar.

À Profa. Helena Teixeira Godoy e ao Stanis Bogusz do Laboratório de Análise Instrumental de Alimentos que contribuíram com as análises de compostos voláteis.

Aos meus familiares e amigos, de Minas Gerais e Goiás, que entendem com clareza o motivo de não estar presente com maior frequência.

Aos professores da Universidade Federal de Goiás, em especial, Márcio Caliari, Celso Moura, Célia Lopes e Flávio Alves, pela amizade e conselhos que favoreceram para que eu caminhasse sempre adiante no mundo acadêmico.

Ao CNPq pela concessão da bolsa de mestrado que permitiu a realização dos estudos.

ÍNDICE

NOMENCLATURA.....	xvi
RESUMO	xvii
ABSTRACT	xviii
1. INTRODUÇÃO.....	1
2. OBJETIVOS	3
2.1. Gerais	3
2.2 Específicos	3
3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	4
3.1 Mamão	4
3.2. Compostos bioativos.....	6
3.2.1. Carotenóides	7
3.2.2. Licopeno	9
3.3 Processos de Separação por Membranas (PSM)	11
3.3.1 Tecnologia de membranas.....	11
3.3.2 Características das membranas.....	13
3.3.3 Fenômenos envolvidos no processo	13
3.3.4 Parâmetros importantes para análise de desempenho e eficiência do PSM	14
3.3.5 Curvas de fluxo permeado	16
3.3.6 Tipos de Processos	17
3.3.6.1 Microfiltração.....	17
3.3.6.2 Ultrafiltração.....	18
3.3.6.3 Outros processos por membranas	18
3.4 Modelos Matemáticos	20
3.5 Tratamento Enzimático	21
3.6 Aplicações de membranas para concentração de licopeno.....	22
4. MATERIAL E MÉTODOS.....	24
4.1 Material	24
4.1.1 Matéria-prima.....	24

4.1.2 Enzimas	24
4.1.3 Membranas.....	24
4.1.4 Equipamentos.....	25
4.2 Métodos	31
4.2.1 Determinações analíticas.....	31
4.3 Procedimento experimental	32
4.3.1 Preparação da matéria-prima.....	32
4.3.2 Experimento em unidade de laboratório.....	32
4.3.3 Unidade Piloto	33
4.3.4 Identificação de compostos voláteis.....	34
4.3.5 Modelo Matemático.....	35
5. RESULTADOS E DISCUSSÃO	36
5.1 Características físico-químicas da matéria-prima.....	36
5.2 Características físico-químicas dos produtos obtidos nos processos de membranas	38
5.3 Concentração de licopeno	43
5.4 Produtos obtidos nos processo de microfiltração e ultrafiltração	45
5.5 Fluxo de permeado	47
5.6 Ajuste ao modelo matemático baseado na Teoria da Renovação de Superfície	56
5.7 Experimento realizado na unidade piloto	58
5.8 Identificação de compostos voláteis no permeado	60
6. CONCLUSÕES.....	64
7.SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS	65
8. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	66
9. APÊNDICES.....	72
9.1 Apêndice A :Curvas de fluxos de permeado (Unidade de laboratório)	72
9.2 Apêndice B: Ajuste ao modelo matemático baseado na Teoria da Renovação da Superfície, onde o fluxo é variável com o tempo.....	118
9.3 Apêndice C: Ajuste ao modelo matemático baseado na Teoria da renovação de Superfície em que o fator de concentração (FC) é variável com o tempo	122

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 3.1.	Fruto do mamoeiro (Carica papaya L.).....	5
Figura 3.2.	Fórmula estrutural da molécula de isopreno.....	7
Figura 3.3.	Fórmula estrutural da molécula de licopeno.....	9
Figura 3.4.	Esquema ilustrativo das filtrações perpendicular e tangencial e respectivos comportamentos do fluxo de permeado (J) e da resistência causada pela torta (R_C) formada em função do tempo, onde R_M é resistência da membrana	12
Figura 3.5.	Curva típica de fluxo permeado.....	17
Figura 4.1.	Esquema de célula de micro, ultra e nanofiltração de uso laboratorial	26
Figura 4.2.	Fotografia da unidade laboratorial.....	27
Figura 4.3.	Esquema da unidade piloto.....	28
Figura 4.4.	Fotografia da unidade piloto.....	29
Figura 4.5.	Fotografia do módulo da membrana.....	30
Figura 5.1.	Polpa de mamão, retentado e permeado	45
Figura 5.2.	Curva de fluxo de permeado em função do tempo em membrana de PVDF 500 kDa e 150 kDa, pressão de 2 bar.....	48
Figura 5.3	Curva de fluxo de permeado em função do tempo em membranas de PS 100 e pressões de 0,5, 1,5 e 2 bar.	50
Figura 5.4	Curva de fluxo de permeado em função do tempo em membranas de CEL 100 e pressões de 0,5, 1,5 e 2 bar.	51
Figura 5.5	Curva de fluxo de permeado em função do tempo em membranas de PES 50 kDa e pressões de 2, 4 e 6 bar.	52
Figura 5.7	Curva de fluxo de permeado em função do tempo em membrana de CEL 30 kDa e pressões de 2, 4 e 6 bar.	54
Figura 5.8	Curva de fluxo de permeado em função do tempo em membrana de PES 10 KDa e pressões de 2, 4 e 6 bar.	55
Figura 5.9	Curva de fluxo de permeado em função do tempo em membrana de PS 100 kDa e pressão de 2 bar.....	59

Figura 9.1.	Curva de fluxo acumulado e instantâneo, utilizando permeado para microfiltração, utilizando membrana de PVDF 500 kDa, de polpa de mamão hidrolisada.	74
Figura 9.2.	Curva de fluxo acumulado e instantâneo, utilizando permeado para microfiltração, utilizando membrana de PVDF 150 kDa, de polpa de mamão hidrolisada.	76
Figura 9.3.	Curva de fluxo acumulado e instantâneo, utilizando permeado para microfiltração, utilizando membrana de PS 100 kDa e 0,5 bar, de polpa de mamão hidrolisada.	78
Figura 9.4.	Curva de fluxo acumulado e instantâneo, utilizando permeado para microfiltração, utilizando membrana de PS 100 kDa e 1,5 bar, de polpa de mamão hidrolisada.	80
Figura 9.5.	Curva de fluxo acumulado e instantâneo, utilizando permeado para microfiltração, utilizando membrana de PS 100 kDa e 2 bar, de polpa de mamão hidrolisada.	82
Figura 9.6.	Curva de fluxo acumulado e instantâneo, utilizando permeado para microfiltração, utilizando membrana de CEL 100 kDa e 0,5 bar, de polpa de mamão hidrolisada.	84
Figura 9.7.	Curva de fluxo acumulado e instantâneo, utilizando permeado para microfiltração, utilizando membrana de CEL 100 kDa e 1,5 bar, de polpa de mamão hidrolisada.	86
Figura 9.8.	Curva de fluxo acumulado e instantâneo, utilizando permeado para microfiltração, utilizando membrana de CEL 100 kDa e 2 bar, de polpa de mamão hidrolisada.	88
Figura 9.9.	Curva de fluxo acumulado e instantâneo, utilizando permeado ultrafiltração, utilizando membrana de PES 50 kDa e 2 bar, de polpa de mamão hidrolisada.	90
Figura 9.10.	Curva de fluxo acumulado e instantâneo, utilizando permeado ultrafiltração, utilizando membrana de PES 50 kDa e 4 bar, de polpa de mamão hidrolisada.	92
Figura 9.11.	Curva de fluxo acumulado e instantâneo, utilizando permeado ultrafiltração, utilizando membrana de PES 50 kDa e 6 bar, de polpa de mamão hidrolisada.	94
Figura 9.12.	Curva de fluxo acumulado e instantâneo, utilizando permeado para ultrafiltração, utilizando membrana de PES 30 kDa e 2 bar, de polpa de mamão hidrolisada.	97
Figura 9.13.	Curva de fluxo acumulado e instantâneo, utilizando permeado para ultrafiltração, utilizando membrana de PES 30 kDa e 4 bar, de polpa de mamão hidrolisada.	99

Figura 9.14. Curva de fluxo acumulado e instantâneo, utilizando permeado para ultrafiltração, utilizando membrana de PES 30 kDa e 6 bar, de polpa de mamão hidrolisada.	101
Figura 9.15. Curva de fluxo acumulado e instantâneo, utilizando permeado para ultrafiltração, utilizando membrana de CEL 30 kDa e 2 bar, de polpa de mamão hidrolisada,	103
Figura 9.16. Curva de fluxo acumulado e instantâneo, utilizando permeado para ultrafiltração, utilizando membrana de CEL 30 kDa e 4 bar, de polpa de mamão hidrolisada.	105
Figura 9.17. Curva de fluxo acumulado e instantâneo, utilizando permeado para ultrafiltração, utilizando membrana de CEL 30 kDa e 6 bar, de polpa de mamão hidrolisada.	107
Figura 9.18. Curva de fluxo acumulado e instantâneo, utilizando permeado para ultrafiltração, utilizando membrana de PES 10 kDa e 2 bar, de polpa de mamão hidrolisada.	110
Figura 9.19. Curva de fluxo acumulado e instantâneo, utilizando permeado para ultrafiltração, utilizando membrana de PES 10 kDa e 4 bar, de polpa de mamão hidrolisada.	113
Figura 9.20. Curva de fluxo acumulado e instantâneo, utilizando permeado para ultrafiltração, utilizando membrana de PES 10 kDa e 6 bar, de polpa de mamão hidrolisada	115
Figura 9.21 Curva de fluxo acumulado e instantâneo, utilizando permeado para microfiltração, utilizando membrana de PS 100 kDa e 2 bar, de polpa de mamão hidrolisada na unidade piloto (UP).	117

ÍNDICE DE TABELAS

Tabela 3.1.	Composição do mamão fresco.....	6
Tabela 3.2.	Conteúdo de licopeno ($\mu\text{g/g}$) em algumas frutas	10
Tabela 3.3.	Processos de separação por membranas (Fonte: HABERT et al., 2006) 19	
Tabela 4.1.	Características das membranas.....	25
Tabela 4.2.	Condições dos experimentos realizados na Unidade de Laboratório.	33
Tabela 4.3.	Tabela Condições de operação da corrida na UP.	34
Tabela 5.1.	Características físico-químicas das polpas de mamão utilizadas como matéria-prima *	36
Tabela 5.2.	Composição das amostras de alimentação, permeado e retentado de polpa de mamão (<i>Carica papaya</i> L.).....	39
Tabela 5.3.	Quantificação de licopeno para as membranas estudadas	44
Tabela 5.4.	Parâmetros de cor da alimentação, retentado e permeado	46
Tabela 5.5.	Parâmetros obtidos para o modelo de renovação de superfície	57
Tabela 5.6.	Compostos voláteis identificados no permeado de mamão por HS-SPME e GC/MS	62
Tabela 9.1.	Dados experimentais para microfiltração, utilizando membrana de PVDF 500 kDa, para polpa de mamão hidrolisada.....	72
Tabela 9.2.	Dados experimentais da microfiltração, utilizando membrana de PVDF 150 kDa, para polpa de mamão hidrolisada.....	74
Tabela 9.3.	Dados experimentais da microfiltração, utilizando membrana de PS 100 kDa e 0,5 bar, para polpa de mamão hidrolisada.....	76
Tabela 9.4.	Dados experimentais da microfiltração, utilizando membrana de PS 100 kDa e 1,5 bar, para polpa de mamão hidrolisada.....	78
Tabela 9.5.	Dados experimentais da microfiltração, utilizando membrana de PS 100 kDa e 2 bar, para polpa de mamão hidrolisada.....	80
Tabela 9.6.	Dados experimentais da microfiltração, utilizando membrana de CEL 100 kDa e 0,5 bar, para polpa de mamão hidrolisada.....	82
Tabela 9.7.	Dados experimentais da microfiltração, utilizando membrana de CEL 100 kDa e 1,5 bar, para polpa de mamão hidrolisada.....	84
Tabela 9.8.	Dados experimentais da microfiltração, utilizando membrana de CEL 100 kDa e 2 bar, para polpa de mamão hidrolisada.....	86

Tabela 9.9.	Dados experimentais da ultrafiltração, utilizando membrana de PES 50 kDa e 2 bar, para polpa de mamão hidrolisada.....	88
Tabela 9.10.	Dados experimentais da ultrafiltração, utilizando membrana de PES 50 kDa e 4 bar, para polpa de mamão hidrolisada.....	91
Tabela 9.11.	Dados experimentais para ultrafiltração, utilizando membrana de PES 50 kDa e 6 bar, para polpa de mamão hidrolisada.....	92
Tabela 9.12.	Dados experimentais para ultrafiltração, utilizando membrana de PES 30 kDa e 2 bar, para polpa de mamão hidrolisada.....	94
Tabela 9.13.	Dados experimentais para ultrafiltração, utilizando membrana de PES 30 kDa e 6 bar, para polpa de mamão hidrolisada.....	97
Tabela 9.14.	Dados experimentais para ultrafiltração, utilizando membrana de PES 30 kDa e 6 bar, para polpa de mamão hidrolisada.....	99
Tabela 9.15.	Dados experimentais para ultrafiltração, utilizando membrana de CEL 30 kDa e 2 bar, para polpa de mamão hidrolisada.....	101
Tabela 9.16.	Dados experimentais para ultrafiltração, utilizando membrana de CEL 30 kDa e 4 bar, para polpa de mamão hidrolisada.....	103
Tabela 9.17.	Dados experimentais para ultrafiltração, utilizando membrana de CEL 30 kDa e 6 bar, para polpa de mamão hidrolisada.....	105
Tabela 9.18.	Dados experimentais para ultrafiltração, utilizando membrana de PES 10 kDa e 2 bar, para polpa de mamão hidrolisada.....	107
Tabela 9.19.	Dados experimentais para ultrafiltração, utilizando membrana de PES 10 kDa e 4 bar, para polpa de mamão hidrolisada.....	110
Tabela 9.20.	Dados experimentais para ultrafiltração, utilizando membrana de PES 10 kDa e 6 bar, para polpa de mamão hidrolisada.....	113
Tabela 9.21	Dados experimentais para microfiltração, utilizando membrana de PS 100 kDa e 2 bar, para polpa de mamão hidrolisada na unidade piloto (UP).....	116

NOMENCLATURA

A_P = Área de permeação da membrana (m^2)

FC = Fator de concentração

J = Fluxo de permeado ($kg/m^2.s$, $kg/m^2.h$, $L/m^2.s$, $L/m^2.h$)

J_0 = Fluxo inicial de permeado

J_F = Fluxo final de permeado

m_{alim} = Massa inicial de alimentação (g, kg)

m_P = Massa de permeado (g, kg)

$m_{retentado}$ = massa de retentado (g, kg)

P_e = Pressão de entrada (bar)

P_s = Pressão de saída (bar)

P_T = Pressão transmembrana (bar)

R^2 = Coeficiente de determinação

t = Tempo (s, min, h)

v = Velocidade (m/s)

λ = Taxa de declínio do fluxo (h^{-1})

C_P = Concentração de soluto no permeado

C_R = Concentração de soluto no retentado

R = Retentado

RESUMO

O licopeno é um importante carotenóide que vem se destacando após vários estudos epidemiológicos que demonstram uma relação inversa entre o consumo de alimentos fontes de licopeno e o risco de câncer, doenças cardiovasculares e outras doenças crônicas. Visando a obtenção de licopeno foi avaliado o desempenho de 8 membranas de microfiltração (MF) e ultrafiltração (UF), membranas de polifluoreto de vinilideno (PVDF) de 500 kDa e de 150 kDa, polisulfona (PS) de 100 kDa, polietersulfona (PES) de 10, 30 50 kDa, de 100 kDa e celulose (CEL) de 30 kDa. Para obtenção de concentrado de licopeno a polpa de mamão foi hidrolisada, com a enzima Pectinex Ultra SP - L com concentração 0,1% (m/m) em *shaker* com 150 RPM, 35° C por 60 minutos. O processo de concentração na unidade de laboratório foi conduzido após a hidrólise a 50°C, 300 RPM e sob pressões que variaram de 0,5 a 6 bar, até fator de concentração (FC) 2. Já o ensaio realizado na planta piloto utilizou-se membrana de material de PS 100 kDa e pressão transmembrana de 2 bar, sendo que a escolha destas condições foi obtida após identificar o melhor fluxo de permeado alcançado em escala laboratorial. O permeado obtido apresentou-se levemente amarelado, límpido e sem presença de carotenóides, enquanto o retentado mostrou-se opaco e de cor vermelha mais intensa que o produto inicial. A retenção de licopeno foi de 100%. Foram observados fluxos de permeado estabilizados de 4,3 a 34,5 kg.m⁻².h⁻¹ na célula laboratorial com FC = 2, e o melhor fluxo de permeado foi alcançado na membrana de PES 50 kDa e sob pressão de 6 bar. A maioria das curvas de fluxo permeado obtidas nos processos de MF e UF em escala laboratorial apresentou curvas típicas de permeação, e verificou-se que na maioria dos processos, o aumento da pressão transmembrana ocasionou aumento do fluxo. O ensaio realizado na unidade piloto alcançou fluxo estabilizado de 350 kg.m⁻².h⁻¹, também com FC = 2. A maior parte dos dados experimentais obtidos nas curvas de fluxo permeado em escala laboratorial se ajustaram bem ao modelo matemático da teoria de renovação da superfície, nos quais obteve-se valores de R² superior a 0,90. Observou-se que os valores da constante de declínio de fluxo foram maiores nos ensaios nos quais se utilizou altas pressões, quando houve maior queda de fluxo no início do experimento. Foram identificados, na fração volátil do permeado de mamão, compostos pertencentes às várias classes químicas.

Palavras-chaves: microfiltração, ultrafiltração, polpa de mamão, licopeno, Membranas poliméricas

ABSTRACT

Lycopene is an important carotenoid that has been high lighted after several epidemiological studies showing an inverse relationship between the consumption of foods rich in lycopene and the risk of cancer, cardiovascular disease and other chronic diseases. The performance of 8 microfiltration membranes (MF) and ultrafiltration (UF) membranes of polyvinylidene fluoride (PVDF) of 500 kDa and 150 kDa, polysulfone (PS) of 100 kDa polyethersulfone (PES) 10, 30 50 kDa, 100 kDa and cellulose (CEL) of 30 kDa. In order to obtain concentrated lycopene papaya pulp was hydrolyzed with Pectinex Ultra SP - L enzyme in a 0.1% (m/m) concentration in a shaker at 150 rpm, 35 °C for 60 minutes. The concentration process into the laboratory was carried out by hydrolysis at 50 °C, 300 rpm and under pressures varying from 0.5 to 6 bar up to concentration factor (CF) 2. However during pilot plant tests it was used PS 100 kDa membrane and a 2 bar pressure. These conditions choice was made after identifying the best permeate flux achieved in laboratory scale. The obtained permeate was slightly yellowish, clear and without carotenoids presence of, while retentate was shown to be opaque and to have a more intensive red color than the original. Lycopene retention was 100%. There were observed stabilized permeate flows from 4.3 to 34.5 kg.m⁻².h⁻¹ in cell laboratory with FC = 2, and permeate flux was achieved with PES 50 kDa membrane and 6 bar pressure. Most of the permeate flux curves obtained in MF and UF processes of in laboratory scale showed typical permeation curves, and it was found that in most cases, transmembrane pressure increase resulted in increased flow. The test conducted in the pilot plant reached a steady flow of 350 kg.m⁻².h⁻¹, also with FC = 2. Most of the experimental data obtained in the permeate flux curves at laboratory scale have adjusted well to the mathematical model of the renewal theory surface, in wich R² values exceeding 0.90 were obtained. It was observed flow decline constant values were higher in trials in which high pressure is used when there was a greater flow drop in the beginning of the experiment. There were identified papaya permeate volatile fraction, compounds wich belong to the following chemical classes.

Keywords: microfiltration, ultrafiltration, papaya pulp, lycopene, membranes

1. INTRODUÇÃO

O mamão (*Carica papaya* L.) é nativo da América tropical e hoje é amplamente conhecido em todos continentes. Sua maior produção está no Brasil, sendo que este é o segundo maior produtor mundial de frutas. Este fruto é rico em vitaminas A e C, cálcio, ferro, e na enzima papaína, auxiliar nos processos digestivos. O fruto está disponível para consumo ao longo de todo o ano e tem boa aceitabilidade entre crianças e adultos (FAGUNDES; YAMANISHI, 2002; SENTANIN; RODRIGUEZ-AMAYA, 2007) e apresenta grande quantidade de licopeno, carotenóide este de extrema importância funcional, uma vez que é poderoso antioxidante no combate de doenças degenerativas.

O licopeno vem assumindo papel de destaque dentre os carotenóides, pois a maioria das investigações sugere que a presença deste componente nas dietas contribui na redução dos riscos da ocorrência de câncer de esôfago, gástrico, próstata, pulmão e de doenças cardiovasculares. Ainda, acresce benefícios na terapia para câncer de pâncreas, cólon, reto, cavidade oral e cervical (MATIOLI ; RODRIGUEZ-AMAYA, 2003 ; MORITZ; TRAMONTE, 2006).

O interesse pelo estudo do licopeno se deve à necessidade em atender à população consumidora de alimentos funcionais, os quais oferecem compostos ou elementos biologicamente ativos proporcionando benefícios adicionais a saúde.

A tecnologia de membranas tem sido utilizada com sucesso em diversos setores da indústria de alimentos, conseguindo reduzir o consumo de energia e a poluição causada pelos processos tradicionais (KOSEOGLU et al.,1990).

O processo de concentração por membranas vem crescendo ao longo dos anos devido as vantagens de levar a uma purificação ou concentração de soluções utilizando baixas temperaturas, e possibilitando, inclusive, a reutilização de solventes (GEANKOPLIS, 2003).

O licopeno apesar de possuir pequena massa molecular, fica na fração retida, pois se liga a outras moléculas, como as de proteína, pectina e lipídeo (HURST, 2002). Esta propriedade pode levar a obtenção do concentrado de licopeno em escala industrial.

Assim, este trabalho teve o objetivo de estudar a aplicação de tecnologia de membranas de microfiltração e ultrafiltração para obtenção de concentrado de licopeno a partir da polpa de mamão (*Carica papaya* L.).

2. OBJETIVOS

2.1. Gerais

Avaliar o desempenho de oito membranas, sendo quatro de microfiltração (MF) e quatro de ultrafiltração (UF) quanto à concentração de licopeno e fluxo de permeado, em unidade de laboratório (UL) e em unidade piloto (UP) a partir de polpa de mamão (*Carica papaya* L.).

2.2 Específicos

- Estudar a concentração de licopeno, utilizando os processos de microfiltração e ultrafiltração da polpa de mamão;
- Determinar as características físico-químicas da alimentação, retentado e permeado para os ensaios na unidade laboratorial;
- Selecionar a membrana que apresentar o maior teor de licopeno no retentado e melhor fluxo de permeado em unidade laboratorial e testá-la na unidade piloto;
- Avaliar as curvas de permeação e modelar os dados obtidos de fluxo de permeado durante a microfiltração e ultrafiltração de polpa de mamão.

3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1 Mamão

O mamoeiro (*Carica papaya* L.) é originário da América tropical e é uma das plantas frutíferas mais cultivadas do mundo, especialmente, em áreas tropicais onde a temperatura média anual é de 25 °C (SIMÃO, 1998). Por causa de suas características sensoriais, nutricionais (fonte dietética de sais minerais, vitaminas e fibras) e propriedades funcionais (digestivas e laxativas), o mamão é um fruto de grande aceitabilidade (JIANG, 2003; SOUZA, 1998). É nativo do leste da América central e atualmente está distribuído por todas as áreas tropicais do mundo. O país líder em produção é o Brasil, seguido de Nigéria, México, Índia e Indonésia (BARRET et al., 2004).

A participação brasileira na produção mundial de mamão é da ordem de 24%, com um volume de 1,6 milhão de toneladas de frutos. Em relação ao mercado da fruta, o mamão encontra-se listado na pauta de exportações brasileira, classificando-a como a sexta fruta fresca em valor exportado. Mesmo ocupando essa posição, menos de 2,5% da produção nacional é destinada a exportação, o que demonstra a capacidade de expansão de mercado. (BRAPEX, 2009).

O mamoeiro pertence à classe Dicotyledoneae, subclasse Archichlamydeae, ordem Violetales, subordem Caricineae, família Caricaceae e gênero *Carica*. A pequena família Caricaceae consiste de 31 espécies compreendidas em 4 gêneros, dos quais três são americanos e um africano. A distribuição das espécies do gênero *Carica* revela que a maioria delas se concentra na vertente oriental dos Andes, sendo que a concentração máxima ocorre na bacia Amazônica Superior. A maioria das espécies é nativa da zona neotropical, mas uma espécie, a *C. pubescens* Lenné ocorre no Chile (MEDINA et al., 1995).

Alguns autores têm relacionado a aparência externa com a qualidade da polpa. De acordo com Akamine e Goo (1977), citado por Miranda (2001), existe uma relação entre a porcentagem de amarelo da casca e o conteúdo de sólidos solúveis totais da polpa. Até o

nível de 80 % amarelo, a porcentagem de sólidos solúveis totais de polpa aumenta em relação direta com o amarelo, e a partir deste ponto começa a diminuir, provavelmente, devido à senescência.

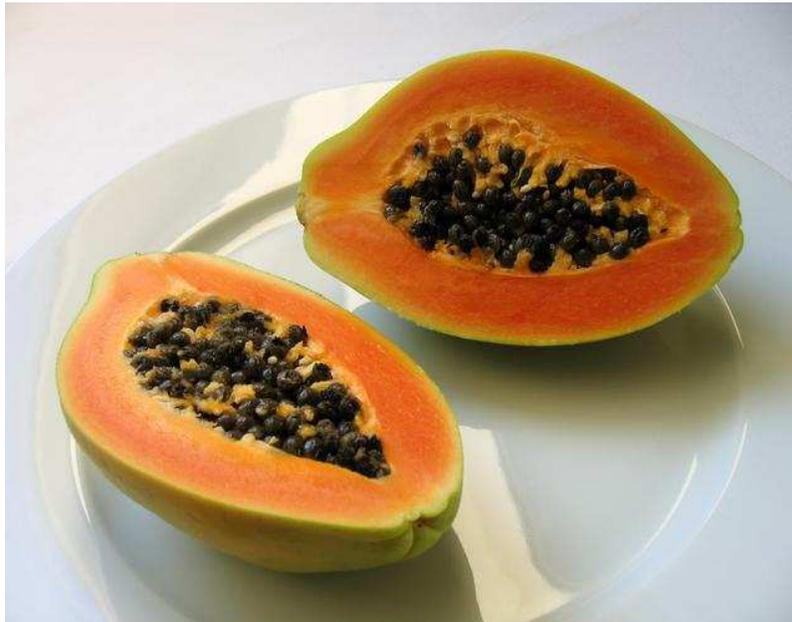


Figura 3.1. Fruto do mamoeiro (*Carica papaya* L.)

O mamão (*Carica papaya* L.) é um fruto muito saudável e está atrás somente da manga na quantidade de caroteno. Também, é consumido e saboreado pela polpa de cor atrativa, sabor, suculência e aroma característico (SALUNKHE; KADAM, 1995).

O fruto do mamoeiro apresenta características nutricionais como fonte de sais minerais, vitaminas e fibras e também possui propriedades digestivas e laxativas. Os principais componentes do mamão estão apresentados na Tabela 3.1.

Tabela 3.1. Composição do mamão fresco

Constituinte	Quantidade
Umidade (%)	89,6
Proteínas (%)	0,5
Gorduras (%)	0,1
Carboidratos (%)	9,5
Cálcio (mg/100 g)	10,0
Fósforo (mg/100 g)	10,0
Vitamina A (IU/100 g)	2020,0
Vitamina C (mg/100 g)	40,0
Ácido Nicotínico (mg/100 g)	0,2
Riboflavina (mg/100 g)	0,3

Fonte: SALUNKHE; KADAM, 1995.

3.2. Compostos bioativos

As antocianinas e os carotenóides são pigmentos naturais, presentes em diversas frutas, capazes de conferirem, além da coloração atraente e característica, diversos benefícios à saúde humana, sendo considerados, portanto, compostos bioativos (WANG, 2007).

As frutas são alimentos que contém diversos compostos bioativos. O aumento do consumo de frutas pode estar correlacionado ao fato delas estarem associadas a baixa incidência de doenças degenerativas (FESKANICH et al., 2000). Existem diversos estudos sobre os principais compostos bioativos como os carotenóides, polifenóis e ácido ascórbico presentes em frutas e vegetais e seus produtos processados em geral, principalmente sucos e polpas (CURY, 2008).

Dentre os compostos com propriedades funcionais em alimentos, um grande destaque tem sido dado aos antioxidantes, que ajudam a proteger o organismo humano contra o estresse oxidativo (SCALBERT & WILLIAMSON, 2000).

A produção excessiva de radicais livres pode conduzir a diversas formas de dano celular e sua cronicidade pode estar envolvida com a etiogênese ou com o desenvolvimento de numerosas doenças (SPEISKY; JIMÉNEZ, 2000).

Os carotenóides reagem com os radicais livres, notavelmente com os radicais peróxidos e com o oxigênio molecular, sendo a base de sua ação antioxidante. Carotenóides como o β -caroteno, licopeno, zeaxantina e luteína, exercem funções antioxidantes em fases lipídicas, bloqueando os radicais livres que danificam as membranas lipoprotéicas (SIES; STAHL, 1995).

Pelos mecanismos acima citados estes compostos atuam supostamente como protetores frente à doenças degenerativas como o câncer, degeneração macular causada pela idade, catarata e doenças cardiovasculares (MÍNGUEZ-MOSQUETA; HORNERO-MÉNDEZ; PÉREZ-GÁLVEZ, 2002; KRINSKY, 1994).

3.2.1. Carotenóides

Os carotenóides formam um dos grupos de pigmentos mais difundidos na natureza, sendo responsáveis pela coloração amarela, laranja e vermelha de grande número de frutas, folhas e algumas flores, além de serem encontrados também em animais (BOBBIO; BOBBIO, 2001).

Estes pigmentos são tetraterpenos formados pela ligação de oito unidades de isopreno (Figura 3.2). Eles podem ser divididos em carotenos, que são hidrocarbonetos, e seus derivados oxigenados, xantofilas ou carotenóides oxigenados (NAGY, SHAW, VELDHUIS, 1977).

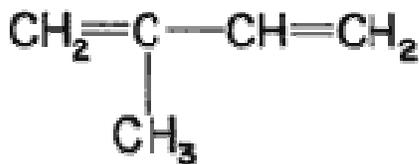


Figura 3.2. Fórmula estrutural da molécula de isopreno (Fonte: Gross, 1987).

Os carotenóides podem se apresentar na forma livre nos tecidos vegetais ou dissolvidos em lipídios. Também se apresentam como ésteres ou em combinação com açúcares e proteínas (FENNEMA, 1993). A estrutura básica é um tetraterpeno de quarenta carbonos, formado por oito unidades isoprenóides de cinco carbonos, ligados de tal forma que a molécula é linear e simétrica, com simetria invertida no centro (GROSS, 1991; RODRIGUEZ-AMAYA, 2002).

Nos alimentos os carotenóides são tetraterpenóides C_{40} formados pela união cauda-cabeça de oito unidades isoprenóides C_5 , exceto na posição central, onde a junção ocorre no sentido cauda-cauda, invertendo assim a ordem e resultando numa molécula simétrica. Os grupos metila centrais estão separados por seis carbonos, ao passo que os demais, por cinco. A característica de maior destaque nestas moléculas é um sistema extenso de duplas ligações conjugadas. Este sistema é o cromóforo que confere aos carotenóides as suas cores (RODRIGUEZ-AMAYA; KIMURA; AMAYA-FARFAN, 2008).

A transformação mais comum que os carotenóides sofrem em alimentos é a oxidação, reação esta que altera a cor, podendo esta até ser eliminada. Estes pigmentos são normalmente estáveis ao pH dos alimentos processados. Com pH ácido e aquecimento pode ocorrer transformação dos trans-carotenóides para a forma cis o que resulta uma leve perda de cor (BOBBIO; BOBBIO, 2001).

Os carotenóides são os mais difundidos e importantes pigmentos naturais que juntamente com a clorofila são encontrados em todos os organismos capazes de realizar fotossíntese. Sua denominação é derivada do seu principal representante, o β -caroteno, o qual foi isolado a partir de cenouras por Wackenroder em 1931 (GROSS, 1987).

A importância dos carotenóides não é somente atribuída à cor que eles conferem a alguns vegetais, mas também aos benefícios à saúde, tanto pela atividade pró-vitáminica A que alguns destes compostos apresentam, como pelas suas ações anti-oxidantes e imunomoduladoras. Dentre os carotenóides mais encontrados na natureza estão: α -caroteno, γ -caroteno, criptoxantina e β -caroteno, sendo este último e seus isômeros os de maiores importância, tendo em vista a sua atividade de vitamina A, em relação aos demais (RODRIGUEZ-AMAYA, 1999).

3.2.2. Licopeno

O licopeno é um dos 600 pigmentos carotenóides presentes na natureza e um dos 25 encontrados no plasma e tecidos humanos. Sua estrutura é responsável pela coloração vermelho-alaranjada de frutas e vegetais nas quais está presente. Esse pigmento carotenóide não tem atividade de pró-vitamina A, mas tem efeito protetor direto contra radicais livres, sendo considerado um potente antioxidante protetor da camada celular devido a reação com os radicais peróxidos e com o oxigênio molecular (MORITZ; TRAMONTE, 2006).

Este composto é um hidrocarboneto alifático com 11 duplas ligações conjugadas e 2 não-conjugadas (Figura 3), de modo que ele é solúvel em gorduras e lipídios (NGUYEN, SCHWARTZ, 1999).

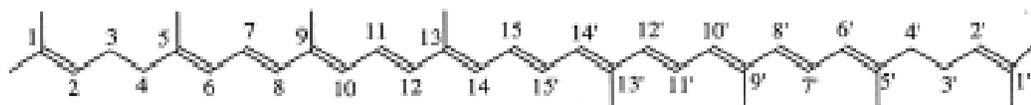


Figura 3.3. Fórmula estrutural da molécula de licopeno. (Fonte: Bramley, 2000).

O interesse pelo licopeno e seu potencial papel protetor sobre a carcinogênese iniciou quando pesquisadores demonstraram uma relação inversa entre a ingestão de licopeno e a incidência de câncer de próstata. O consumo de alimentos ricos em licopeno, bem como uma maior concentração de licopeno no sangue, foi associado a um menor risco de câncer, principalmente de próstata (MORITZ; TRAMONTE, 2006).

As quantidades de compostos bioativos presentes naturalmente nos alimentos variam de acordo com a espécie, maturidade, clima, práticas de cultivo, incidência solar e região onde a planta foi cultivada, e no caso do licopeno, também varia de acordo com o tratamento térmico a que foi submetido (RODRIGUEZ et al., 2006).

A incorporação deste pigmento em alimentos objetiva principalmente a coloração e a conferência de características funcionais. Entretanto, devido ao elevado número de

duplas ligações conjugadas, o licopeno é susceptível à isomerização e oxidação durante o processamento e estocagem. No estudo de Henry & Schwartz. (1998), no qual os carotenóides trans- β -caroteno, 9-sis- β -caroteno, licopeno e luteína foram avaliados quanto à sua degradação oxidativa e térmica em sistema modelo oleoso, a cinética de degradação dos carotenóides obedeceu um modelo de primeira ordem, com uma constante de degradação para o licopeno aproximadamente o dobro das obtidas para os demais carotenóides (MATIOLI & RODRIGUEZ-AMAYA, 2003).

Este é um pigmento natural, lipofílico, sintetizado por plantas e microrganismos e responsável pela cor vermelha de frutos como tomate, mamão, pitanga, goiaba vermelha e melancia (RODRIGUEZ-AMAYA, 1999). Alguns pesquisadores avaliaram os conteúdos de licopeno em algumas frutas e os valores estão apresentados na Tabela 3.2.

Tabela 3.2. Conteúdo de licopeno ($\mu\text{g/g}$) em algumas frutas

Fruta	Quantidade de licopeno ($\mu\text{g/g}$)
<i>Goiaba</i> ¹	
São Paulo	53 \pm 6
Pernambuco	53 \pm 14
Ceará	47 \pm 16
<i>Mamão (polpa)</i> ¹	
Solo - Bahia	21 \pm 16
Formosa - São Paulo	19 \pm 4
Formosa - Bahia	26 \pm 3
Tailândia - Bahia	40 \pm 6
<i>Pitanga</i> ¹	73 \pm 1
<i>Tomate</i> ¹ - Santa Cruz	31 \pm 20
<i>Melancia</i> ²	
Crimson Sweet - São Paulo	38,9

Fonte: Adaptado Rodriguez-Amaya (1999)¹; Miranda (2005)²

Analisando o teor de licopeno dos frutos expostos na tabela anterior nota-se que as variedades de mamão exibem diferentes quantidades de licopeno, com maior concentração presente no cultivar Tailândia, inclusive com níveis superiores ao tomate e à melancia.

3.3 Processos de Separação por Membranas (PSM)

3.3.1 Tecnologia de membranas

A partir do início da década de 1970, em adição aos processos clássicos de separação como destilação, filtração, adsorção, troca iônica, centrifugação, extração por solvente, cristalização e outros, surge uma nova classe de processos que utilizam membranas sintéticas como barreira seletiva. (HABERT, BORGES, NOBREGA, 2006).

Separações utilizando membranas tem se tornado cada vez mais importantes em processos industriais. Neste processo relativamente novo, elas atuam como barreiras semipermeáveis e a separação ocorre de acordo com o controle da taxa de movimentação de várias moléculas entre fases líquidas, gasosas ou gás-líquido (GEANKOPLIS, 2003).

A membrana é definida como uma fase permeável ou semipermeável, geralmente constituída de fina camada de sólido polimérico, que restringe a locomoção de determinadas espécies. Esta barreira, que controla o transporte de massa através de sua superfície, fornece duas correntes distintas: uma denominada permeado, muito diluída e a outra, chamada concentrado ou retentado, bastante enriquecida com componentes retidos (SCOTT, 1995).

Uma das principais características dos processos de separação por membranas (PSM) é que eles podem ser operados em escoamento tangencial, além da operação clássica do tipo filtração frontal. Na filtração de escoamento tangencial a solução ou suspensão escoam paralelamente à superfície da membrana enquanto o permeado é transportado transversalmente a mesma. Neste caso, o escoamento paralelo à membrana limita o acúmulo do material retido sobre a mesma, tornando possível uma operação do

sistema em condições de regime estabelecido de transferência de massa. (Figura 3.4) (HABERT, BORGES, NOBREGA, 2006).

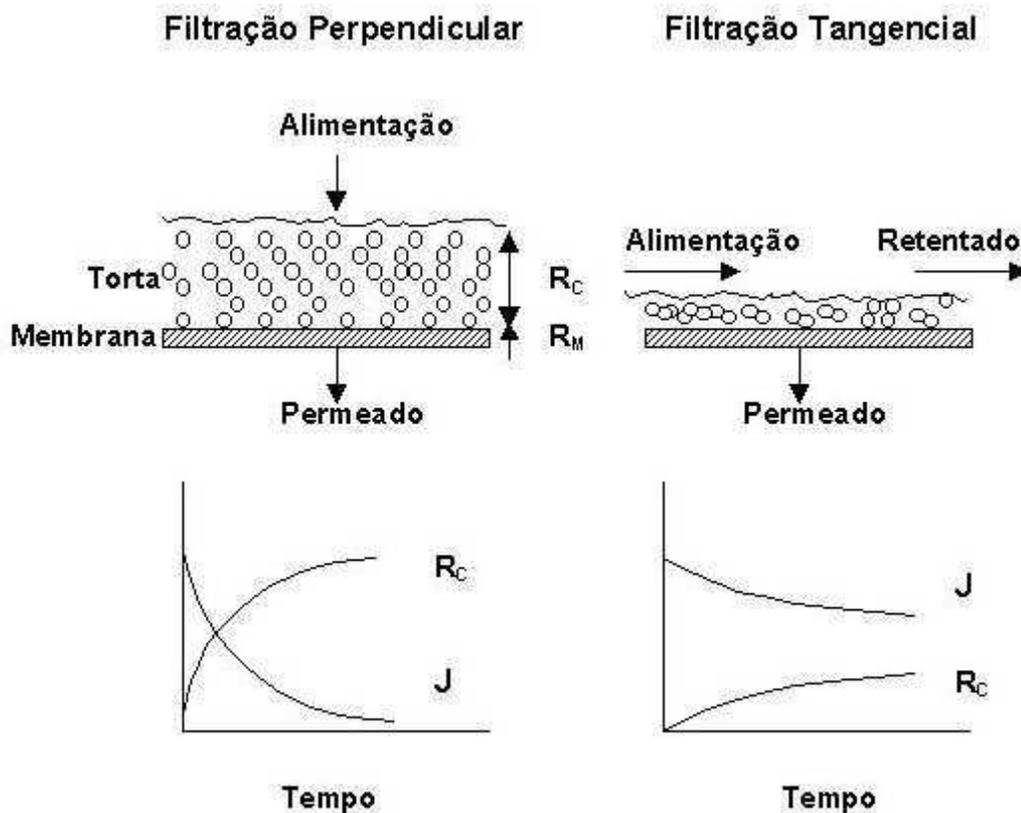


Figura 3.4. Esquema ilustrativo das filtrações perpendicular e tangencial e respectivos comportamentos do fluxo de permeado (J) e da resistência causada pela torta (R_C) formada em função do tempo, onde R_M é resistência da membrana (CHERYAN, 1998)

Quando o objetivo é a concentração, o retentado será o produto final. Porém, no caso de purificação, tanto o retentado quanto o permeado podem conter o produto desejado, dependendo das impurezas que se quer eliminar (MULDER, 1997).

A seletividade da membrana está relacionada às dimensões da molécula ou partícula de interesse de separação e ao tamanho do poro, assim como à difusividade do soluto na matriz e às cargas elétricas associadas (CHERYAN, 1998).

Os PSM destacam-se como alternativas aos processos convencionais de separação nas indústrias químicas, farmacêuticas, biotecnológicas e de alimentos. Em muitos casos, os principais atrativos são: a seletividade (característica própria da membrana a ser utilizada), o baixo consumo de energia (separação de componentes sem que ocorra mudança de fase dos mesmos), separação de compostos termolábeis (processo ocorre à temperatura ambiente), simplicidade de operação e escalonamento, a redução no número de etapas do processamento, maior eficiência na separação e na maior qualidade do produto final (STRATHMANN, 1990; CHERYAN, 1998; HABERT, BORGES, NOBREGA, 2006).

3.3.2 Características das membranas

A morfologia da membrana e a natureza do material que a constitui são algumas das características que vão definir o tipo de aplicação e a eficiência na separação (HABERT, BORGES, NOBREGA, 2006). As características mais importantes das membranas envolvem a espessura, o diâmetro dos poros (seletividade), a permeabilidade à água e a porosidade. Outras características são os fluxos de permeado e as resistências térmica, química e mecânica. (OSTERGAARD, 1989).

3.3.3 Fenômenos envolvidos no processo

Nos PSM há uma redução importante no fluxo de permeado com o tempo. Para que não haja uma diminuição da produtividade, é importante minimizar a ocorrência dos fenômenos que limitam o fluxo de permeado, os quais são: a polarização da concentração, formação de camada polarizada e entupimento dos poros (CHERYAN, 1998).

A polarização da concentração é um fenômeno reversível resultado do acúmulo de solutos na superfície da membrana, aumentando sua concentração de acordo com o tempo de processo. O fenômeno pode ser definido pelo gradiente de concentração formado entre a região próxima a membrana, com alta concentração de solutos e a região por onde passa a solução de alimentação. Esse gradiente formado é compensado por uma difusão desses solutos no sentido contrário ao do solvente, formando a zona de polarização provocando diminuição no fluxo. A retenção de solutos pode ser tão alta que é formada uma camada polarizada na membrana, principalmente em soluções que envolvem proteínas. (SCHÄFER; FANE; WAITE, 2006).

Uma resistência adicional ao fluxo de permeado ocorre quando hidrocolóides, proteínas e outras moléculas de alta massa molecular estão presentes na solução. Estes compostos são altamente rejeitados e tendem a formar uma camada viscosa na superfície da membrana denominada camada polarizada (CHERYAN, 1998). A camada polarizada é caracterizada quando não há mais variação na concentração de partículas junto à membrana. (SCHÄFER; FANE; WAITE, 2006).

Um dos maiores fatores limitantes no uso da UF e MF em várias aplicações é a incrustação (*fouling*) na membrana, causada especificamente por interações físicas e/ou químicas entre a membrana e espécies presentes na alimentação (ZEMAN; ZYDNEY, 1996). A intensidade da incrustação depende do tipo de membrana, concentração e solutos presentes na solução, temperatura, pH e tempo de operação (CHERYAN, 1998).

3.3.4 Parâmetros importantes para análise de desempenho e eficiência do PSM

Nos processos de separação por membrana o fluxo de permeado é principalmente afetado pela concentração da alimentação, pela temperatura, pressão e velocidade tangencial.

O aumento na concentração de sólidos na solução retida ocasiona um aumento na sua viscosidade e densidade, provocando uma diminuição na difusividade do soluto. Assim, o fluxo de permeado tende a diminuir a medida que a concentração do retido aumenta (CHERYAN, 1998).

A temperatura do ponto de vista do fluxo de permeado da membrana, é melhor quanto mais elevada, pois menor será a viscosidade do fluido e maior a difusividade. No entanto, deve-se considerar a estabilidade do fluido e a tolerância da membrana à temperatura. (CHERYAN, 1998)

Para fluidos que não contém muitos componentes causadores de incrustação, altas pressões podem aumentar o valor de fluxo, pois maior será força motriz. Porém, casos nos quais se formam com facilidade a camada polarizada e a incrustação, o aumento na pressão resulta na compactação das partículas sobre a superfície da membrana, ocasionando um declínio acelerado do fluxo. Assim, utilizando valores mais baixos de pressão, tem-se um fluxo inicial mais baixo, mas que é mantido com o tempo (PORTER, 1990). De acordo com Cheryan 1998, o aumento da pressão transmembrana tende a aumentar o fluxo até a consolidação da camada polarizada, após a qual o fluxo se torna independente da pressão, apenas aumentando a espessura desta camada.

Outro parâmetro de controle importante é a pressão transmembrana. O gradiente de pressão entre os lados do retentado e do permeado é denominado pressão transmembrana (Equação 1).

$$P_T = P_R - P_P \quad \text{Eq. (1)}$$

onde, P_R e P_P são, respectivamente, as pressões nas correntes do retentado e do permeado.

Geralmente, o gradiente de pressão entre a corrente de retentado e de permeado varia ao longo do comprimento da membrana. Assim, o valor da pressão transmembrana é calculado pela média aritmética dos gradientes de pressão na entrada e na saída da membrana. Se a saída do permeado for aberta para o ambiente, a pressão manométrica P_P é nula e a pressão transmembrana é determinada de acordo com a Equação (2):

$$P_T = \frac{P_e + P_s}{2} \quad \text{Eq. (2)}$$

na qual, P_e e P_s são, respectivamente, as pressões de entrada e de saída da membrana no lado do retentado.

Para fluidos que não contêm muitos componentes causadores da incrustação, altas pressões podem aumentar o fluxo de permeado, pois a força motriz será maior. Porém, nos casos nos quais a camada polarizada e a incrustação se formam com facilidade, o aumento na pressão resulta na compactação das partículas sobre a superfície da membrana, levando a um declínio do fluxo (PORTER, 1990). O aumento da pressão transmembrana tende a aumentar o fluxo até a consolidação da camada polarizada, após a qual o fluxo se torna independente da pressão, apenas aumentando a espessura ou a densidade da camada (CHERYAN, 1998).

Altos valores de velocidade tangencial tendem a prevenir a incrustação e facilitam o processo de limpeza. A turbulência na superfície da membrana, provocada pela velocidade tangencial, promove o arraste de partículas grandes depositadas na superfície da membrana (PORTER, 1990).

Para a análise do desempenho e eficiência do processo de filtração por membranas os seguintes parâmetros são fundamentais (RENNER; SALAM, 1991):

a) **Fluxo de permeado (J)**: é a quantidade obtida de permeado em litros, por m^2 de membrana por hora ($L \cdot m^{-2} \cdot h^{-1}$).

b) **Coefficiente de retenção**: fornece uma medida quantitativa da capacidade da membrana em reter moléculas ou componentes específicos, sob determinadas condições de operação. É dada em porcentagem: $R = (1 - C_p/C_r) \cdot 100$, onde C_p e C_r são respectivamente, a concentração de soluto no permeado e no retentado.

c) **Fator de concentração (FC)**: quantifica a redução de massa atingida pelo processo. É calculada como a razão entre a massa inicial na alimentação e a massa final de retentado: $FC = M_{alim} / M_{ret}$, onde M_{alim} = massa na alimentação e M_{ret} = massa no retentado.

3.3.5 Curvas de fluxo permeado

As curvas típicas do fluxo de permeação pelo tempo podem ser descritas em três estágios diferentes e estão mostrados na Figura 3.5.

Segundo Marshall e Daufin (1995), o primeiro estágio (I) é caracterizado por uma queda brusca do fluxo nos primeiros minutos devido à polarização dos solutos por concentração na superfície da membrana. Nesse estágio, a perda do fluxo é reversível.

Já no estágio II, a variação do fluxo é decrescente. Inicia-se a precipitação dos solutos acumulados, que leva ao bloqueio dos poros e à adsorção dos componentes na membrana, ocasionando a formação da camada polarizada e da incrustação. A diminuição do fluxo devido a este último fenômeno é irreversível (MARSHALL & DAUFIN,1995). Por fim, o terceiro estágio (III) é a consolidação da incrustação, nesse estágio o fluxo decresce continua e lentamente. A Figura 3.5 apresenta a curva típica de fluxo de permeado.

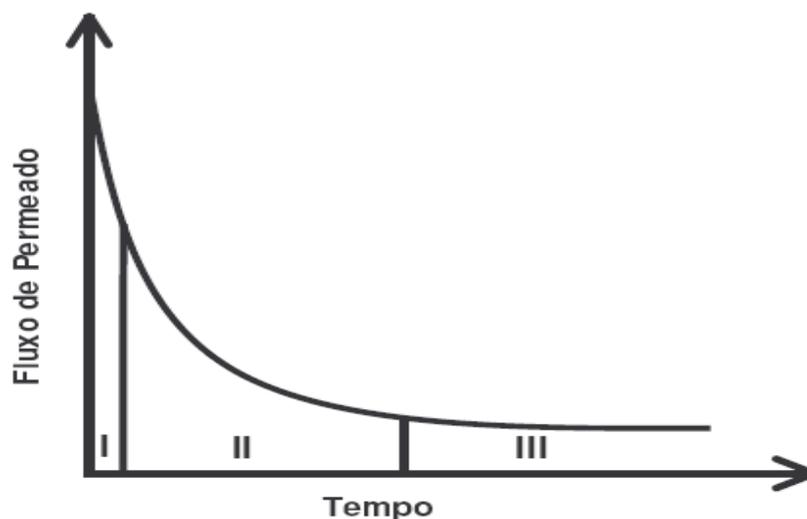


Figura 3.5. Curva típica de fluxo permeado (MARSHALL & DAUFIN, 1995)

3.3.6 Tipos de Processos

3.3.6.1 Microfiltração

A microfiltração é o processo de separação com membranas mais próximo da filtração clássica. Utiliza membranas porosas com poros na faixa entre 0,1 e 10 μm (100 e 10000 nm), sendo, portanto indicado para a retenção de materiais em suspensão e

emulsões. Como as membranas de microfiltração são relativamente abertas, as pressões empregadas como força motriz para o transporte são baixas, dificilmente ultrapassando 3 bar. Na microfiltração o solvente e todo o material solúvel permeiam a membrana. Apenas o material em suspensão é retido (HABERT, BORGES, NOBREGA, 2006).

Nesse processo, moléculas grandes (como glóbulos de gordura) e partículas em suspensão são retidas (CHERYAN, 1998). Bactérias e outros microrganismos também são retidos por estas membranas (GEANKOPLIS, 2003).

3.3.6.2 Ultrafiltração

A ultrafiltração é um processo de separação por membranas utilizado quando se deseja purificar e fracionar soluções contendo macromoléculas. As membranas apresentam diâmetro de poro de 0,001 a 0,1 μm (1 a 100nm). As pressões utilizadas são da ordem de 1 a 10 bar. A ultrafiltração é também utilizada para separar compostos de alta massa molecular de compostos de baixa massa molecular. Como os poros das membranas de ultrafiltração são menores, uma força motriz maior é necessária para obter fluxos de permeados elevados o suficiente para que o processo possa ser realizado industrialmente (MULDER, 1997; HABERT, BORGES, NOBREGA, 2006).

3.3.6.3 Outros processos por membranas

Existem também outros processos que utilizam membranas como barreira de separação, as suas respectivas características estão apresentados na Tabela 3.3.

Tabela 3.3. Processos de separação por membranas (Fonte: HABERT et al., 2006)

Processo	Força Motriz	Material retido	Material que permeia
Microfiltração	ΔP (0,5 - 2 atm)	Material em suspensão, bactérias. MM > 500 kDa	Água e sólidos dissolvidos
Ultrafiltração	ΔP (1 - 7 atm)	Colóides, Macromoléculas . MM > 5000 Da.	Água (solvente), sais solúveis de baixa massa molar.
Nanofiltração	ΔP (5 - 25 atm)	Moléculas de massa molar média 500 < MM < 2000 Da.	Água, sais e moléculas de baixa massa molar.
Osmose reversa	ΔP (15 - 80 atm)	Todo material solúvel ou em suspensão	Água (solvente)
Diálise	ΔC	Moléculas de massa molar > 5.000 Da.	Íons e orgânicos de baixa massa molar
Eletrodiláse	ΔE	Macromoléculas e compostos iônicos	íons
Permeação de gases	ΔP e ΔC	Gás menos permeável	Gás mais permeável
Pervaporação	Pressão de vapor	Líquido menos permeável	Líquido mais permeável

MM: Massa Molecular

Conforme consta na Tabela 3.3, alguns processos utilizam o gradiente de pressão, ΔP , como força motriz como é o caso dos processos de microfiltração, ultrafiltração, nanofiltração e osmose reversa. No caso da pervaporação a força motriz é o gradiente de pressão parcial dos componentes entre o lado da alimentação e do permeado (ΔP_a), na diálise o gradiente de concentração (ΔC), e na eletrodiláse o gradiente de concentração (ΔC) e potencial elétrico (ΔE).

3.4 Modelos Matemáticos

Modelos matemáticos foram propostos para descrever a curva do fluxo de permeado, sendo a maior parte deles semi-empíricos. Modelos exponenciais frequentemente ajustam razoavelmente bem os resultados experimentais (GIRARD e FUKUMOTO, 2000).

Constela e Lozano (1997) modelaram o fluxo de permeado de suco de maçã em ultrafiltração com fibra oca usando diferentes aproximações. Os efeitos da vazão (10, 15 e 20 L/min), pressão transmembrana (73,5 e 118 kPa) e massa molecular de corte (30, 50 e 100 kDa) foram analisados para um fator de concentração volumétrica (FC) variando de 1 a 14. Os autores observaram que o fluxo teve decaimento exponencial operando a FC constantes e que o fluxo se manteve independente da pressão aumentando-se a vazão e FC. Os dados experimentais se ajustaram adequadamente à teoria de renovação de superfície.

No modelo apresentado na Equação (3), proposto a partir da teoria de renovação de superfície, o comportamento do fluxo de permeado é dado em função do tempo. Este modelo foi utilizado por Watanabe; Ushikubo; Viotto (2006); Ongaratto (2009) que realizaram trabalhos com sucos de tamarindo e pitanga respectivamente, no qual seus dados experimentais se adequaram razoavelmente bem.

$$J = J_F + (J_0 + J_F) \exp(-\lambda.t) \quad \text{Eq. (3)}$$

onde J_0 e J_F são, respectivamente, os fluxos inicial e final ($\text{kg.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$), λ é a taxa de declínio do fluxo (h^{-1}) e t é o tempo (h).

Quando o fator de concentração é variável com o tempo, pode-se expressar o fluxo como uma função desse fator, conforme mostra a Equação (4) de Girard e Fukumoto (2000)

$$J = J_0 - B.\ln(FC) \quad \text{Eq. (4)}$$

No qual, J_0 é o fluxo inicial de permeado, B é uma constante que depende do sistema, condições de operação e propriedades do suco e FC é o fator de concentração.

3.5 Tratamento Enzimático

Um dos maiores problemas encontrados na preparação de sucos de frutas é a turbidez devido à presença de pectinas. Em processos de filtração, a presença de pectina pode causar incrustação e, conseqüentemente, a diminuição do fluxo de permeado (ABDULLAH et al., 2007).

As pectinas são cadeias de ácido D-galacturônico com número de metoxilas esterificadas e grau de neutralização variáveis. Elas são encontradas, principalmente, em tecidos menos rígidos de vegetais (BOBBIO, BOBBIO, 2001).

Enzimas são catalizadores biológicos que aceleram processos bioquímicos sem serem consumidos, são utilizadas como coadjuvantes de processo (MAHLER, 1997).

O tratamento enzimático tem como objetivo promover a hidrólise de pectinas e demais polissacarídeos que formam o material das paredes celulares das frutas. Durante o processamento, esses polissacarídeos são responsáveis pelo aumento da viscosidade e da turbidez de sucos e polpas, influenciando no baixo rendimento do processo. Para evitar esses problemas são utilizadas enzimas, como as pectinases, hemicelulases e celulases, que podem ser aplicadas de forma isolada ou combinadas entre si. (MAHLER, 1997; BOBBIO; BOBBIO, 2001)

O comportamento da incrustação nos processos de clarificação de sucos com membranas depende da variedade e estágio de maturação das frutas utilizadas, assim como do método de extração. No entanto, a filtrabilidade do suco pode ser controlada pela estrutura e interação dos componentes como pectina, compostos fenólicos, proteínas e fibras (GIRARD e FUKUMOTO, 2000). Riedl, Girard e Lencki (1998) observaram em seus estudos que a morfologia da camada polarizada e, conseqüentemente, do fluxo de

permeado, podem ser drasticamente alterados pela manipulação das interações entre pectina, taninos e proteínas.

3.6 Aplicações de membranas para concentração de licopeno

O emprego da tecnologia de membranas no processamento de sucos de frutas tem ampla utilização na clarificação e concentração dos sucos. Para essas finalidades, os processos de separação mais empregados são a microfiltração, a ultrafiltração e a osmose inversa. Esses processos quando, associados a um procedimento de embalagem asséptico, também são utilizados para a esterilização a frio do produto (GIRARD; FUKUMOTO, 2000).

Atualmente, os carotenóides utilizados industrialmente são obtidos por via química ou extração de plantas ou algas (MALDONADE, 2002). Existem diferentes métodos de obtenção de carotenóides utilizando solventes orgânicos (acetona ou hexano) ou d-limoneno, seguida ou não de saponificação, neutralização com fosfato ácido de potássio e precipitação com iso-propanol ou cromatografia de coluna aberta de permeação em gel. A obtenção de licopeno varia de acordo com o solvente utilizado. Os solventes com maior potencial de extração de licopeno são: diclorometano, acetona e acetato de etila (SBRT, 2003).

Clareto (2007) estudou a concentração de licopeno por microfiltração de polpa de goiaba, previamente tratada com enzima, utilizando membrana cerâmica de 0,2 μm de diâmetros de poros em escala piloto. As variáveis independentes do processo foram a temperatura, 20 ° a 40° C, e a pressão transmembrana 1,5 a 2,5 bar. A autora observou que a retenção foi elevada, visto que, mesmo este carotenóide possuindo uma baixa massa molecular, se liga a outras moléculas maiores presentes na fruta, como pectina e proteínas, formando redes que ficam no retido.

O processo de concentração de licopeno também foi estudado por Miranda (2005) que avaliou a concentração deste carotenóide por ultrafiltração em membrana cerâmica, 200 cm^2 de área de permeação total e 0,01 μm de diâmetros de poros, a partir de suco de melancia. Neste trabalho observou-se que a concentração de licopeno retido em relação à

concentração inicial do suco variou de, aproximadamente, 78 a 88%, com tendência a aumentar com o aumento da pressão transmembrana, para uma mesma temperatura. Ainda, Miranda (2005) avaliou a aplicação do retido em balas de gomas que apresentou resultados sensoriais satisfatórios.

Também em estudos com processos de membranas na clarificação de suco de pitanga, utilizando membranas planas poliméricas de PVDF 500 e 150 kDa, PES 150 kDa e CEL 30 kDa, Ongaratto (2009) não observou a permeação de carotenóides pela membrana, ou seja, obteve 100% de retenção. O autor também indicou a importância de estudar possíveis aplicações desse retentado, devido ao elevado teor de licopeno e sua importância funcional.

Após ampla pesquisa bibliográfica não foram encontrados estudos sobre o processo de microfiltração e ultrafiltração de polpa de mamão. É visto que o licopeno tem sido apontado em vários estudos como um grande potencial na redução de ocorrências de doenças cancerígenas e cardiovasculares, e que os processos de separação por membranas são viáveis para obtenção de compostos bioativos, identificou-se no mamão uma alternativa possível de estudo de concentração de licopeno, uma vez que o uso de membranas para concentração deste componente da polpa de mamão ainda não foi explorado.

4. MATERIAL E MÉTODOS

4.1 Material

4.1.1 Matéria-prima

Este trabalho foi desenvolvido utilizando polpas de mamão comerciais provenientes de um mesmo lote, armazenadas a -18°C. Foram utilizadas polpas da marca BRASFRUT, embalagens de 100g, industrializadas em Fevereiro de 2009, lote LT 04-02 2009.

4.1.2 Enzimas

A enzima a ser utilizada no processo de hidrólise enzimática foi Pectinex Ultra SP-L, produzida pela empresa Novozymes (Bagsvaerd, Dinamarca), a partir do microrganismo *Aspergillus aculeatus*. É utilizada em indústrias que processam sucos de frutas para reduzir a viscosidade (ABDULLAH et al., 2007).

4.1.3 Membranas

Foram utilizadas oito membranas planas poliméricas da marca Microdyn-Nadir (Wiesbaden, Alemanha) de diferentes polímeros e massas moleculares de corte (MWCO). A Tabela 4.1 apresenta as características das mesmas.

Tabela 4.1. Características das membranas

	Material	Massa Molecular de corte (KDa)
Microfiltração	PVDF	500
	PVDF	150
	PS	100
	CEL	100
Ultrafiltração	PES	50
	PES	30
	CEL	30
	PES	10

PVDF = polifluoreto de vinilideno; CEL = celulose; Ps = polissulfona; PES = polietersulfona.

Estes materiais poliméricos sintéticos são: polifluoreto de vinilideno (PVDF), polietersulfona (PES), polissulfona (PS), celulose (CEL). É importante ressaltar que apesar de 100 kDa ser tipicamente uma membrana de UF, o fornecedor a considera como de MF.

4.1.4 Equipamentos

Os experimentos foram conduzidos em célula laboratorial e em unidade piloto, que estão instaladas no Laboratório de Medidas Físicas (LAMEFI), DEA, FEA, Unicamp.

A unidade laboratorial (Figura 4.1) é construída em aço inox AISI 304, constituída de um cilindro encamisado de diâmetro interno de 8,1 cm e altura de 27 cm, tendo capacidade de 800 mL e opera até uma pressão de 40 bar. Na parte inferior deste cilindro há uma base e uma saída de permeado. Sobre a base é montado um suporte que serve de apoio ao disco de membrana. Anéis de vedação (padrão sanitário) impedem o vazamento entre as partes. Abaixo do cilindro encamisado é acoplado um agitador magnético, que promoverá a agitação da alimentação, com o intuito de aumentar o fluxo de permeado, diminuindo o efeito da resistência devido à camada polarizada que se

forma sobre a membrana. Na parte superior, existe a entrada de gás nitrogênio para criar a pressão no interior da célula gerando a força motriz do processo. A temperatura é controlada por meio da circulação de água na camisa do equipamento, através de um banho termostático modelo NT281 (Nova Técnica, Piracicaba, SP) (Figura 4.1 e 4.2).

Um béquer (500 mL) foi colocado sobre uma balança eletrônica ($\pm 0,01g$, marca Marte, modelo AS 2000), sob a saída do permeado para coletá-lo e obter a sua massa em função do tempo.

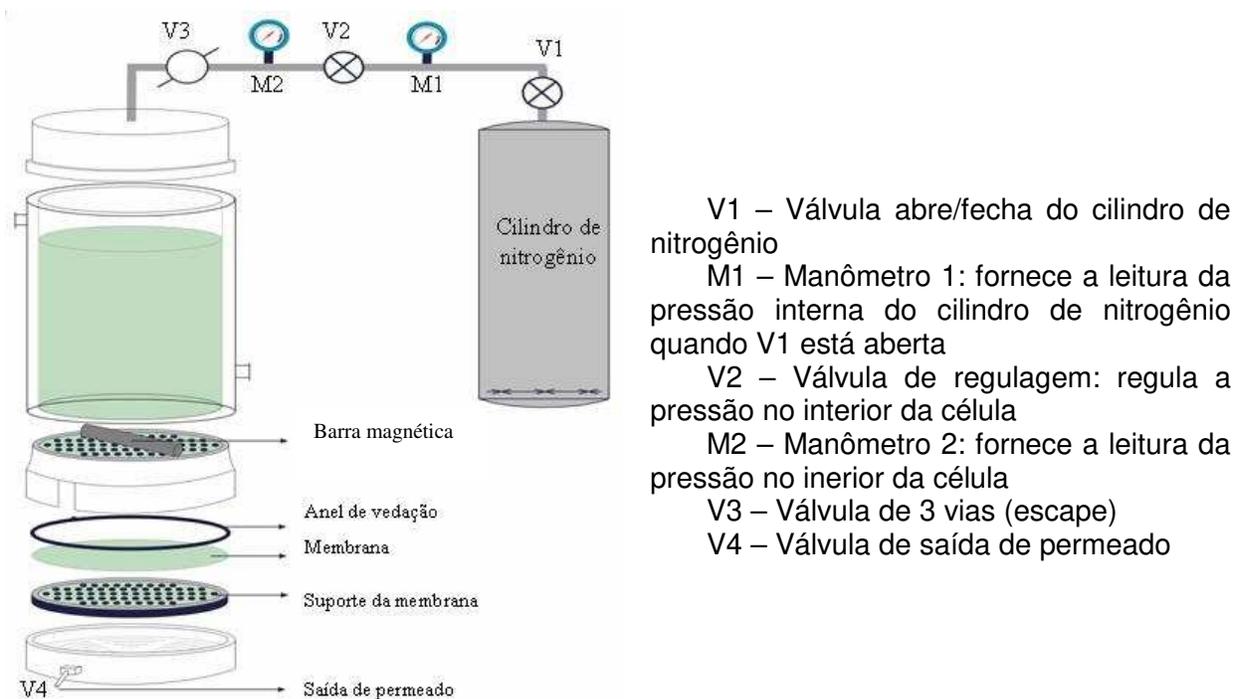


Figura 4.1. Esquema de célula de micro, ultra e nanofiltração de uso laboratorial



Figura 4.2. Fotografia da unidade laboratorial

A planta piloto (Figuras 4.3 e 4.4) é composta por um tanque de aço inoxidável encamisado e isolado (parede tripla) com capacidade para 30 L, uma bomba centrífuga (modelo ALC 1/140 S 4.0 kW - ALFA LAVAL), um medidor magnético de vazão (0 – 6 m³/h) (Conaut, São Paulo, SP), dois manômetros (0 – 9,8 bar), sendo um posicionado na entrada e outro na saída da membrana, uma válvula borboleta na saída do tanque e outra debaixo do módulo com a membrana, e uma válvula agulha na saída da membrana. O módulo da membrana é constituído aço inox AISI 304 com 7,5 cm de largura e 52 cm de comprimento, com área de seção transversal de 35 mm x 2 mm e com área de permeação de 0,017 m². Tubos, válvulas e curvas com diâmetro de 1” tem construção sanitário.

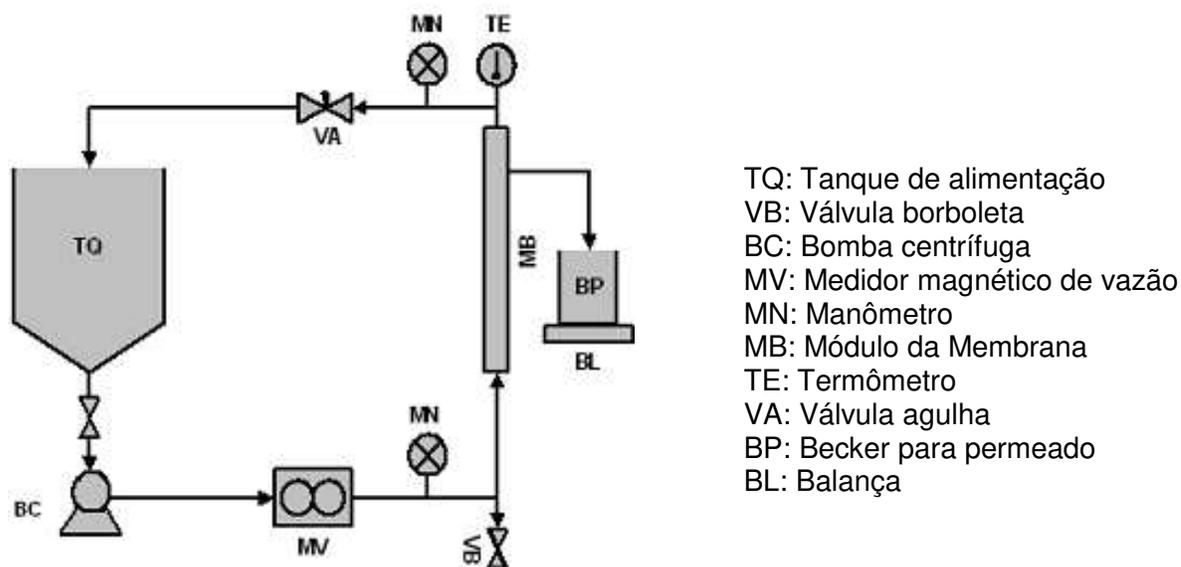


Figura 4.3. Esquema da unidade piloto

Nesse equipamento, o ajuste das condições operacionais (pressão e vazão) é feito pelo controle simultâneo da rotação da bomba por meio de um inversor de frequência e da válvula agulha, enquanto que a temperatura é controlada por meio da circulação de água na temperatura adequada ao processo na camisa do tanque.

Um balde (20 L) foi colocado sobre uma balança eletrônica (± 5 g, marca Marte, modelo LC 20) sob a saída do permeado para coletá-lo e obter a sua massa em função do tempo.



Figura 4.4. Fotografia da unidade piloto



Figura 4.5. Fotografia do módulo da membrana

4.2 Métodos

4.2.1 Determinações analíticas

A caracterização da matéria prima, retentado e permeado foi realizada através de análises físico-químicas em triplicata, cujas metodologias seguem a baixo.

- Acidez titulável total (g/100g expressa em ácido cítrico): titulação com NaOH com indicador fenolftaleína, segundo método nº42.1 5 da AOAC (1997);
- Açúcares redutores e totais: segundo os métodos nº952.35 e nº952.36 da AOAC (1997);
- Carotenóides totais ($\mu\text{g/g}$ expressos em licopeno): quantificação por espectrofotometria de absorção no ultravioleta visível, segundo método descrito por Rodriguez-Amaya (1999);
- Cinzas: segundo método gravimétrico nº40.26 da AOAC (1997);
- Cor: sistema Hunter, leitura em colorímetro ColorQuestII (Hunterlab, Reston, EUA). Utiliza os parâmetros: L^* (luminosidade), que varia de 0 (preto) a 100 (branco); a^* , que varia de -80 (verde) a +100 (vermelho); b^* , que varia de -100 (azul) a +70 (amarelo)
- pH: medido em potenciômetro (Mettler Toledo, Schwerzenbach, Suíça), segundo método nº81-12 da AOAC (1997);
- Proteína: segundo método Kjeldahl nº20.152 da AOAC (1997);
- Sólidos solúveis: leitura direta em refratômetro (PZO, Varsóvia, Polônia), com correção de temperatura segundo método nº32.12 da AOAC (1997) e recomendações do fabricante;
- Sólidos totais: secagem em estufa segundo método nº20.151 da AOAC (1997);

- Compostos voláteis: microextração em fase sólida de *headspace* em sistema estático (HS-SPME) e cromatografia gasosa acoplada da espectrometria de massas quadrupolar.

4.2.2 Tratamento Enzimático

A hidrólise da polpa de mamão foi realizada em *shaker* (marca Tecnal, modelo TE 421) com 150 rpm, por 60 minutos, em temperatura de 35° C e a concentração de enzima Pectinex Ultra SP- L utilizada foi de 0,1% (m/m).

4.3 Procedimento experimental

4.3.1 Preparação da matéria-prima

Para a concentração de licopeno, 400 g de polpa de mamão sem diluição foram descongeladas e pesadas. Posteriormente foram aquecidas até 35 °C e tratadas enzimaticamente na concentração 0,1% (m/m), em *shaker* por 60 minutos, a 35°C. Em seguida, a polpa hidrolisada foi aquecida em banho termostaticado a 50° C. Posteriormente foi concentrada na unidade laboratorial sem que fosse realizada a inativação enzimática.

4.3.2 Experimento em unidade de laboratório

Na unidade de laboratório foram realizadas a MF e UF a partir de 400 mL de polpa de mamão previamente hidrolisada. A Tabela 4.2 especifica as condições utilizadas nos experimentos apresentando as membranas e suas respectivas pressões utilizadas. Os experimentos foram conduzidos a 50° C e 300 rpm.

Tabela 4.2. Condições dos experimentos realizados na Unidade de Laboratório.

	Ensaio	Membrana (kDa)	Pressão (bar)
MF	1	PVDF 500	2
	2	PVDF 150	2
	3	PS 100	0,5
	4	PS 100	1,5
	5	PS 100	2
	6	CEL 100	0,5
	7	CEL 100	1,5
	8	CEL 100	2
UF	9	PES 50	2
	10	PES 50	4
	11	PES 50	6
	12	PES 30	2
	13	PES 30	4
	14	PES 30	6
	15	CEL 30	2
	16	CEL 30	4
	17	CEL 30	6
	18	PES 10	2
	19	PES 10	4
	20	PES 10	6
	21	PES 10	6

*De acordo com a Microyn-Nadir membranas de 100 kDa são consideradas MF.

4.3.3 Unidade Piloto

A escolha da membrana a ser utilizada na unidade piloto teve como critério melhor fluxo de permeado dentre os ensaios realizados na unidade laboratorial. Utilizou-se a membrana de PS 100 kDa e pressão de 2 bar.

Nessa unidade dois outros parâmetros de controle também são importantes, a pressão transmembrana (P_T), Equação (2), e a velocidade tangencial (v).

Na UP foi realizado um experimento, conforme as condições de operação mostradas na Tabela 4.3.

Tabela 4.3. Tabela Condições de operação da corrida na UP.

Processo	Material da membrana	Massa molecular de corte (kDa)	P_T (bar)	v (m/s)	Temperatura (°C)
UF	Polisulfona (PS)	100	2	3,6	50

Antes do experimento, o sistema foi operado com água filtrada com o objetivo de ajustá-lo às condições de operação. Em seguida a alimentação – 12,1 kg de polpa de mamão hidrolisada e previamente aquecida a 50° C - foi transferida para o tanque, e posteriormente iniciou o funcionamento da bomba e ajustadas: a pressão transmembrana (2 bar), a vazão (0,9 m³/h para uma velocidade tangencial sobre a membrana de 3,6 m/s) e a área de seção transversal de 35 mm x 2 mm. Com a válvula de saída de permeado aberta a massa de permeado foi coletada em intervalos determinados de tempo até a alimentação ser concentrada até fator de concentração (FC) igual a 2.

4.3.4 Identificação de compostos voláteis

As análises foram realizadas no Laboratório de Análise de Alimentos – DCA,FEA, UNICAMP, com uso de fibra comercial de SPME (Supelco, Bellefonte, PA, USA) PN: 57328, 50/30µm divinylbenzene/carboxen/polydimethylsiloxane (DVB/CAR/PDMS). Para as análises foram utilizados 2 mL de amostra em vials de 15 mL e adicionaram-se a este 2 mL de solução saturada de NaCl, os vials foram então fechados com tampas próprias dotadas de septos de PTFE/silicone (Supelco - Bellefonte, PA, USA) e mantidos a

temperatura de 40 °C por 15 minutos para equilíbrio, e após por 30 minutos para exposição da fibra e extração dos compostos voláteis.

Durante a extração a amostra permaneceu sob agitação com auxílio de um agitador magnético do tipo “stir bar” a 750 rpm. Após este período de extração, a fibra foi submetida à dessorção térmica a 250 °C no injetor do cromatógrafo a gás por um período de 1 minuto. As análises foram realizadas num cromatógrafo a gás (Shimadzu GC-17A) acoplado a um espectrômetro de massas (Shimadzu QP-5000). Os compostos foram separados em uma coluna DB-5 (30m x 0,25mm i.d. x 0,25µm, J&W Scientific, USA). O gás de arraste utilizado foi He (1mL.min⁻¹); com programação de temperatura da coluna de 40°C, aumentando 3°C.min⁻¹ até 240°C, permanecendo por 4 min. A determinação foi feita por GC/MS (interface 240°C; EI de +70 eV; 35- 350 m/z).

4.3.5 Modelo Matemático

Foi realizado o ajuste dos dados experimentais de fluxo acumulado de permeado ao modelo matemático baseado na teoria de renovação de superfície, apresentado na Equação (1) e Equação (2), utilizando o *software Statistica* 9.2, obtendo-se o valor de “λ” (taxa de declínio de fluxo), B (constante que depende do sistema, das condições de operação e propriedades da alimentação) e o R² (coeficiente de determinação), para cada experimento.

5. RESULTADOS E DISCUSSÃO

5.1 Características físico-químicas da matéria-prima

As características físico-químicas das polpas de mamão in natura e hidrolisada estão apresentadas na Tabela 5.1.

Tabela 5.1. Características físico-químicas das polpas de mamão utilizadas como matéria-prima *.

Determinações	Polpa <i>in natura</i> ¹	Polpa hidrolisada ²
Cinzas (g/100g)	0,38 ± 0,04	0,42 ± 0,02
Sólidos totais (g/100g)	11,56 ± 0,03	12,32 ± 0,04
Umidade (g/100g)	88,45 ± 0,04	87,68 ± 0,03
Proteínas (g/100g)	0,48 ± 0,04	0,43 ± 0,01
Açúcares Totais (g/100g)	9,62 ± 0,54	10,35 ± 0,36
Açúcares Redutores (g/100g)	9,12 ± 0,02	9,87 ± 0,14
Licopeno ³ (µg/g)	30,53 ± 2,74	30,86 ± 0,69
Sólidos solúveis (°Brix)	10,74 ± 0,03	11,26 ± 0,06
Acidez titulável total ⁴ (g ác.cítrico/100g)	1,79 ± 0,03	2,89 ± 0,02
pH	4,64 ± 0,00	4,18 ± 0,03
L*	22,52 ± 0,00	24,46 ± 0,00
a*	11,13 ± 0,00	9,69 ± 0,00
b*	23,35 ± 0,00	19,90 ± 0,00

* média em triplicata ± desvio padrão

¹ Polpa comercial - BRASFRUT

² Polpa comercial tratada com enzima

³ µg/g expressos em licopeno

⁴ g/100g expressa em ácido cítrico

L*, a*, b*: parâmetros de cor

Observa-se que a polpa de mamão é constituída principalmente por água (88,5%) e que a polpa in natura apresenta pH baixo (4,64). Também nota-se que a hidrólise influenciou na redução do pH em aproximadamente 10%. Essa mesma característica foi

observada por Sandhu e Bhatia (1985) no tratamento enzimático de polpa de goiaba, com redução em 6,10%.

O teor de carotenóides totais tanto para a polpa in natura (30 µg/g) quanto para a polpa tratada enzimaticamente (30µg/g) encontra-se próximo dos valores obtidos por Rodriguez-Amaya (1999) que variam de 19 a 40 µg/g, uma vez que o teor depende do cultivar, do período de maturação, da região de plantio, dentre outros fatores.

O valor do teor de proteínas na polpa in natura (0,48%) encontra-se similar ao da literatura que é de 0,5% (SALUNKHE; KADAM, 1995). A polpa hidrolisada apresentou 0,43% de proteína, não apresentando diferença significativa

Os valores de sólidos solúveis encontrados para as polpas in natura e hidrolisada foram de 10,7 e 11,2^o Brix, respectivamente. Esses resultados se assemelham com os dados de literatura que no fruto podem variar de 8 a 11^o Brix (HONÓRIO; ROCHA, 1988).

Também observou-se maior quantidade de açúcares na polpa hidrolisada do que na in natura. Essa característica pode ter sido influenciada pela hidrólise enzimática uma vez que a enzima realiza a hidrólise completa de pectina e de polissacarídeos ramificados. Esta característica também foi observada por Vaillant et al. (1999) que estudaram microfiltração de suco de maracujá após liquefação enzimática parcial. Os autores identificaram que o tratamento enzimático gerou aumento nas quantidades de glicose, frutose e sacarose do suco in natura para o tratado enzimaticamente, respectivamente de 26g/L para 34g/L, 14 g/L para 19 g/L e 5 g/L para 6 g/L.

De acordo com Uenojo e Pastore (2007) a hidrólise enzimática das paredes celulares aumenta o rendimento de extração de sucos de frutas, diminui o conteúdo de açúcares, de matéria seca solúvel e de ácidos galacturônicos.

Em relação à análise de cor, a polpa de mamão, em ambas amostras, apresentou luminosidade tendendo ao escuro ($L^* < 50$), o que representa a opacidade das amostras. O parâmetro de cor a^* , cujo valor positivo indica tendência a cor vermelha, foi um pouco inferior na polpa hidrolisada. O parâmetro b^* também foi inferior na polpa hidrolisada, indicando tendência a cor amarela com menor intensidade. Esta característica pode ter sido influenciada pela elevação de temperatura durante a hidrólise. Balischi (2002),

observou que mantendo-se os tempos de tratamento e as concentrações da enzima Pectinex Ultra SP-L o aumento de temperatura provoca uma maior redução de cor.

5.2 Características físico-químicas dos produtos obtidos nos processos de membranas

A Tabela 5.2 apresenta os resultados das análises físico-químicas das amostras de alimentação, retentado e permeado obtidas para os experimentos realizados com as membranas de PVDF 500, PVDF 150, PS 100, CEL 100, CEL 30, PES 50, PES 30 e PES 10 para polpa de mamão hidrolisada. Sendo que as comparações apresentadas a seguir se referem à matéria prima tratada enzimaticamente.

Os valores de cinzas variam pouco entre os diferentes experimentos realizados. Para o retentado, esse valor variou de 0,30 a 0,55 g/100g e no permeado variou de 0,30 a 0,49 g/100g. Observando portanto que este componente foi identificando em ambas as frações obtidas. No geral, não houve diferença significativa ($p \leq 0,05$) entre retentado e permeado para cada membrana estudada, e entre alimentação tratada e os retentados obtidos. Mostrando que as cinzas atravessam a membrana, uma vez que em processos de MF e UF componentes de pequena massa molecular conseguem permeá-la.

Tabela 5.2. Composição das amostras de alimentação, permeado e retentado de polpa de mamão (*Carica papaya* L.)

		Cinzas (g/100g)	Sólidos Totais (g/100g)	Umidade (g/100g)	Acidez (mg ác. cítrico/100g)	pH
	Alimentação	0,38 ^{ecd} ± 0,04	11,56 ^{cd} ± 0,03	88,45 ^{ab} ± 0,04	1,79 ^l ± 0,03	4,65 ^a ± 0,00
	Alimentação tratada	0,42 ^{bcd} ± 0,04	12,32 ^{bc} ± 0,03	87,68 ^{bcd} ± 0,03	2,89 ⁱ ± 0,02	4,18 ^b ± 0,03
PVDF 500	Retentado	0,55 ^a ± 0,03	13,77 ^a ± 0,09	86,23 ^e ± 0,09	3,68 ^a ± 0,00	4,00 ^{cde} ± 0,02
	Permeado	0,49 ^{ab} ± 0,00	11,37 ^{cd} ± 0,01	88,62 ^{ab} ± 0,01	3,36 ^{cde} ± 0,08	3,99 ^{cde} ± 0,002
PVDF 150	Retentado	0,37 ^{ed} ± 0,02	13,30 ^{ab} ± 0,28	86,78 ^{de} ± 0,32	3,65 ^{ab} ± 0,33	4,00 ^{cde} ± 0,02
	Permeado	0,31 ^e ± 0,01	11,22 ^{cd} ± 0,03	88,78 ^{ab} ± 0,04	3,36 ^{cde} ± 0,08	3,99 ^{cde} ± 0,02
PS 100	Retentado	0,31 ^e ± 0,01	13,03 ^{ab} ± 0,00	86,97 ^{cde} ± 0,00	3,24 ^{ef} ± 0,00	4,01 ^{cd} ± 0,01
	Permeado	0,37 ^{ed} ± 0,02	11,21 ^{dc} ± 0,04	88,78 ^{ab} ± 0,04	3,11 ^{fg} ± 0,10	4,05 ^c ± 0,02
CEL 100	Retentado	0,46 ^{bc} ± 0,01	13,18 ^{ab} ± 0,07	86,81 ^{de} ± 0,07	3,34 ^{cde} ± 0,02	3,95 ^e ± 0,00
	Permeado	0,43 ^{bcd} ± 0,00	11,24 ^{cd} ± 0,09	88,76 ^{ab} ± 0,09	3,06 ^{gh} ± 0,02	3,99 ^{cde} ± 0,02
PES 50	Retentado	0,44 ^{bcd} ± 0,04	13,67 ^a ± 0,02	86,33 ^e ± 0,02	3,49 ^{bc} ± 0,02	3,98 ^{de} ± 0,02
	Permeado	0,43 ^{bcd} ± 0,06	11,59 ^{cd} ± 0,24	88,41 ^{ab} ± 0,24	3,06 ^{gh} ± 0,02	3,98 ^{de} ± 0,01
PES 30	Retentado	0,49 ^{ab} ± 0,02	11,77 ^{cd} ± 1,04	88,23 ^{abc} ± 1,04	3,48 ^c ± 0,06	4,13 ^b ± 0,03
	Permeado	0,47 ^b ± 0,01	11,25 ^{cd} ± 0,00	88,75 ^{ab} ± 0,00	2,94 ^{hi} ± 0,04	4,01 ^{cde} ± 0,01
CEL 30	Retentado	0,48 ^{ab} ± 0,02	12,36 ^{bc} ± 0,79	87,64 ^{bcd} ± 0,79	3,31 ^{de} ± 0,02	4,00 ^{cde} ± 0,01
	Permeado	0,43 ^{bcd} ± 0,03	11,06 ^d ± 0,02	88,94 ^a ± 0,02	3,34 ^{cde} ± 0,04	4,14 ^b ± 0,04
PES 10	Retentado	0,47 ^{ab} ± 0,01	11,77 ^{cd} ± 1,04	88,23 ^{abc} ± 1,04	3,42 ^{cd} ± 0,11	4,13 ^b ± 0,03
	Permeado	0,44 ^{bcd} ± 0,02	11,59 ^{cd} ± 0,24	88,41 ^{ab} ± 0,24	2,93 ^{hi} ± 0,04	4,01 ^{cde} ± 0,01

Letras diferentes (na mesma coluna) significam diferença estatística, considerando nível de confiabilidade de 95%.

Continuação da Tabela 5.2 Composição das amostras de alimentação, permeado e retentado de polpa de mamão (*Carica papaya* L.)

		Proteínas (g/100g)	Açúcares redutores (g/100g)	Açúcares Totais (g/100g)	Sólidos Solúveis (° Brix)
	Alimentação	0,47 ^{abc} ± 0,04	9,13 ^e ± 0,02	9,63 ^c ± 0,54	10,74 ^g ± 0,00
	Alimentação tratada	0,43 ^{bcd} ± 0,01	9,87 ^a ± 0,14	10,36 ^{bc} ± 0,36	11,27 ^c ± 0,00
PVDF 500	Retentado	0,50 ^{ab} ± 0,08	9,48 ^{bcd} ± 0,10	9,87 ^{bc} ± 0,23	11,50 ^a ± 0,00
	Permeado	0,44 ^{bcd} ± 0,02	9,97 ^a ± 0,25	11,55 ^{ab} ± 1,51	11,20 ^d ± 0,00
PVDF 150	Retentado	0,50 ^{ab} ± 0,09	9,54 ^{abcde} ± 0,13	11,12 ^{bc} ± 1,76	11,50 ^a ± 0,00
	Permeado	0,43 ^{bcd} ± 0,02	9,54 ^{abcde} ± 0,10	10,44 ^{bc} ± 0,30	11,20 ^d ± 0,00
PS 100	Retentado	0,57 ^a ± 0,00	9,39 ^{cde} ± 0,17	10,49 ^{bc} ± 0,26	11,30 ^c ± 0,00
	Permeado	0,44 ^{bcd} ± 0,02	9,34 ^{cde} ± 0,13	10,11 ^{bc} ± 0,11	11,00 ^f ± 0,00
CEL 100	Retentado	0,45 ^{bc} ± 0,05	9,77 ^{abc} ± 0,16	10,02 ^{bc} ± 0,16	11,30 ^c ± 0,00
	Permeado	0,34 ^{def} ± 0,04	9,43 ^{bcd} ± 0,08	9,85 ^{bc} ± 0,26	11,00 ^f ± 0,00
PES 50	Retentado	0,57 ^a ± 0,02	9,52 ^{abcde} ± 0,14	9,78 ^{bc} ± 0,04	11,40 ^b ± 0,00
	Permeado	0,31 ^{ef} ± 0,03	9,44 ^{bcd} ± 0,04	9,98 ^{bc} ± 0,10	11,10 ^e ± 0,00
PES 30	Retentado	0,46 ^{abc} ± 0,00	9,78 ^{abc} ± 0,25	10,81 ^{bc} ± 0,25	11,40 ^b ± 0,00
	Permeado	0,41 ^{bcd} ± 0,03	9,59 ^{abcd} ± 0,13	9,69 ^c ± 0,17	11,10 ^e ± 0,00
CEL 30	Retentado	0,39 ^{cdef} ± 0,01	9,29 ^{de} ± 0,24	12,96 ^a ± 0,30	11,10 ^e ± 0,00
	Permeado	0,29 ^f ± 0,00	9,48 ^{bcd} ± 0,04	7,65 ^d ± 0,01	11,00 ^f ± 0,00
PES 10	Retentado	0,47 ^{abc} ± 0,02	9,64 ^{abcd} ± 0,11	13,07 ^a ± 0,16	11,30 ^c ± 0,00
	Permeado	0,40 ^{bcd} ± 0,02	9,54 ^{abcde} ± 0,16	10,57 ^{bc} ± 0,21	11,07 ^e ± 0,00

Letras diferentes (na mesma coluna) significam diferença estatística, considerando nível de confiabilidade de 95%.

Em relação aos valores de sólidos totais e umidade, observou-se que não existe diferença significativa entre os ensaios. Para as membranas PVDF 500 e PES 50 observou-se diferença significativa ($p \leq 0,05$) entre a alimentação tratada e o retentado, mostrando a possível ocorrência de concentração de sólidos no retentado. Para a membrana CEL 30 observou-se diferença significativa ($p \leq 0,05$) entre alimentação tratada e permeado, que pode ser explicada pelo efeito da camada polarizada que constitui uma barreira adicional ao transporte de espécies químicas.

A alimentação in natura e hidrolisada apresentou concentração de sólidos totais igual a 11,56 e 12,32%, respectivamente. No retentado a presença de sólidos totais variou entre 11,77 e 13,77% e o permeado entre 11,06 e 11,59%.

Em sua maioria, para os valores de pH observou-se que não houve diferença significativa entre os resultados obtidos para as amostras de retentado e de permeado num mesmo ensaio, nem entre os demais. Verificou-se que tanto no permeado quanto no retentado ocorreu uma diminuição do pH em relação à alimentação tanto in natura quanto tratada enzimaticamente. Esta redução no valor de pH também foi verificada por Clareto (2007) nos ensaios do estudo da concentração de licopeno da polpa de goiaba hidrolisada.

Ainda observou-se que em relação à alimentação houve leve aumento da acidez nos permeados e retentados obtidos, no qual o valor para a polpa in natura era de 1,79 e para a polpa hidrolisada 2,89 mg de ácido cítrico/100g. Ao passo que em todos os produtos obtidos os valores de acidez titulável variaram de 2,93 a 3,68 mg de ácido cítrico/100g. E nos experimentos realizados nas membranas PES 30 e PES 10, a acidez no retentado (respectivamente 3,48 e 3,42) foi maior do que no permeado (respectivamente 2,94 e 2,93). Porém não houve diferença significativa do permeados em relação à alimentação tratada (2,89 g ác. cítrico/100g).

Confrontando os resultados para pH e acidez titulável das amostras de retentado e permeado, verificou-se que no processo de microfiltração e ultrafiltração de polpa de mamão hidrolisada ocorreu uma concentração de ácidos não-dissociados, sem alterar a concentração de íons hidrogênio, uma vez que o retentado apresentou maior acidez quando comparado com o permeado. No entanto, o pH foi praticamente igual em ambas

as soluções. Este mesmo comportamento foi encontrado em estudos com suco de tamarindo (WATANABE; USHIKUBO; VIOTTO, 2007) e de pitanga (ONGARATTO, 2009).

Membranas com diferentes materiais e com mesma massa molecular nominal de corte poderão gerar diferentes permeados e retentados. A distribuição dos tamanhos de poros e a natureza química das membranas afetam, de maneira importante, as interações entre a solução e a membrana, bem como a incrustação (CHERYAN, 1998). Esta característica pode explicar as variações da concentração de proteínas obtidas entre permeado e retentado quando comparadas entre as membranas de PS 100 e CEL 100, por exemplo.

De acordo Cheryan (1998) membranas de celulose, em geral, apresentam maior adsorção superficial de proteínas quando comparadas com membranas de PVDF e PES, porém a natureza do material da membrana torna-se menos importante se a polarização da concentração e a deposição de proteínas são significativas. No entanto, essa característica não se aplica à concentração de polpa de mamão hidrolisada, uma vez que não houve diferença significativa nos teores de proteínas quando comparados os resultados obtidos para as membranas de CEL 30 e PES 30.

Em alguns ensaios os teores de açúcares redutores e totais apresentaram diferença significativa ($p \leq 0,05$), reforçando que houve passagem pela membrana devido a baixa massa molecular.

Já a variação do teor de sólidos solúveis apresentou diferença significativa ($p \leq 0,05$) entre a alimentação tratada e a maioria dos retentados. A diferença significativa ($p \leq 0,05$) também foi verificada entre a alimentação tratada e todos os permeados. Esta ocorrência que pode ser justificada pelo efeito da camada polarizada, que como foi citada anteriormente, constitui uma barreira adicional ao transporte de espécies químicas, resultando em uma maior concentração da espécie no retentado.

5.3 Concentração de licopeno

Como todas as amostras utilizadas pertenciam a um mesmo lote, a análise do teor de carotenóides totais, expressos em licopeno, da alimentação foi realizada uma única vez e foi considerado um mesmo valor para todas as corridas.

Os resultados de concentração de licopeno para todas as membranas indicaram que houve retenção de 100% dos carotenóides, sem detecção no permeado.

Ongaratto (2009) que estudou micro e ultrafiltração de suco de pitanga também não detectou, em suas análises, presença licopeno no permeado. Sendo assim, observa-se a relevância em estudar aplicações desse concentrado rico em licopeno em alimentos.

Resultados similares também foram obtidos por Miranda (2005) e Clareto (2007) que estudaram a concentração de licopeno por membranas tubulares cerâmicas em suco de melancia e polpa de goiaba, respectivamente.

A Tabela 5.3 apresenta a quantificação deste carotenóide para cada membrana aplicada. Verifica-se por esta tabela, que houve diferença significativa ($p \leq 0,05$) entre as amostras de alimentação e retentado. A fração retida durante a MF e a UF possui maiores teores do que a da alimentação. Essa característica indica a retenção do licopeno, que possui uma baixa massa molecular, é favorecida pela ligação com outras moléculas maiores presentes na polpa, como proteína, pectina e lipídio. As redes formadas ficam no retentado, o que torna o processo de filtração por membranas interessante para a concentração de licopeno (YU; CHIANG; HWANG, 1986; GIRARD; FUKUMOTO, 2000).

É importante ressaltar que de acordo com Matioli & Rodriguez-Amaya (2003) o licopeno é susceptível à isomerização e oxidação durante o processamento e estocagem, devido ao elevado número de duplas ligações conjugadas.

Tabela 5.3. Quantificação de licopeno para as membranas estudadas

		Carotenóides expressos em licopeno ($\mu\text{g/g}$)
Alimentação		30,53 ^e
Alimentação tratada		30,87 ^e
PVDF 500	Retentado	41,23 ^{ab}
	Permeado	0,00
PVDF 150	Retentado	38,71 ^d
	Permeado	0,00
PS 100	Retentado	43,91 ^c
	Permeado	0,00
CEL 100	Retentado	45,09 ^{bc}
	Permeado	0,00
PES 50	Retentado	49,99 ^a
	Permeado	0,00
PES 30	Retentado	42,36 ^c
	Permeado	0,00
CEL 30	Retentado	47,42 ^{ab}
	Permeado	0,00
PES 10	Retentado	49,34 ^a
	Permeado	0,00

O teor de carotenóides totais, expressos em licopeno, apresentou ligeira variação entre as demais amostras de retentado. O que provavelmente explica essa variação é a presença dos carotenóides retidos pelas membranas, na camada polarizada formada durante a MF e/ou UF.

Os resultados obtidos na concentração indicam uma diferença no balanço de massa do licopeno, que varia de 18 a 36%. Considerando que a concentração de licopeno nos processos foi de 100%, é esperado o dobro de licopeno no retentado. Como a quantificação de carotenóides no permeado foi zero e o valor encontrado no retentado não foi o dobro da alimentação, o balanço de massa não fecha. Assim, o licopeno que não completa o balanço está retido na camada polarizada.

5.4 Produtos obtidos nos processo de microfiltração e ultrafiltração

A matéria-prima usada como alimentação nos processo de microfiltração e ultrafiltração da polpa de mamão e os produtos obtidos (retentado e permeado) ao atingir fator de concentração (FC) = 2 estão apresentados na Figura 5.1. O retentado apresentou-se opaco e de cor vermelha mais intensa que o produto inicial. Já o permeado límpido possui coloração amarelada.



Figura 5.1. Polpa de mamão, retentado e permeado

Os parâmetros de cor das amostras estão apresentados na Tabela 5.4. A mesma tendência de comportamento das cores foi observada em todos os ensaios. O retentado, apesar de apresentar valores diferentes, apresentou luminosidade, ao redor de 27, numa escala de 0 a 100, representando, respectivamente, o preto e o branco. Ocorreu um pequeno aumento da luminosidade do retido em relação à alimentação. O parâmetro a^* para o retentado, que, para valores positivos representa a cor vermelha foi de cerca de

15. O maior valor para este parâmetro (19,23) foi observado para a membrana de PES 50 kDa. As taxas de aumento da cor vermelha observadas nesse trabalho se assemelham com as taxas observadas por Miranda (2005) que estudou a concentração de licopeno a partir de suco de melancia por ultrafiltração, também utilizando $FC = 2$. O parâmetro b^* , em que valores positivos indicam tendência a cor amarela, foi maior nos retentados, quando comparados ao da alimentação, no qual verificou-se um aumento percentual que variou de 15,3 a 43,2%.

O permeado apresentou uma luminosidade intensa, com L^* , em torno de 97 e cor amarela, indicada pelos valores positivos do parâmetro b^* . Além do aumento da luminosidade e da cor amarela, uma vez que os valores de b^* são positivos, observou-se a ausência da cor vermelha no permeado. Os valores negativos, no parâmetro a^* , indicam a presença da cor verde em todas as amostras de permeado analisadas.

Tabela 5.4. Parâmetros de cor da alimentação, retentado e permeado

		L^*	a^*	b^*
Alimentação		22,52	11,13	23,35
Alimentação Tratada		24,46	9,69	19,9
PVDF 500 kDa	Retentado	25,51	15,11	28,28
	Permeado	97,63	-0,18	0,27
PVDF 150 kDa	Retentado	27,51	14,93	27,84
	Permeado	95,84	-0,35	0,5
PS 100 kDa	Retentado	26,1	15,18	30,34
	Permeado	97,9	-0,18	0,41
CEL 100 kDa	Retentado	27,87	15,48	28,27
	Permeado	97,06	-0,41	0,62
PES 50 kDa	Retentado	28,46	19,23	33,43
	Permeado	95,41	-0,66	0,22
PES 30 kDa	Retentado	29,28	14,23	26,92
	Permeado	96,14	-0,18	0,63
CEL 30 kDa	Retentado	26,16	13,53	28,38
	Permeado	93,46	-0,51	0,15
PES 10 kDa	Retentado	28,26	16,79	31,89
	Permeado	94,35	-0,57	0,63

Onde L^* indica luminosidade; a^* é a coordenada relativa às cores vermelho (+) e verde (-) e b^* é a coordenada relativa às cores amarelo (+) e azul (-)

Ushikubo (2006) e Clareto (2007) que estudaram microfiltração de polpa de goiaba e de polpa diluída de umbu, respectivamente, também observaram um aumento da luminosidade do permeado.

Pode-se observar que os processos de MF e UF aplicados à polpa de polpa de mamão possibilitaram a obtenção de um clarificado da fruta, apresentando transparência e homogeneidade, já que houve remoção completa dos sólidos suspensos. A clarificação de sucos e bebidas utilizando tecnologia de membranas tem contribuído com a variedade de novos produtos baseados em sucos de frutas clarificados, tais como bebidas suaves, águas aromatizadas, bebidas alcoólicas e chás gelados com suco clarificado (VAILLANT et al., 1999).

5.5 Fluxo de permeado

As curvas de permeação apresentam a queda do fluxo de permeado em função do tempo, durante a etapa de concentração, até $FC = 2$, e estão mostradas nas Figuras de 5.2 a 5.8.

O comportamento da queda de fluxo de permeado repetiu-se de forma bem semelhante na maioria dos experimentos realizados, e apresentou-se similar às curvas típicas de fluxo de permeado, conforme modelo descrito por Marshall & Daufin (1995) que é composta por três fases distintas: formação da camada polarizada, incrustação ou “*fouling*” e consolidação da incrustação.

Jiratananon et al. (1997) afirma que moléculas celulósicas presentes na maioria das frutas são longas e rígidas e tem uma tendência de formar agregados com outras macromoléculas via pontes de hidrogênio.

De acordo com Kuberkar et al. (2000), a presença de partículas grandes causam a formação de uma camada que serve como uma segunda membrana que age como um filtro e retém muitas das pequenas partículas antes que elas alcancem a superfície da membrana, porém algumas chegam à superfície da membrana, causando uma resistência extra à permeação.

A Figura 5.2 apresenta as curvas de permeação, à 50°C e 2 bar de pressão, para polpa de mamão hidrolisada em membranas de PVDF 500 e PVDF 150 kDa. Pode-se observar que ambas as condições geraram curvas típicas de permeação, porém o experimento realizado com a membrana de menor diâmetro de poro apresentou maior fluxo. Sendo que o primeiro experimento resultou em fluxo final de 10,8 kg.m⁻².h⁻¹ e o segundo 14,4 kg.m⁻².h⁻¹, a FC = 2.

As curvas apresentaram-se como típicas de queda de fluxo em relação ao tempo, segundo Marshall & Daufin (1995), isto é, logo após o início dos experimentos ocorreu um declínio abrupto devido à polarização da concentração na superfície da membrana, em seguida o declínio se tornou mais suave, etapa essa onde ocorreu à formação da incrustação na membrana e no interior dos poros da membrana e finalmente a tendência de estabilização, com queda suave do fluxo de permeado até o término da corrida.

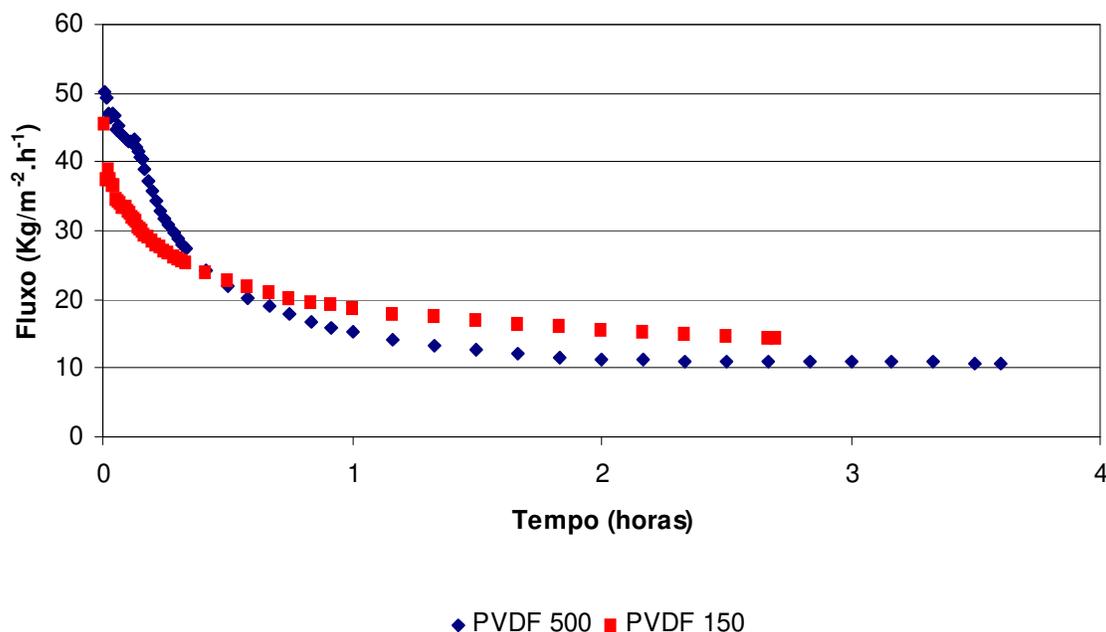


Figura 5.2. Curva de fluxo de permeado em função do tempo em membrana de PVDF 500 kDa e 150 kDa, pressão de 2 bar.

A membrana PVDF 500 apresentou maior fluxo inicial se comparado com a PVDF 150 kDa. No entanto com uma redução de fluxo relevante nos primeiros 30 minutos. De

acordo com Cheryan (1998), é um comportamento especialmente acentuado no processo de microfiltração. O bloqueio físico dos poros é que pode causar o declínio acentuado do fluxo de permeado no início do processo.

O maior fluxo de permeado na membrana de 150 kDa a $FC = 2$ em relação a de 500 kDa pode estar relacionado com o fato de que esta membrana apresenta diâmetros de poro menor do que a de 500 kDa, e conseqüentemente teria menor bloqueio de seus poros, uma vez que as moléculas da solução seriam maiores que o respectivo diâmetro de poro e não seriam capazes de penetrar nos mesmos. Além disso as macromoléculas formariam uma camada polarizada com maior porosidade, facilitando a passagem de permeado.

A comparação de diâmetro de poros de membranas foi estudada por Chamchong e Noomhorm (1991) e por Fukumoto et. al. (1998) que observaram também que o fluxo de permeado de algumas membranas de UF e MF com menor diâmetro de poro que outras de MF apresentam melhor fluxo de permeado. Isto pode ser justificado pela maior suscetibilidade das membranas de maior diâmetro de poro ao entupimento, fato este que influencia no comportamento de fluxo, como pode ser observado comparando-se as curvas na Figura 5.2.

As Figuras 5.3 e 5.4 apresentam as curvas de permeação dos experimentos realizados em membrana de PS 100 kDa e CEL 100 kDa, respectivamente, nas pressões de 0,5, 1,5 e 2 bar.

Observa-se que mesmo apresentando igual massa molecular de corte, os fluxos de permeados mostraram-se ligeiramente diferentes, sendo maior para as membranas de PS 100 kDa, tanto nos fluxos iniciais quanto nos fluxos finais.

As membranas de microfiltração apresentam poros com tamanho tal que muitas vezes, algumas moléculas ou partículas permeiam através dos poros da interface da membrana-alimentação, mas ficam retidas no interior dos poros, causando o fenômeno, muitas vezes irreversível, conhecido como entupimento ou bloqueio dos poros. Neste caso, a porosidade da membrana diminui irreversivelmente, resultando numa queda maior de fluxo. Este fenômeno não ocorre da mesma maneira na membrana de ultrafiltração, pois sua distribuição superficial de tamanho de poros não permite que as moléculas ou

partículas entrem na sua estrutura. O fenômeno do bloqueio é minimizado, embora a polarização da concentração devido ao acúmulo na superfície seja maior. Este acúmulo, entretanto, é reversível e pode ser minimizado, se as condições de escoamento forem favorecidas sobre a superfície da membrana. (MAGALHÃES et al., 2005).

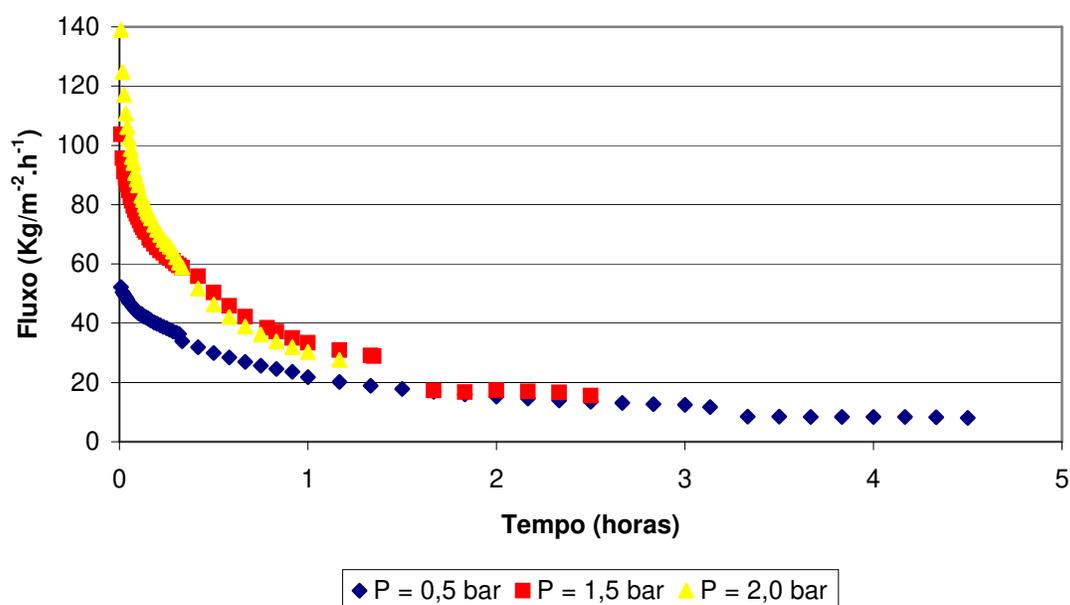


Figura 5.3 Curva de fluxo de permeado em função do tempo em membranas de PS 100 e pressões de 0,5, 1,5 e 2 bar.

As curvas de permeação dos experimentos realizados em membranas de CEL 100 kDa estão apresentados na Figura 5.4. É possível observar nas três condições estudadas que as curvas mostraram-se semelhantes e com o aumento da pressão transmembrana obteve-se significativo aumento de fluxo. Para as pressões de 0,5 , 1,5 e 2 bar alcançou-se fluxos de 7,9 Kg.m⁻².h⁻¹ , 11,9 Kg.m⁻².h⁻¹ e 15,8 Kg.m⁻².h⁻¹ respectivamente. Observa-se que o aumento da pressão de 0,5 para 1,5 bar quase dobrou do valor do fluxo de permeado.

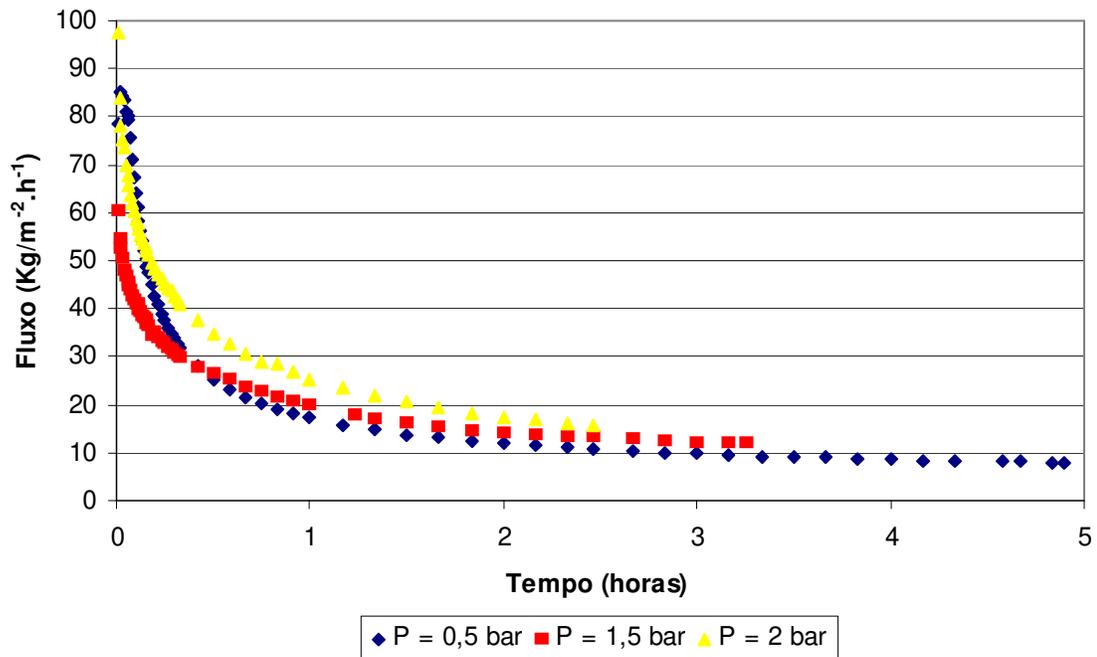


Figura 5.4 Curva de fluxo de permeado em função do tempo em membranas de CEL 100 KDa e pressões de 0,5 , 1,5 e 2 bar.

A presença de solutos, em geral de baixa massa molecular (tais como os açúcares e sais), cujo tamanho molecular é menor do que o menor poro na membrana serão livremente permeáveis e a sua presença na alimentação normalmente não afetarão a permeabilidade das grandes moléculas, como proteínas por exemplo, a menos que interaja com as grandes moléculas provocando alterações moleculares (CHERYAN, 1998).

Venturini Filho, Dornier e Belleville (2003) estudaram a microfiltração tangencial na produção de suco de laranja e também observaram o decréscimo abrupto nos quarenta minutos iniciais do processo, e posterior a este período o fluxo se manteve relativamente estável.

Comparando as membranas de Celulose e Polisulfona de 100 kDa, observa-se para ambas uma tendência de aumento do fluxo de permeado com o aumento da pressão de operação. Todavia, na membrana de Polisulfona alcançou-se melhores fluxos de permeado. Essa diferença de fluxos entre membranas de mesma massa molecular pode

acontecer devido ao aumento da concentração de espécies na superfície da membrana (camada polarizada) porque a interação soluto-material da membrana é diferente, aumentando a resistência ao transporte de solvente e ocasionando fluxo menor.

Na Figura 5.5 podemos observar bons fluxos obtido em membrana PES 50 kDa, com valores, a FC = 2, de $8,06 \text{ kg.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$, $15,56 \text{ kg.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$ e $34,52 \text{ kg.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$ para as pressões de 2, 4 e 6 bar respectivamente.

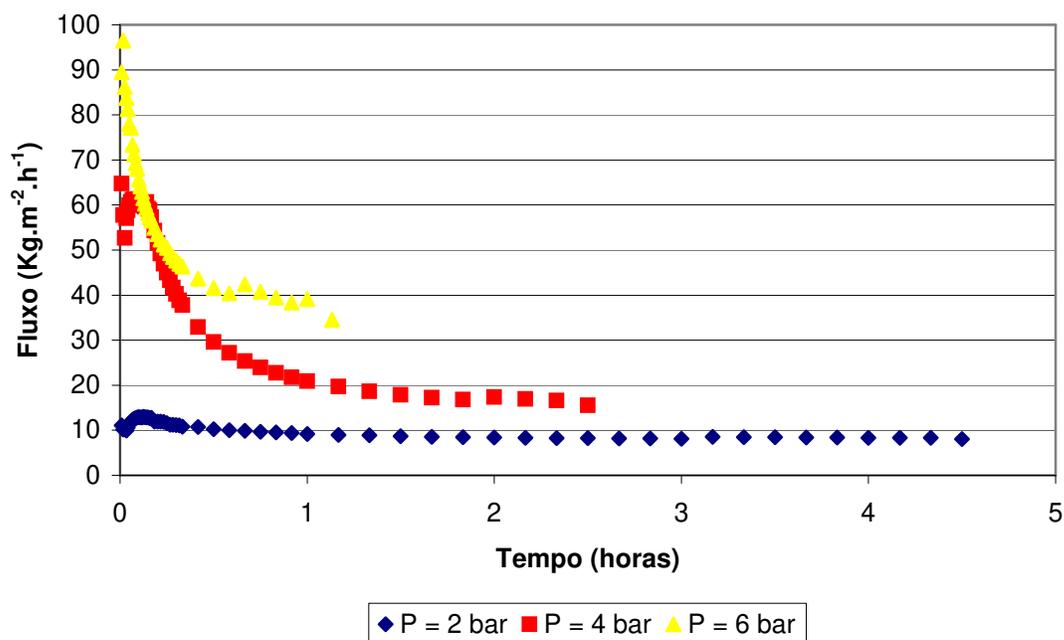


Figura 5.5 Curva de fluxo de permeado em função do tempo em membranas de PES 50 kDa e pressões de 2, 4 e 6 bar.

Magalhães et al. (2005) estudou a conservação de água de coco verde através da MF e UF utilizando membranas de polisulfona com tamanho de poro de $0,1 \mu\text{m}$ para o processo de microfiltração e membranas com massa molecular de 100, 50 e 20 kDa para a ultrafiltração. Os autores observaram em todos os casos a ocorrência do clássico fenômeno de incrustação (*fouling*), evidenciado pela queda do fluxo permeado ao longo do processo. A concentração de solutos na superfície da membrana, o entupimento de poros e também a adsorção de moléculas no material da membrana são fatores que os autores identificaram como contribuidores para o aumento da resistência à transferência

de massa através da membrana. Estes fatores também podem explicar o declínio do fluxo permeado de polpa de mamão estudados nos experimentos com pressões de 2, 4 e 6 bar, utilizando a membrana PES 50 kDa, conforme Figura 5.5.

O comportamento de fluxo observado nos ensaios a 4 e 6 bar, é provavelmente devido ao entupimento dos poros da membrana, causado por alguns solutos menores da solução de alimentação, como açúcares, sais e proteínas, que podem fixar-se ao poro da membrana sem necessariamente atravessá-la, e que causam um declínio acentuado do fluxo nos primeiros minutos de processo, como já foi discutido anteriormente.

Ainda, pode-se observar que a condição de 2 bar apresentou-se praticamente estável durante todo processo. Este comportamento pode ser explicado pois a pressão utilizada no experimento se distanciou da pressão de UF, geralmente superior a 3 bar.

As curvas de permeação apresentadas nas Figuras 5.6 e 5.7 são experimentos que apresentaram as mesmas condições de processo e massa molecular de corte de 30 kDa em polietersulfona (PES) e Celulose (CEL). E, ainda que apresentem mesma massa molecular de corte, verificou-se que há diferenças entre os processos.

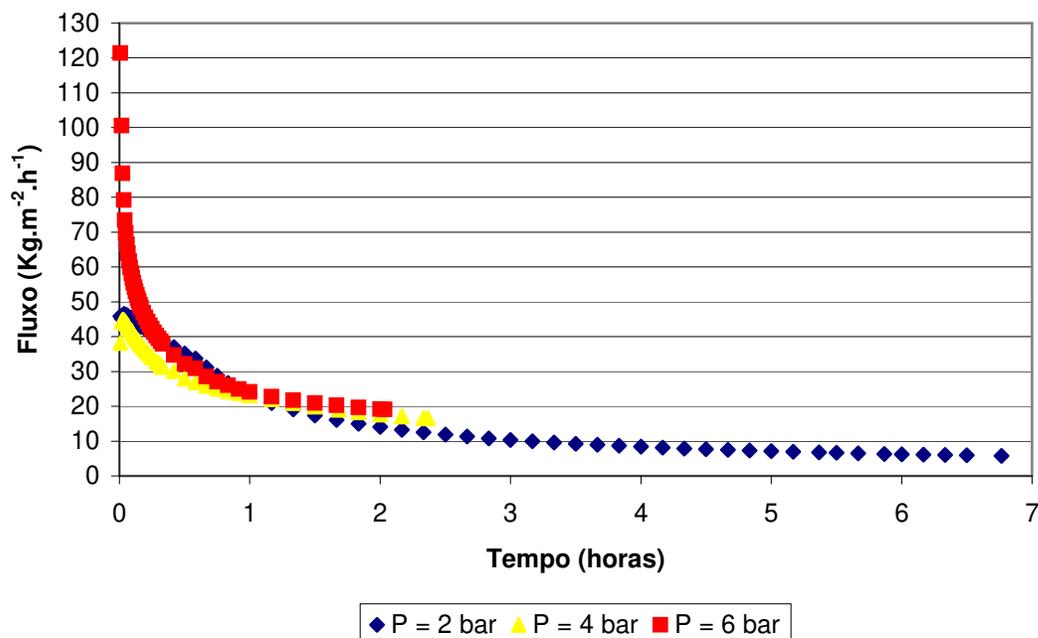


Figura 5.6 Curva de fluxo de permeado em função do tempo em membrana de PES 30 kDa e pressões de 2, 4 e 6 bar.

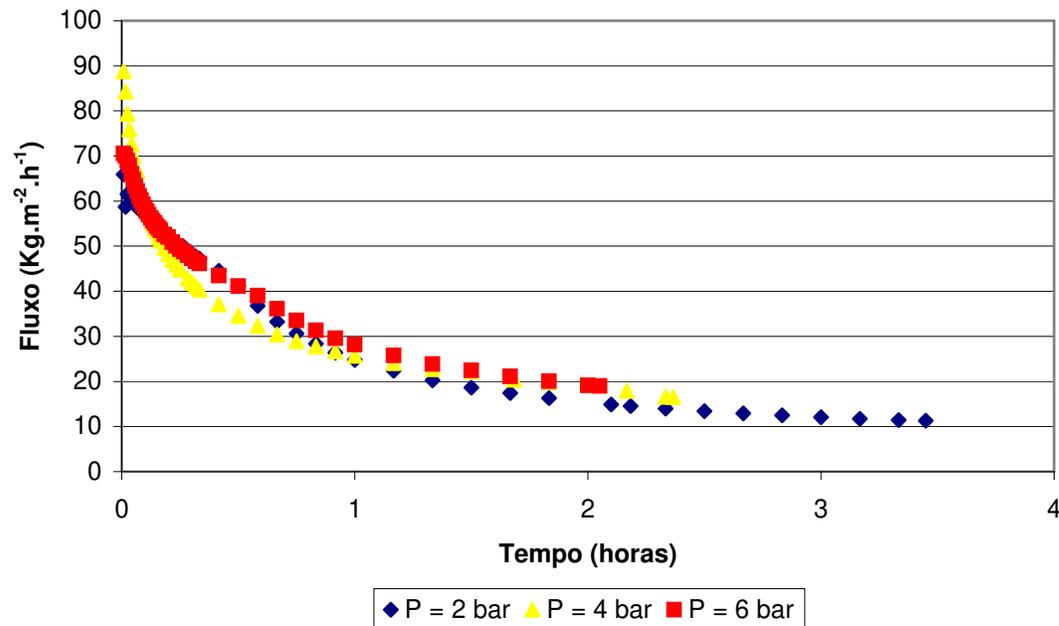


Figura 5.7 Curva de fluxo de permeado em função do tempo em membrana de CEL 30 kDa e pressões de 2, 4 e 6 bar.

Rodrigues et al. (2003) estudou a ultrafiltração do suco de banana hidrolisado com membranas de PES de massa molecular de corte 30 kDa objetivando clarificação e redução da atividade da enzima polifenoloxidase. Para estes autores a redução de fluxo decorreu do acúmulo de componentes do suco próximos à superfície da membrana e conseqüente incrustação.

Em ambas membranas os fluxos de permeado, nas pressões de 4 e 6 bar, apresentaram fluxos finais semelhantes. Já nos experimentos realizados na condição de 2 bar obteve-se resultados bem diferentes. Enquanto na CEL 30 kDa o fluxo foi de 11,27 kg.m⁻².h⁻¹, na PES 30 kDa foi de 5,73 kg.m⁻².h⁻¹. Nessas situações também foi possível verificar que o aumento da pressão transmembrana influenciou de maneira positiva o aumento do fluxo.

Já os ensaios realizados em membranas de PES 10 kDa (Figura 5.8) não apresentaram resultados satisfatórios, sendo que o FC = 2 somente foi alcançado na condição de 2 bar, porém fluxo permeado estabilizado foi baixo atingindo 4,29 kg.m⁻².h⁻¹.

Este resultado pode ser explicado devido ao fato da massa molecular de corte da membrana utilizada ser menor do que o das outras utilizadas nos ensaios anteriores e o entupimento dos poros já no início do experimento tenha ocasionado o declínio do fluxo. Contudo, é importante ressaltar que nestes experimentos também houve as três fases já discutidas anteriormente, porém a incrustação foi mais severa.

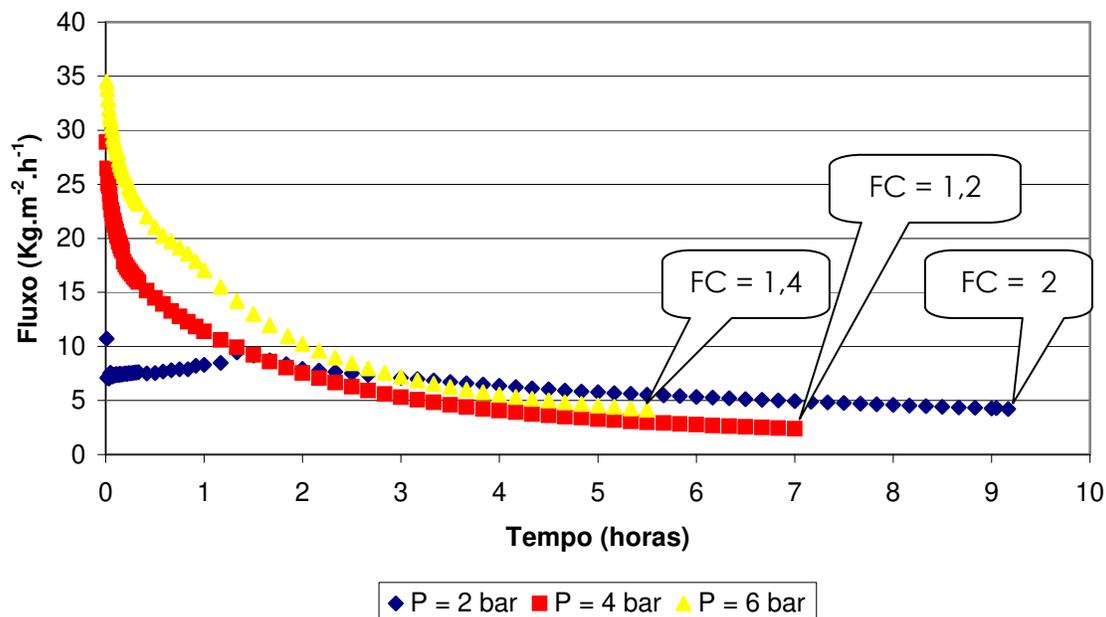


Figura 5.8 Curva de fluxo de permeado em função do tempo em membrana de PES 10 KDa e pressões de 2, 4 e 6 bar.

Os ensaios realizados a 4 e 6 bar apresentaram fluxos iniciais relativamente altos, porém, após o decréscimo característico nos processos de membranas, provavelmente ocorreu acúmulo de componentes da polpa de mamão na superfície da membrana que podem ter sido compactados com o aumento da pressão transmembrana. Ainda, nestes ensaios o fator de concentração alcançado foi de $FC = 1,2$ e $FC = 1,4$, e os fluxos médios finais foram de $2,4 \text{ kg.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$ e $4,2 \text{ kg.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$, respectivamente.

Isso porque as pressões mais altas, que é o caso da UF, pode ocorrer um aumento da concentração de espécies retidas próximas à superfície da membrana, fenômeno denominado camada polarizada, que provoca queda no fluxo de permeado. Assim o

aumento da pressão de operação, a partir de certo valor, faz com que a resistência ao transporte do solvente também aumente e o fluxo, conseqüentemente, permaneça praticamente inalterado (HABERT et al., 2006)

5.6 Ajuste ao modelo matemático baseado na Teoria da Renovação de Superfície

Incrustação de membranas é fator chave que afeta a viabilidade comercial do processo, do qual depende o fluxo de permeado e sua estabilidade com o tempo. Incrustações de sucos de frutas são representadas principalmente por polissacarídeos da parede celular, tais como pectinas, celulosas, hemicelulosas e ligninas (CASSANO, 2006).

Os dados das curvas de fluxo de permeado foram ajustadas conforme modelo matemático baseado na teoria da renovação de superfície (Equação 1). Na Tabela 5.5 são apresentados os valores de fluxo inicial (J_0) e final (J_F) utilizados para o ajuste, a taxa de declínio de fluxo (λ) e o coeficiente de determinação (R^2) para todos os ensaios estudados. Já os gráficos que apresentam os dados experimentais e as curvas ajustadas referentes ao modelo de renovação de superfície em que o comportamento do fluxo é variável com o tempo, estão disponíveis no Apêndice B.

Tabela 5.5. Parâmetros obtidos para o modelo de renovação de superfície

Membrana	Pressão (bar)	J_0	J_F	$\lambda(\text{h}^{-1})$	R^2
PVDF 500	2	40,43	10,79	1,9224	0,9767
PVDF 150	2	37,40	14,39	2,1014	0,9832
CEL 100	0.5	84,47	7,93	3,3255	0,9673
	1.5	50,27	11,96	2,2001	0,9722
	2	75,09	15,75	2,5837	0,9694
PS 100	0.5	49,52	8,07	1,0057	0,9694
	1.5	88,89	15,57	1,6076	0,9869
	2	110,68	20,98	2,6830	0,9895
PES 50	2	10,25	8,07	0,3711	0,3115
	4	57,03	15,56	1,4397	0,8768
	6	83,77	34,52	4,3503	0,9616
CEL 30	2	60,87	11,23	1,1356	0,9928
	4	75,84	16,52	2,7425	0,9686
	6	67,84	18,95	1,7857	0,9907
PES 30	2	46,49	10,81	0,9779	0,9715
	4	44,74	16,52	1,6633	0,9920
	6	79,17	19,11	3,8802	0,9671
PES 10	2	7,05	4,29	0,1213	0,5800
	4	24,82	2,39	1,0719	0,9447
	6	31,98	4,16	0,8674	0,9830

Como no início dos ensaios há variações nas condições operacionais e o sistema ainda está passando por ajuste às condições previamente definidas do processo, os primeiros pontos podem ser valores de fluxo nas condições um pouco diferente daquelas desejadas. Assim, os três primeiros pontos das curvas de fluxos, correspondentes a 90 segundos, de cada ensaio foram desconsiderados no ajuste ao modelo matemático, obtendo, dessa forma, resultados mais homogêneos nas condições experimentais definidas.

Considerando os resultados obtidos pode-se verificar que de maneira genérica o modelo da teoria de renovação de superfície se ajustou bem aos dados experimentais, uma vez que os coeficientes de determinação (R^2) encontrados foram, em sua maioria, maiores que 0,90.

O valor de λ está associado à taxa de declínio de fluxo, ou seja, quanto mais acentuada a queda de fluxo nos primeiros minutos do experimento (estágio I da curva descrita por Marshall e Daufin (1995) maiores valores de λ devem ser esperados.

Analisando os dados da Tabela 5.5 observa-se que para a maioria dos experimentos em que se tem alto fluxo de permeado inicial, a taxa de declínio também é alta, mostrando a ocorrência de uma queda acentuada do fluxo de permeado no início do processo.

Watanabe et al. (2006) aplicaram o modelo baseado na teoria da renovação da superfície no estudo de processo de microfiltração de suco de tamarindo aplicando membrana de polipropileno de 0,2 mm considerando o fluxo de permeado como uma função do tempo e encontraram taxas de declínio do fluxo entre 1,48 e 4,13 h⁻¹ e R² entre 0,95 e 0,99.

O menor valor de taxa de declínio de fluxo (λ) foi encontrado no experimento realizado com material de membrana PES 10 kDa e pressão de operação de 2 bar, mostrando uma tendência de maior estabilidade no valor do fluxo pelo tempo quando comparado aos demais experimentos, e ainda indicando que o fluxo atinge um valor constante mais rapidamente, como pode ser observado pela com as curvas apresentadas (Figuras 5.2 a 5.8).

Alguns ensaios não se ajustaram muito bem, ou mesmo não se ajustaram à este modelo matemático proposto, como foram os casos das condições de PES 50 e 10 KDa, ambos à pressão de 2 bar. Isto se deve ao fato da pressão utilizada se distanciar do valor da pressão geralmente aplicada em processos de UF.

5.7 Experimento realizado na unidade piloto

O experimento realizado na unidade piloto utilizou membrana de polisulfona (PS), massa molecular de corte de 100 kDa, 50 °C, pressão transmembrana de 2 bar. Essa condição foi a melhor obtida dentre os experimentos realizados em escala laboratorial, apresentando melhor fluxo de permeado e em condições viáveis de serem conduzidas na unidade piloto do laboratório.

Neste experimento a alimentação foi de 12,1 kg e a área de permeação da membrana foi 0,017 m², fator de concentração (FC) foi igual a 2 e pressão transmembrana (P_T) de 2 bar. Obteve-se vazão média 0,9 m³/h e velocidade tangencial de 3,6 m/s.

O fluxo inicial do processo foi de 269,5 kg.m⁻².h⁻¹ e ao longo do experimento observou-se um aumento do fluxo permeado, alcançando um fluxo final de aproximadamente 350 kg.m⁻².h⁻¹. A Figura 5.10 apresenta a curva de permeação em função do tempo para este ensaio.

Este apresentou comportamento diferente dos demais experimentos estudados, no qual observou-se que houve um aumento do fluxo de permeado com o tempo, diferindo da maioria dos processos de membranas nos quais apresentam um decaimento do fluxo com o tempo de operação. Este fenômeno de aumento do fluxo de permeado com tempo, é denominado de “fluxo paradoxal”.

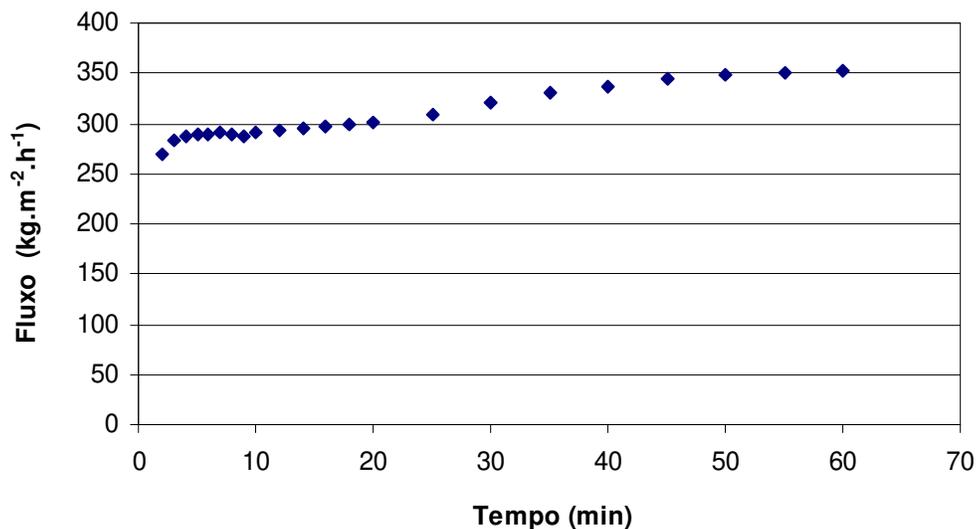


Figura 5.9 Curva de fluxo de permeado em função do tempo em membrana de PS 100 kDa e pressão de 2 bar

O que ocorre nesta situação é que a alimentação apresenta em sua composição vários compostos diferentes, e alguns deles apresentam ampla distribuição de tamanhos de partículas. Assim, inicialmente ocorre a deposição de partículas menores que causam

entupimento dos poros na membrana e que ao longo do processo são arrastadas pela solução de permeado atravessando a membrana e saindo pelo permeado. Posteriormente ocorre a prevalência de partículas maiores na camada polarizada que acabam por favorecer o fluxo de permeado. A deposição formada sobre a área da membrana é bem porosa, já que as partículas são maiores, e conseqüentemente ocasiona o aumento do fluxo (GREEN; BELFORT, 1980).

Este fenômeno também foi observado por Vaillant et al., (1999) que estudou a microfiltração tangencial de suco de maracujá após liquefação enzimática parcial. Os autores notaram que houve uma queda no fluxo nos primeiros minutos de processo, provavelmente devido à formação da camada gel, porém em seguida ocorreu aumento de fluxo.

É importante ressaltar que a teoria do fluxo paradoxal sinaliza que há uma mudança na composição e no arranjo da interface alimentação-membrana. Sendo assim, mudanças na estrutura conseqüentemente geram alterações no fluxo de permeado

Para a modelagem matemática do experimento realizado na unidade piloto utilizou-se a teoria da renovação de superfície em que o fator de concentração é variável com o tempo (Equação 2).

Observou-se que os dados experimentais se ajustaram bem a este modelo. O R^2 encontrado nesta modelagem foi igual a 0,9792 (Apêndice C).

O ensaio realizado na unidade piloto a 50 °C, 2 bar e 3,6 m/s apresentou resultados de fluxo bem mais elevados em relação às condições da UL, temperatura de 50 °C, sob 2 bar e 300 rpm. O fluxo foi aumentado em 17,5 vezes.

5.8 Identificação de compostos voláteis no permeado

Uma vez que o retentado apresenta-se como o produto mais importante deste estudo, pode-se considerar a solução de permeado obtido no processo de MF e UF como um material de menor importância.

Os processos de membranas possibilitam a permeação de compostos voláteis e estes podem ter ampla aplicação comercial. Sendo assim, realizou-se a identificação dos compostos voláteis presentes no permeado obtido na unidade piloto, no qual utilizou-se membrana de 100 kDa e pressão de 2 bar.

O permeado obtido, tem odor característico de mamão e o seu sabor apresentou várias características como levemente adocicado, cozido e ligeiramente amargo. Esta combinação resultou em um sabor desagradável e de difícil consumo.

Os resultados da identificação da fração volátil do permeado de mamão, obtidos por HS-SPME e GC/MS, podem ser visualizados na Tabela 5.6. Através de tentativa, foram identificados 13 compostos voláteis, por comparação entre os espectros de massa das amostras com os dados da biblioteca do NIST 98 (*software*), baseado no critério de similaridade de pelo menos 85%.

Tabela 5.6. Compostos voláteis identificados no permeado de mamão por HS-SPME e GC/MS

Nº	T. R.	Composto	Descrição do Odor *
1	2.083	1-Hidroxi 2-propanona	Doce, Caramelo
2	2.367	Ácido Acético	Vinagre, Azedo, Pungente
3	2.467	Acetato de Etila	Caramelo, Doce, Com sabor de frutas, Ácido, Amanteigado, Pungente, Laranja
4	3.542	Butanoato de metila	Com sabor de frutas, Doce, Verde
5	3.733	3-Metil 1-Butanol	Pungente, Balsâmico, Álcool, Frutal, Malty, Cebola, Queijo, Queimado, Cheese, Áspero, Amargo
6	4.892	Ácido butanóico	Com sabor de frutas, Banana, Morango, Doce, Chiclete, Abacaxi, Acetona, Caramelo
7	4.975	Hexanal	Verde, sabor de fruta, sebosa, folha, herbal
8	7.960	Heptanal	Frutas cítricas, verde, gorduroso, peixe seco, pesticida, defumado, rançoso, cheiro de fruta
9	11.325	6-Metil 5-hepten -2-ona	Cogumelo, terroso, amadeirado, vinil, borracha, groselha, fruta cozida
10	11.971	Octanal	Limão, carne cozida, rançoso, sabão, citrus, verde, floral, frutal, laranja
11	12.942	Limoneno	Alçaçuz, verde, citrus, Derivado de éter, fruta
12	14.933	Linalol	Uva, muito doce, Doce, Verde, Floral, Limão, Salsa, Lavanda Fruity
13	30.067	β -Cariofileno	Mofo, verde, Doce, Terpenado, Amadeirado, Apimentado, Frutal

*Descrição odorífica reportada por Bauer, Garbe e Surburg (2001).

Foram identificados, na fração volátil do permeado de mamão, compostos pertencentes às seguintes classes químicas: ácidos (acético e butanóico), alcoóis (3-metil 1-butanol), aldeídos (hexanal, heptanal, octanal), cetonas (1-Hidroxi 2-propanona e 6-metil-5-hepten-2-ona), ésteres (acetato de etila, butanoato de metila) e terpenos (limoneno, linalol e β -cariofileno).

Segundo Franco (2003) estudos detalhados sobre componentes voláteis do mamão verificaram que a composição e a quantidade de compostos variam de acordo com o cultivar, práticas agrônômicas e o local de cultivo. Alguns dos compostos identificados no permeado, como 3-metil-1-butanol e butanoato de metila, já foram encontrados em frutos de mamão das variedades Solo e Sirilanka, respectivamente.

Almora et. al. (2003) estudou os componentes voláteis em diferentes estágios de maturação de mamão (*Carica papaya* L.) e também identificaram a presença de butanol, 3-metil-1-butanol e linalol.

Dentre os compostos identificados, destaca-se a presença do monoterpene linalol, este composto já foi identificado em diversas variedades de mamão tais como Sirilanka, Solo e Formosa. Sua importância para o aroma é importante, pois possui baixíssimo limiar de percepção de odor (6 ppb) e por este motivo é de grande interesse comercial na área de aromas. Além disso, o linalol possui ampla aplicação em várias áreas, como por exemplo na medicina onde é utilizado como sedativo; ou em microbiologia como bactericida e fungicida (SILVA, 2003). Este monoterpene também é empregado largamente como composto de partida para várias sínteses importantes, como a do acetato de linalila, composto importante para a fragrância do óleo essencial de lavanda.

Ainda é importante destacar que, compostos não identificados no permeado, mas descritos como responsáveis pelo aroma de mamão, como por exemplo, o benzoato de metila, butanoato de metila e oxido de linalol, podem ter sido retidos pela membrana ou perdidos durante o processamento. E embora não tenha sido realizada uma análise quantitativa dos componentes voláteis presentes no permeado, a simples identificação destes sugere a possibilidade de aproveitamento industrial deste sub produto.

6. CONCLUSÕES

Os processos de MF e UF para todas as membranas e quaisquer pressões resultaram em retenção de 100% de licopeno.

O pH dos produtos obtidos, permeado e retentado, reduziu em relação à alimentação hidrolisada e houve leve aumento da acidez. Em alguns ensaios os teores de açúcares redutores e totais apresentaram diferença significativa ($p \leq 0,05$) indicando passagem dos mesmos pela membrana e pela camada polarizada.

Os processos de MF e UF de polpa de mamão geraram um permeado transparente amarelado e de aroma levemente adocicado e sabor desagradável.

A maioria das curvas de fluxo permeado obtidas nos processos de MF e UF em escala laboratorial apresentou curvas típicas de permeação, e que na maior parte dos experimentos, o aumento da pressão transmembrana ocasionou aumento do fluxo permeado.

O processo de ultrafiltração da polpa de mamão hidrolisada obtido na membrana de PES 50 kDa e 6 bar pressão, utilizando a unidade laboratório (UL), apresentou o maior fluxo de permeado estabilizado ($34,5 \text{ kg.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$).

A membrana de PS 100 apresentou fluxo de $20,9 \text{ kg.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$, a $50 \text{ }^\circ\text{C}$, 300 rpm e 2 bar, em unidade laboratorial (UL) e na unidade piloto (UP), $50 \text{ }^\circ\text{C}$, 3,6 m/s e 2 bar, um fluxo de $350 \text{ kg.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$, cerca de 17 vezes maior, indicando ótimo resultado para possível aplicação industrial.

A maior parte das corridas em UL tiveram um bom ajuste dos dados experimentais ao modelo da teoria da renovação da superfície, cujos valores de R^2 foram superiores a 0,90.

7.SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

- Avaliar as melhores condições estudadas em unidade laboratorial em unidade piloto;
- Estudar em unidade piloto a obtenção do concentrado de licopeno a partir de polpa de mamão sem tratamento enzimático uma vez que o fluxo de permeado foi elevado e pode-se portanto não necessitar da hidrólise ;
- Formulação e avaliação sensorial do concentrado de licopeno em produtos nutracêuticos e funcionais, devido ao elevado teor de carotenóides;
- Estudar a concentração de licopeno a partir de polpa de mamão utilizando Fator de Concentração (FC) mais elevado;
- Estudar adequados procedimentos de limpeza da membrana para determinar as condições de reuso.

8. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ABDULLAH, A.G.; SULAIMAN, N.M.; AROUA, M.K.; MEGAT MOHD NOOR, M.J. Response surface optimization of conditions for clarification of carambola fruit juice using a commercial enzyme. **Journal of Food Engineering**, v.81, p.65-71, 2007.

ALMORA, K.; PINO, J. A.; HERNÁNDEZ, M. DUARTE, C.; GONZÁLEZ, J. RONCAL, E. Evaluation of volatiles from ripening papaya (Carica papaya L. var. Maradol roja). **Food Chemistry**. v. 86, p. 127- 130. 2004.

AOAC. **Official Methods of Analysis of the Association of Official Analytical Chemists** (AOAC), 16th. ed., 3. rev., Gaithersburg, 1997.

BALISCHI, L. **Tratamento enzimático da polpa integral de acerola empregando as enzimas PECTINEX ULTRA SP-L e CITROZYM ULTRA L**. 88f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) - Universidade Estadual de Maringá, Maringá, 2002.

BARRET, D. M.; SMOGYI, L. RAMASWAMY, H. **Processing fruits**. 2 ed.CRC Press. 841p. 2004.

BAUER, K., GARBE, D.; SURBURG, H.; **Common Fragrances and Flavor Materials: Preparation, Properties and uses**.WILEY VHC.4 ed. 282p. 2001.

BOBBIO, Paulo A.; BOBBIO, Florinda Orsatti, **Química do processamento de Alimentos** . 3 ed. Editora Varela. São Paulo. 143p. 2001.

BRAPEX, **Associação Brasileira dos Exportadores de Papaya** Disponível em www.brापex.net Acesso em 15/10/2009.

BRAMLEY, P.M. Is lycopene beneficial to human health? **Phytochemistry**, v.54, p. 233 – 236, 2000.

CASSANO, A.; FRIGOLI, A.; TAGARELLI, A.; SINDONA, G.; DRIOLI, E. Integrated membrane process for the production of highly nutritional kiwifruit juice. **Desalination**, v. 189, n.1-3, p.21-30, 2006.

CHAMCHONG, M.; NOOMHORM,A. Effect of ph and enzymatic treatment on microfiltration and ultrafiltration of tangerine juice. **Journal of Food Process Engineering**. V.14, p. 21-34,1991.

CHERYAN, M. **Ultrafiltration and Microfiltration Handbook**. Lancaster: Technomic Publ. Co., Illinois, 1998. 526p.

CLARETO, S.S. **Estudo da concentração de licopeno da polpa de goiaba utilizando o processo de microfiltração**. 2007. 149f. Tese (Doutorado) – Universidade Estadual de Campinas, Faculdade de Engenharia de Alimentos, Campinas, 2007.

CONSTENLA, D. T; LOZANO, J. Hollow Fiber ultrafiltration of apple juice: Macroscopic approach. **Lebensm. Wiss. U.-Technol.** v.30, p.373-378, 1997.

CONSTENLA, D. T; LOZANO, J. Predicting stationary permeate flux in the ultrafiltration of apple juice. **Lebensmittel wissenschaft und technologie**, v. 38, p.683-689, 1996.

CURY, R. D. B. **Compostos bioativos presentes em produtos infantís e sua ação anti radical livre**. Dissertação (Mestrado). Universidade Estadual de Campinas, Faculdade de Engenharia de Alimentos, 2008.

FAGUNDES, G. R.; YAMANISHI, O.K. Estudo da comercialização do mamão em Brasília – DF. **Rev. Bras. Frutic.**, Jaboticabal – SP. V. 24, n.1, p. 91 – 95, Abril 2002.

FENNEMA, O. R. **Química de los alimentos**. Zaragoza: Editorial Acribia S.A., 1993.1095p.

FESKANICH, D.; ZIEGLER, R.G.; MICHAUD, D.S.; GIOVANNUCCI, E.L.; SPEIZER, F.E.; WILLETT, W.C.; COLDITZ, G.A. Prospective study of fruit and vegetable consumption and risk of lung cancer among men and women. **Journal of the National Cancer Institute**, v. 92, p. 1812–1823, 2000.

FRANCO, M.R. B; , **Aroma e sabor de alimentos: temas atuais** Ed. Varela . São Paulo., 246p. 2004

FUKUMOTO, L. R.; DELAQUIS. P. GIRARD, B. Microfiltration and ultrafiltration ceramic membranes for apple clarification. **Journal of Food Science**. v. 63, n.5, 1998.

GEANKOPLIS. C.J. **Transport process and Separation Processes Principles**. Pearson Education Inc., New Jersey, 2003.

GIRARD B.; FUKUMOTO, L. R. Membrane processing of fruit juices and beverages: A review. **Critical Reviews in Biotechnology**, v. 20 (2), p. 109 – 175, 2000.

GREEN, G.; BELFORT, G; Fouling of ultrafiltration membranes: lateral migration and the particle trajectory model. **Desalination**.1980 v.35 p. 129-147.

GROSS, J. **Pigments in Fruits**. London: Academic Press, 303p. 1987

GROSS, J. **Pigments in Vegetables: Chlorophylls and carotenoids**, EUA: AVI/Van Nostrand Reinhold, 351p. 1991.

HALBERT, A.C.; BORGES, C. P.; NÓBREGA, R. **Processos de separação com membranas**. Rio de Janeiro. Ed. e-papers, 2006.180 p.

HENRY, L. K.; SCHWARTZ, S. J. Oxidative degradation kinetics of lycopene, lutein and 9-cis and all-trans β -carotene. **Journal of the American Oil Chemist's Society**, Chicago, v.75, p. 823–829, 1998.

HONORIO, S. L.; ROCHA, J. L.V. Armazenagem e conservação de mamão (*Carica papaya* L.) cv solo. In Simpósio Brasileiro sobre a cultura do mamoeiro, 2.1988. Jaboticabal. **Anais...** Jaboticabal: UNESP/FCAV, 1988. p. 293-310.

HURST, W. J. **Methods of analysis for functional foods and nutraceuticals-Functional Foods & Nutraceuticals series**, EUA: CRC Press LLC, 2002, .

JIANG, C. M. et al., Pectinesterase and polygalacturonase activities and textural properties of rubbery papaya (*Carica papaya* Linn.). **Journal of Food Science**, New York, v. 68, n. 5, p. 1590-1594, 2003.

JIRARATANANON, R.; UTTAPAP, D. ; TANGAMORNKUSUN, C. Self-forming dynamic membrane for ultrafiltration of pineapple juice. **Journal of Membrane Science**, 129, 135-143, 1997.

KOSEOGLU, S.S.; LAWHON, J.T. e LUSAS, E.W. Membrane processing of crude vegetable oils: Pilot Plant Scale Removal of solvent from Oil Miscellans. **Journal of the American Oil Chemists' Society**, v. 67, p 315-322, 1990.

KRINSKY, N. I. The biological properties of carotenoids. **Pure & Appl. Chem.**, v. 66, p. 1003-1010, 1994.

KUBERKAR, V. T.; DAVIS, R. H. Modeling of fouling reduction by secondary membranes. **Journal of Membrane Science**, v. 168, 243-258, 2000.

MAGALHÃES, M. P.; GOMEZ, F. S.; MODESTA, R. C. D.; MATTA, V. M.; CABRAL, L. M. C. Conservação de água de coco verde por filtração com membrana. **Ciênc. Tecnol. Aliment.**, Campinas, v. 25, n. 1, mar. 2005.

MAHLER, J. L. Enzyme characteristics and why they are used injuice production. **Fruit Processing**, v.7, n. 10. oct.1997

MARSHALL, A.D.; DAUFIN, G. In: **Fouling and Cleaning in Pressure Driven Membrane Processes**. International Dairy Federation, Brussels. Cap 1 p. 8-35, 1995.

MALDONADE,I. R. **Produção de carotenóides por leveduras**, Campinas: tese de doutorado em Ciências de Alimentos. Faculdade de Engenharia de Alimentos. Universidade Estadual de Campinas. 2003.

MATIOLI, G.; RODRIGUEZ-AMAYA, D. B. Microencapsulação do licopeno com ciclodextrinas. **Ciênc. Tecnol. Aliment.** Campinas v.23. p.102 – 105, 2003.

MEDINA, J.C. et al., **Mamão: cultura, matéria-prima, processamento e aspectos econômicos**. Instituto de Tecnologia de Alimentos - ITAL. Série frutas tropicais nº 7. 367 p.1995.

MÍNGUEZ-MOSQUETA, M.I.; HORNERO-MÉNDEZ, D.; PÉREZ-GÁLVEZ, A. Carotenoids and provitamin A in functional foods. **In: Methods of analysis for functional foods and nutraceuticals**. Taylor & Francis, Boca Raton, 2002, Cap.3.

- MIRANDA, L. F. **Estudo da concentração de licopeno por ultrafiltração a partir do suco de melancia (*Citrullus vulgaris* Schard).** Dissertação de mestrado – Faculdade de Engenharia de Alimentos. Campinas/SP: Universidade Estadual de Campinas.149 p. 2005.
- MIRANDA, R.B. **Avaliação da qualidade do mamão (*Carica papaya* L.) minimamente processado.** Dissertação de mestrado – Lavras: UFLA. 71p. 2001
- MORITZ, B.; TRAMONTE, V. L. C. Biodisponibilidade do licopeno. **Rev. Nutr.** Campinas, v. 19, n. 2, p. 265 -273, 2006.
- MULDER, M. **Basic Principles of Membrane Technology.** 2nded. [s.i.]: Kluwer Academic Publishers, 564p. 1997.
- NAGY, S.; SHAW, P.E.; VELDHUIS, M. **Citrus Science and Technology.** Westport: The Avi Publishing Company, 1977. 531p.
- NGUYEN, M.L.; SCHWARTZ, S.J. Lycopene: chemical and biological properties. **Food Technology**, v.53, n.2, p.38-45, 1999.
- ONGARATTO, R.S.; **Micro e Ultrafiltração de suco de pitanga: Estudo dos parâmetros de operação e do mecanismo de incrustação.** 2009. 207p. Dissertação (Mestrado). Universidade Estadual de Campinas, Faculdade de Engenharia de Alimentos, Campinas, 2009.
- OSTERGAARD, B. **Applications of membrane processing in dairy industry. In: Concentration and Drying foods.** Amsterdam: Elsevier.1989. p. 133-145
- PORTER, M. C. **Handbook of industrial membrane technology,** EUA: Westwood Noyes, 1990.
- RENNER, E.; SALAM, M.H.A. Basic principles. In: RENNER, E.; SALAM, M.H.A ed. **Application of ultrafiltration in the industry.** London, Elsevier Science. Cap.2, p.7-29, 1991.
- RIEDL, K.; GIRARD, B.; LENCKI, R. W. Influence of membrane structure on fouling layer morphology during apple juice clarification. **Journal of Membrane Science,** Amsterdam, v.139, p.155-166, 1998.
- RODRIGUES, R.B. **Aplicação dos processos de separação por membranas para produção de suco clarificado de camu camu (*Myrciaria dúbia*).** Dissertação de mestrado – Faculdade de Engenharia de Alimentos, Campinas: Universidade Estadual de Campinas. 146p. 2002.
- RODRIGUEZ, E.B.; FLAVIER M. E.; RODRIGUEZ-AMAYA, D.M.; AMAYA-FARFAN, J. Phytochemicals and functional foods, current situation and prospect for developing countries. **Segurança Alimentar e Nutricional,** Campinas, v.13, n.1, p. 1-22, 2006.

RODRIGUEZ-AMAYA, D. B. **Brazil: A bounty of carotenoid source**, Campinas: Newsletter/ Sight and Life, v.4, p. 3-9, 2002.

RODRIGUEZ-AMAYA, D.B. **A guide to carotenoid analysis in foods**. Washington: Oportunities for Micronutrient Intervention (OMNI), 1999.

RODRIGUEZ-AMAYA, D.B ; KIMURA, M; AMAYA-FARFAN , J. **Fontes brasileiras de carotenóides: tabela brasileira de composição de carotenóides em alimentos**. Brasília: MMA/SBF, p.100. 2008.

SALUNKHE, D.K.; KADAM, S.S. **Handbook of fruit science and technology: production, composition, storage and processing**. Ed. Marcel Dekker. New York. 611 p. 1995.

SANDHU, K.S.; BHATIA, B.S. Physico-chemical changes during preparation of fruit juice concentrate. **Journal of Food Science and Technology**, v. 2. p.202-206. 1985

SBRT – Serviço Brasileiro de Respostas Técnicas. **UnB - Centro de Apoio ao Desenvolvimento Tecnológico**. Disponível em <http://sbrtv1.ibict.br/upload/sbrt7102.pdf?PHPSESSID=5b7a85d4860598ffa1eda421d4ab9d8b> Acesso em 10/11/2008.

SCALBERT, A.; WILLIAMSON, G. Dietary intake and bioavailability of polyphenols. **Journal of Nutrition**, v. 130, p. 2073S-2085S, 2000.

SCHÄFER, A.I.; FANE, A.G; WAITE, T.D. **Nanofiltration – Principles and Applications**. Elsevier, Great Britain, 2006.

SCOTT, K. Handbook of industrial Membranes. **Introduction to Membranes Separations**. Elsevier. Cap. 1, p. 3-175, 1995.

SENTANIN, M. A.; RODRIGUEZ – AMAYA, D. B. Teores de carotenóides em mamão e pêssego determinados por cromatografia líquida de alta eficiência. **Ciênc. Tecnol. Aliment.** , **Campinas**, 27(1): 13-19, Jan – Mar. 2007.

SIES H, STAHL W. Vitamins E and C, beta-carotene, and other carotenoids as antioxidants. **Am J Clin Nutr**; 62(6):1315-21. 1995

SILVA, D. D.; Chierice, G. O.; Galhiane, M. S.; Chaar, J. S.; Mouchrek-Filho. V. E., Quantificação do linalol no óleo essencial da Aniba duckei Korrstermans utilizando uma nova coluna capilar polyh4-MD em cromatografia gasosa. **Química Nova**, v. 26, n. 4, 461-465, 2003

SIMÃO, S. **Tratado de fruticultura**. Piracicaba: FEALG, 1998. p. 541-575.

SOUZA, G. **Características físicas, químicas e sensoriais do fruto de cinco cultivares de mamoeiro (Carica papaya L.) produzidas em Macaé - RJ**. 1998, 68f.

Dissertação (Mestrado em produção vegetal) – Programa de Pós-graduação em produção vegetal, Universidade Estadual Norte Fluminense, Campo dos Goitacazes, RJ. 1998.

SPEISKY HC, JIMÉNEZ IT. Radicales libres y antioxidantes en la prevención de enfermedades III: evidencias clínico epidemiológicas de los riesgos y beneficios asociados al consumo de antioxidantes en la prevención de enfermedades cardiovasculares. **Rev Chil Nutr**; v. 27 n. 3, p. 314-25. 2000.

STRATHMANN, H. Synthetic membranes and their preparation. IN: PORTER, M.C. (Ed) **Handbook of industrial membrane technology**. New Jersey: Noyes Publications, 1990.

TODA FRUTA Disponível em
<http://www.todafruta.com.br/todafruta/mostra_conteudo.asp?conteudo=14291> Acesso em 22/10/2008.

UENOJO, M. ; PASTORE, G. M Pectinases: Aplicações Industriais e Perspectivas **Quim. Nova**, Vol. 30, No. 2, 388-394, 2007.

USHIKUBO, F. Y.; **Efeito do tratamento enzimático, da velocidade tangencial e da pressão transmembrana na microfiltração da polpa diluída de umbu (*Spondias tuberosa* Arr. Cam.)**. 117p. Dissertação (Mestrado). Universidade Estadual de Campinas, Faculdade de Engenharia de Alimentos, Campinas, 2006.

VAILLANT, F.; MILLAN, P.; O'BRIEN, G.; DORNIER, M.; DECLoux, M.; REYNES, M. Crossflow microfiltration of passion fruit juice after partial enzymatic liquefaction. **Journal of Food Engineering** v. 42 ,p. 215 –224, 1999.

VENTURINI FILHO, W.G ;DORNIER, M. ; BELLVILLE, M. P.T angencial microfiltration of orange juice in bench pilot. **Cienc. Tecnol. Aliment. Campinas**, v. 23 n. 3, p. 330-336. 2003.

WANG, S.Y. Fruits with high antioxidante activity as functional foods. *In*: **SHI, J. (Ed.) Functional food ingredients and nutraceuticals**. Taylor & Francis, Boca Raton, Cap. 16, p. 371-398. 2007.

WATANABE, A.P.; USHIKUBO, F.Y.; VIOTTO, L.A. Evaluation of permeate flux in microfiltration of Tamarind (*Tamarindus indica* L.) juice using polypropylene membrane. **Desalination**, v.200, p.337-338, 2006.

YU, Z.R., CHIANG, B.H., HWANG, L.S. Retention of passion fruit juice compounds by ultrafiltration. **Journal of food science**, v.51, n.3, p.841-842, 1986.

ZEMAN, L. J.; ZYDNEY, A. L. **Microfiltration and Ultrafiltration principles and applications**. New York. Ed. Dekker. p. 397-406, 1996.

9. APÊNDICES

9.1 Apêndice A :Curvas de fluxos de permeado (Unidade de laboratório)

Os experimentos realizados apresentam mesma temperatura e área de permeação, 50°C e 0.00515 m². As pressões variaram de 0,5 a 6 bar. A massa inicial de alimentação utilizada foi de 0,4 kg e com exceção dos ensaios de PES 10 kDa a 4 e 6 bar, todos os ensaios foram conduzidos até FC = 2.

Nas Tabelas 9.1 a 9.20 e nas Figuras 9.1 a 9.20 são apresentados os dados obtidos para o fluxo permeado de cada experimento.

Tabela 9.1. Dados experimentais para microfiltração, utilizando membrana de PVDF 500 kDa, para polpa de mamão hidrolisada

Tempo (min)	Massa Permeado (Kg)	Fluxo acumulado (Kg.m ⁻² .h ⁻¹)	Massa instantânea (kg)	Fluxo instantâneo (Kg.m ⁻² .h ⁻¹)	FC
0,5	0,00215	50,10	0,00215	50,10	1,01
1	0,00423	49,28	0,00208	48,44	1,01
1,5	0,00607	47,15	0,00184	42,85	1,02
2	0,00797	46,43	0,0019	44,25	1,02
2,5	0,01008	46,97	0,00211	49,14	1,03
3	0,012	46,60	0,00192	44,71	1,03
3,5	0,0134	44,60	0,0014	32,60	1,03
4	0,01555	45,29	0,00215	50,07	1,04
4,5	0,01704	44,12	0,00149	34,70	1,04
5	0,01885	43,92	0,00181	42,15	1,05
5,5	0,02049	43,40	0,00164	38,19	1,05
6	0,02216	43,03	0,00167	38,89	1,06
6,5	0,02398	42,98	0,00182	42,38	1,06
7	0,02582	42,97	0,00184	42,85	1,07
7,5	0,02787	43,29	0,00205	47,74	1,07
8	0,02896	42,17	0,00109	25,38	1,08
8,5	0,03036	41,61	0,0014	32,60	1,08
9	0,03148	40,75	0,00112	26,08	1,09
9,5	0,03286	40,30	0,00138	32,14	1,09
10	0,03347	38,99	0,00061	14,21	1,09
11	0,03524	37,32	0,00177	20,61	1,10

12	0,03686	35,79	0,00162	18,86	1,10
13	0,03829	34,32	0,00143	16,65	1,11
14	0,03964	32,99	0,00135	15,72	1,11
15	0,04097	31,82	0,00133	15,49	1,11
16	0,04222	30,74	0,00125	14,55	1,12
17	0,04339	29,74	0,00117	13,62	1,12
18	0,04457	28,85	0,00118	13,74	1,13
19	0,04571	28,03	0,00114	13,27	1,13
20	0,0468	27,26	0,00109	12,69	1,13
25	0,05189	24,18	0,00509	11,85	1,15
30	0,05645	21,92	0,00456	10,62	1,16
35	0,06096	20,29	0,00451	10,50	1,18
40	0,06496	18,92	0,004	9,31	1,19
45	0,06876	17,80	0,0038	8,85	1,21
50	0,0722	16,82	0,00344	8,01	1,22
55	0,07546	15,98	0,00326	7,59	1,23
60	0,07879	15,30	0,00333	7,75	1,25
70	0,08523	14,18	0,00644	7,50	1,27
80	0,09144	13,32	0,00621	7,23	1,30
90	0,09753	12,63	0,00609	7,09	1,32
100	0,10397	12,11	0,00644	7,50	1,35
110	0,11021	11,67	0,00624	7,27	1,38
120	0,11733	11,39	0,00712	8,29	1,42
130	0,12494	11,20	0,00761	8,86	1,45
140	0,13289	11,06	0,00795	9,26	1,50
150	0,14084	10,94	0,00795	9,26	1,54
160	0,14904	10,85	0,0082	9,55	1,59
170	0,15819	10,84	0,00915	10,65	1,65
180	0,16777	10,86	0,00958	11,15	1,72
190	0,17701	10,85	0,00924	10,76	1,79
200	0,18609	10,84	0,00908	10,57	1,87
210	0,19491	10,81	0,00882	10,27	1,95
216	0,20012	10,79	0,00521	10,11	2,00

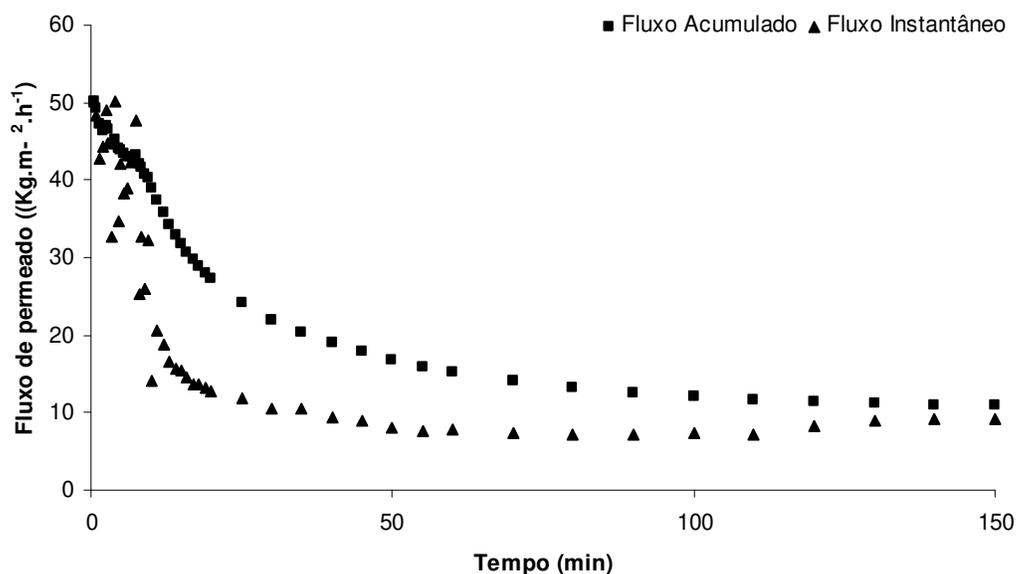


Figura 9.1. Curva de fluxo acumulado e instantâneo, utilizando permeado para microfiltração, utilizando membrana de PVDF 500 kDa, de polpa de mamão hidrolisada.

Tabela 9.2. Dados experimentais da microfiltração, utilizando membrana de PVDF 150 kDa, para polpa de mamão hidrolisada.

Tempo (min)	Massa Permeado (Kg)	Fluxo acumulado (Kg.m ⁻² .h ⁻¹)	Massa instantânea (kg)	Fluxo instantâneo (Kg.m ⁻² .h ⁻¹)	FC
0,5	0,00196	45,67	0,00196	45,67	1,00
1	0,00323	37,63	0,00127	29,58	1,01
1,5	0,00502	38,99	0,00179	41,68	1,01
2	0,00642	37,40	0,0014	32,60	1,02
2,5	0,00787	36,68	0,00145	33,77	1,02
3	0,0094	36,50	0,00153	35,63	1,02
3,5	0,01044	34,75	0,00104	24,22	1,03
4	0,01177	34,28	0,00133	30,97	1,03
4,5	0,01318	34,12	0,00141	32,84	1,03
5	0,01441	33,58	0,00123	28,64	1,04
5,5	0,01573	33,32	0,00132	30,74	1,04
6	0,01695	32,91	0,00122	28,41	1,04
6,5	0,01817	32,57	0,00122	28,41	1,05

7	0,0193	32,12	0,00113	26,31	1,05
7,5	0,02042	31,72	0,00112	26,08	1,05
8	0,02156	31,40	0,00114	26,55	1,06
8,5	0,02224	30,48	0,00068	15,84	1,06
9	0,02329	30,15	0,00105	24,45	1,06
9,5	0,02436	29,87	0,00107	24,92	1,06
10	0,02531	29,49	0,00095	22,12	1,07
11	0,02745	29,07	0,00214	24,92	1,07
12	0,02938	28,52	0,00193	22,47	1,08
13	0,0313	28,05	0,00192	22,36	1,08
14	0,03314	27,58	0,00184	21,42	1,09
15	0,03497	27,16	0,00183	21,31	1,10
16	0,03671	26,73	0,00174	20,26	1,10
17	0,03843	26,34	0,00172	20,03	1,11
18	0,04017	26,00	0,00174	20,26	1,11
19	0,04181	25,64	0,00164	19,10	1,12
20	0,04345	25,31	0,00164	19,10	1,12
25	0,05117	23,85	0,00772	17,98	1,15
30	0,05841	22,68	0,00724	16,86	1,17
35	0,06543	21,78	0,00702	16,35	1,20
40	0,07184	20,92	0,00641	14,93	1,22
45	0,07828	20,27	0,00644	15,00	1,24
50	0,08438	19,66	0,0061	14,21	1,27
55	0,09057	19,19	0,00619	14,41	1,29
60	0,09653	18,74	0,00596	13,88	1,32
70	0,10829	18,02	0,01176	13,69	1,37
80	0,11988	17,46	0,01159	13,50	1,43
90	0,13104	16,96	0,01116	12,99	1,49
100	0,14188	16,53	0,01084	12,62	1,55
110	0,15222	16,12	0,01034	12,04	1,61
120	0,1619	15,72	0,00968	11,27	1,68
130	0,17105	15,33	0,00915	10,65	1,75
140	0,1797	14,95	0,00865	10,07	1,82
150	0,18869	14,66	0,00899	10,47	1,89
160	0,1978	14,40	0,00911	10,61	1,98
162	0,20008	14,39	0,00228	13,27	2,00

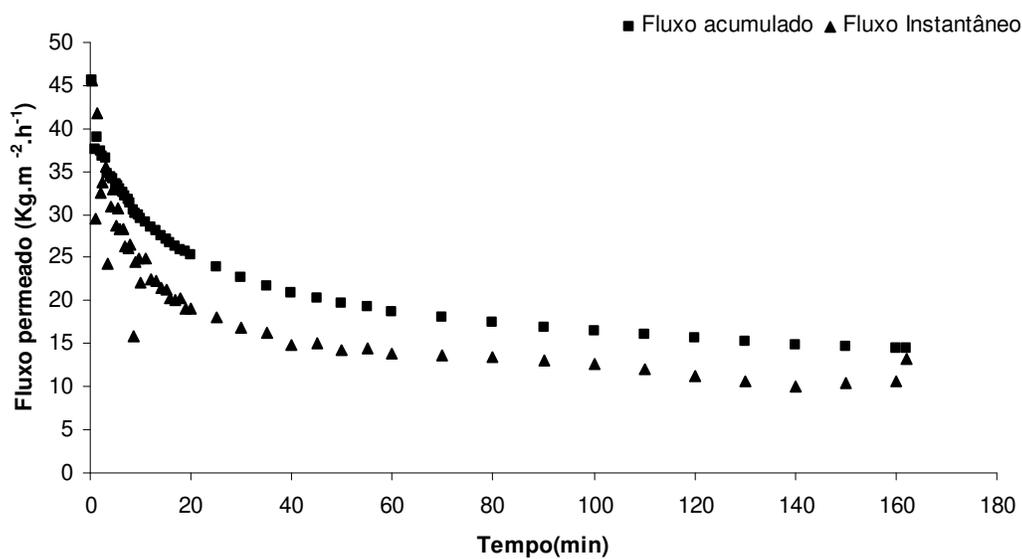


Figura 9.2. Curva de fluxo acumulado e instantâneo, utilizando permeado para microfiltração, utilizando membrana de PVDF 150 kDa, de polpa de mamão hidrolisada,

Tabela 9.3. Dados experimentais da microfiltração, utilizando membrana de PS 100 kDa e 0,5 bar, para polpa de mamão hidrolisada

Tempo (min)	Massa Permeado (Kg)	Fluxo acumulado (Kg.m ⁻² .h ⁻¹)	Massa instantânea (kg)	Fluxo instantâneo (Kg.m ⁻² .h ⁻¹)	FC
0,5	0,00239	55,69	0,00239	55,69	1,01
1	0,00448	52,19	0,00209	48,67	1,01
1,5	0,00649	50,41	0,00201	46,81	1,02
2	0,00851	49,57	0,00202	47,04	1,02
2,5	0,01049	48,89	0,00198	46,11	1,03
3	0,01236	48,00	0,00187	43,55	1,03
3,5	0,01414	47,07	0,00178	41,45	1,04
4	0,016	46,60	0,00186	43,31	1,04
4,5	0,01774	45,93	0,00174	40,52	1,05
5	0,01946	45,34	0,00172	40,05	1,05
5,5	0,02105	44,59	0,00159	37,03	1,06
6	0,02265	43,98	0,0016	37,26	1,06
6,5	0,02426	43,48	0,00161	37,49	1,06
7	0,02586	43,04	0,0016	37,26	1,07

7,5	0,02775	43,11	0,00189	44,01	1,07
8	0,02912	42,41	0,00137	31,90	1,08
8,5	0,0308	42,22	0,00168	39,12	1,08
9	0,03241	41,95	0,00161	37,49	1,09
9,5	0,03399	41,68	0,00158	36,79	1,09
10	0,0355	41,36	0,00151	35,16	1,10
11	0,0386	40,88	0,0031	36,10	1,11
12	0,04152	40,31	0,00292	34,00	1,12
13	0,04444	39,83	0,00292	34,00	1,12
14	0,04723	39,30	0,00279	32,49	1,13
15	0,04988	38,74	0,00265	30,86	1,14
16	0,05264	38,33	0,00276	32,14	1,15
17	0,05517	37,81	0,00253	29,46	1,16
18	0,05758	37,27	0,00241	28,06	1,17
19	0,06006	36,83	0,00248	28,88	1,18
20	0,06239	36,34	0,00233	27,13	1,18
25	0,07287	33,96	0,01048	24,41	1,22
30	0,08203	31,86	0,00916	21,33	1,26
35	0,09013	30,00	0,0081	18,86	1,29
40	0,09754	28,41	0,00741	17,26	1,32
45	0,10409	26,95	0,00655	15,25	1,35
50	0,11023	25,68	0,00614	14,30	1,38
55	0,11619	24,61	0,00596	13,88	1,41
60	0,12162	23,62	0,00543	12,65	1,44
70	0,13096	21,79	0,00934	10,88	1,49
80	0,13838	20,15	0,00742	8,64	1,53
90	0,14587	18,88	0,00749	8,72	1,57
100	0,15275	17,80	0,00688	8,01	1,62
110	0,15927	16,87	0,00652	7,59	1,66
120	0,16448	15,97	0,00521	6,07	1,70
130	0,16995	15,23	0,00547	6,37	1,74
140	0,17505	14,57	0,0051	5,94	1,78
150	0,18025	14,00	0,0052	6,05	1,82
160	0,18514	13,48	0,00489	5,69	1,86
170	0,19043	13,05	0,00529	6,16	1,91
180	0,19594	12,68	0,00551	6,42	1,96
190	0,20015	12,40	0,00421	4,90	2,00

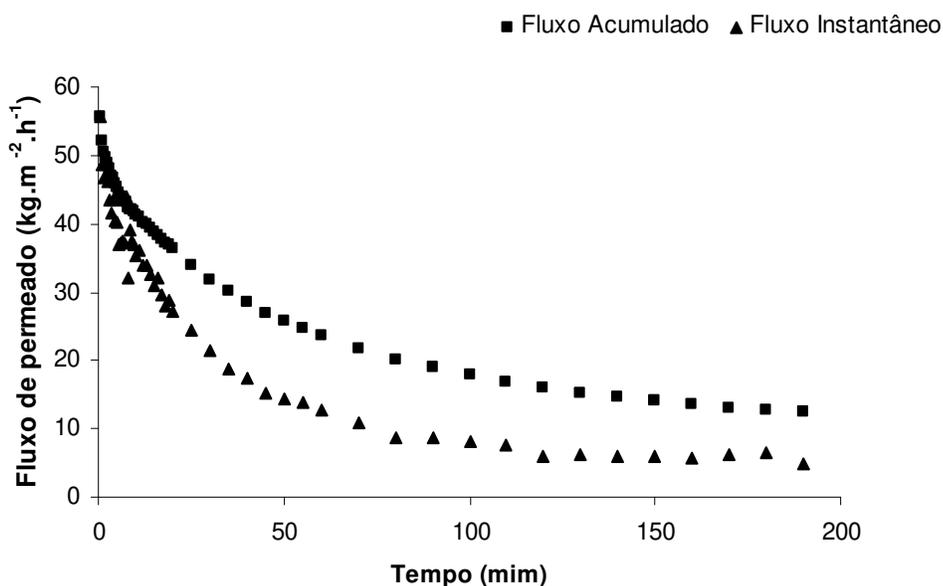


Figura 9.3. Curva de fluxo acumulado e instantâneo, utilizando permeado para microfiltração, utilizando membrana de PS 100 kDa e 0,5 bar, de polpa de mamão hidrolisada.

Tabela 9.4. Dados experimentais da microfiltração, utilizando membrana de PS 100 kDa e 1,5 bar, para polpa de mamão hidrolisada

Tempo (min)	Massa Permeado (Kg)	Fluxo acumulado (Kg.m ⁻² .h ⁻¹)	Massa instantânea (kg)	Fluxo instantâneo (Kg.m ⁻² .h ⁻¹)	FC
0,5	0,00445	103,69	0,00445	103,69	1,01
1	0,00821	95,65	0,00376	87,56	1,02
1,5	0,01173	91,11	0,00352	81,97	1,03
2	0,01526	88,89	0,00353	82,20	1,04
2,5	0,01861	86,73	0,00335	78,01	1,05
3	0,02185	84,85	0,00324	75,45	1,06
3,5	0,02484	82,69	0,00299	69,63	1,07
4	0,0279	81,26	0,00306	71,26	1,07
4,5	0,03073	79,56	0,00283	65,90	1,08
5	0,03355	78,17	0,00282	65,67	1,09
5,5	0,03629	76,87	0,00274	63,81	1,10
6	0,03901	75,75	0,00272	63,34	1,11
6,5	0,04163	74,62	0,00262	61,01	1,12

7	0,04398	73,20	0,00235	54,73	1,12
7,5	0,0466	72,39	0,00262	61,01	1,13
8	0,04901	71,37	0,00241	56,12	1,14
8,5	0,05164	70,78	0,00263	61,25	1,15
9	0,054	69,90	0,00236	54,96	1,16
9,5	0,05612	68,82	0,00212	49,37	1,16
10	0,05845	68,10	0,00233	54,26	1,17
11	0,06308	66,81	0,00463	53,91	1,19
12	0,06762	65,65	0,00454	52,86	1,20
13	0,07199	64,52	0,00437	50,88	1,22
14	0,0766	63,74	0,00461	53,68	1,24
15	0,08068	62,66	0,00408	47,51	1,25
16	0,08501	61,90	0,00433	50,42	1,27
17	0,08917	61,11	0,00416	48,44	1,29
18	0,09287	60,11	0,0037	43,08	1,30
19	0,097	59,48	0,00413	48,09	1,32
20	0,10082	58,73	0,00382	44,48	1,34
25	0,11985	55,85	0,01903	44,32	1,43
30	0,12969	50,37	0,00984	22,91	1,48
35	0,13768	45,83	0,00799	18,61	1,52
40	0,14487	42,20	0,00719	16,74	1,57
45	0,15522	38,48	0,01035	24,10	1,63
50	0,1592	37,10	0,00398	9,27	1,66
55	0,16507	34,97	0,00587	13,67	1,70
60	0,17192	33,38	0,00685	15,95	1,75
70	0,18565	30,89	0,01373	15,99	1,87
80	0,19963	29,07	0,01398	16,28	2,00

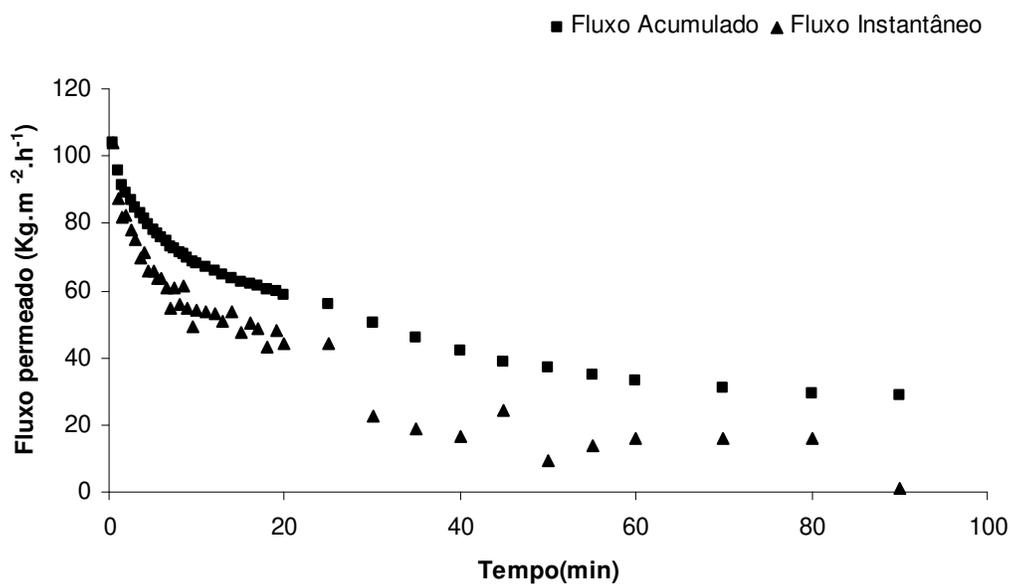


Figura 9.4. Curva de fluxo acumulado e instantâneo, utilizando permeado para microfiltração, utilizando membrana de PS 100 kDa e 1,5 bar, de polpa de mamão hidrolisada.

Tabela 9.5. Dados experimentais da microfiltração, utilizando membrana de PS 100 kDa e 2 bar, para polpa de mamão hidrolisada.

Tempo (min)	Massa Permeado (Kg)	Fluxo acumulado (Kg.m ⁻² .h ⁻¹)	Massa instantânea (kg)	Fluxo instantâneo (Kg.m ⁻² .h ⁻¹)	FC
0,5	0,00596	138,87	0,00596	138,87	1,02
1	0,01071	124,78	0,00475	110,62	1,03
1,5	0,01506	116,97	0,00435	101,30	1,04
2	0,019	110,68	0,00394	91,75	1,05
2,5	0,02278	106,16	0,00378	88,03	1,06
3	0,02633	102,25	0,00355	82,67	1,07
3,5	0,02967	98,76	0,00334	77,78	1,08
4	0,033	96,12	0,00333	77,55	1,09
4,5	0,03634	94,08	0,00334	77,78	1,10
5	0,0389	90,64	0,00256	59,62	1,11
5,5	0,04175	88,44	0,00285	66,37	1,12
6	0,04457	86,54	0,00282	65,67	1,13
6,5	0,048	86,03	0,00343	79,88	1,14
7	0,04984	82,95	0,00184	42,85	1,14

7,5	0,05256	81,65	0,00272	63,34	1,15
8	0,05491	79,97	0,00235	54,73	1,16
8,5	0,0573	78,54	0,00239	55,66	1,17
9	0,0598	77,41	0,0025	58,22	1,18
9,5	0,0625	76,65	0,0027	62,88	1,19
10	0,06466	75,33	0,00216	50,30	1,19
11	0,06918	73,27	0,00452	52,63	1,21
12	0,07366	71,51	0,00448	52,16	1,23
13	0,07783	69,75	0,00417	48,55	1,24
14	0,0819	68,16	0,00407	47,39	1,26
15	0,08598	66,78	0,00408	47,51	1,27
16	0,09031	65,76	0,00433	50,42	1,29
17	0,09367	64,19	0,00336	39,12	1,31
18	0,09613	62,22	0,00246	28,64	1,32
19	0,09854	60,42	0,00241	28,06	1,33
20	0,10098	58,82	0,00244	28,41	1,34
25	0,1108	51,63	0,00982	22,87	1,38
30	0,1191	46,25	0,0083	19,33	1,42
35	0,12644	42,09	0,00734	17,09	1,46
40	0,13336	38,84	0,00692	16,11	1,50
45	0,13983	36,20	0,00647	15,07	1,54
50	0,14522	33,84	0,00539	12,55	1,57
55	0,1505	31,88	0,00528	12,30	1,60
60	0,15576	30,24	0,00526	12,25	1,64
70	0,1657	27,57	0,00994	11,57	1,71
80	0,17395	25,33	0,00825	9,61	1,77
90	0,18229	23,60	0,00834	9,71	1,84
100	0,19038	22,18	0,00809	9,42	1,91
110	0,19949	21,13	0,00911	10,61	1,99
120	0,20005	21,00	0,00056	0,65	2,00

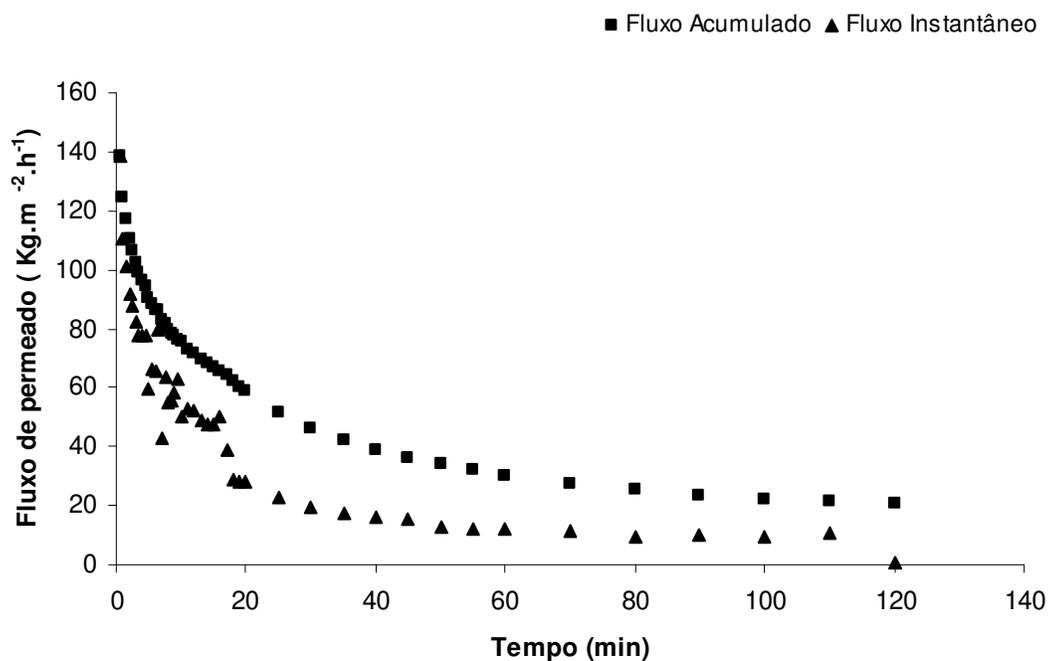


Figura 9.5. Curva de fluxo acumulado e instantâneo, utilizando permeado para microfiltração, utilizando membrana de PS 100 kDa e 2 bar, de polpa de mamão hidrolisada.

Tabela 9.6. Dados experimentais da microfiltração, utilizando membrana de CEL 100 kDa e 0,5 bar, para polpa de mamão hidrolisada.

Tempo (min)	Massa Permeado (Kg)	Fluxo acumulado (Kg.m ⁻² .h ⁻¹)	Massa instantânea (kg)	Fluxo instantâneo (Kg.m ⁻² .h ⁻¹)	FC
0,5	0,00259	60,35	0,00259	60,35	1,01
1	0,00468	54,52	0,00209	48,67	1,01
1,5	0,00674	52,35	0,00206	47,97	1,02
2	0,00863	50,27	0,00189	44,01	1,02
2,5	0,0103	48,00	0,00167	38,89	1,03
3	0,012	46,60	0,0017	39,59	1,03
3,5	0,01368	45,54	0,00168	39,12	1,04
4	0,01527	44,48	0,00159	37,03	1,04
4,5	0,01686	43,65	0,00159	37,03	1,04
5	0,0183	42,64	0,00144	33,53	1,05
5,5	0,0198	41,94	0,0015	34,93	1,05

6	0,02116	41,09	0,00136	31,67	1,06
6,5	0,02279	40,85	0,00163	37,96	1,06
7	0,02385	39,69	0,00106	24,68	1,06
7,5	0,02518	39,11	0,00133	30,97	1,07
8	0,02644	38,50	0,00126	29,34	1,07
8,5	0,02769	37,95	0,00125	29,11	1,07
9	0,02905	37,61	0,00136	31,67	1,08
9,5	0,03008	36,89	0,00103	23,99	1,08
10	0,03129	36,45	0,00121	28,18	1,08
11	0,03257	34,50	0,00128	14,90	1,09
12	0,03598	34,93	0,00341	39,71	1,10
13	0,03785	33,92	0,00187	21,77	1,10
14	0,03979	33,11	0,00194	22,59	1,11
15	0,0418	32,47	0,00201	23,40	1,12
16	0,04375	31,86	0,00195	22,71	1,12
17	0,04568	31,31	0,00193	22,47	1,13
18	0,04747	30,72	0,00179	20,84	1,13
19	0,04931	30,24	0,00184	21,42	1,14
20	0,05093	29,67	0,00162	18,86	1,15
25	0,05983	27,88	0,0089	20,73	1,18
30	0,06777	26,32	0,00794	18,49	1,20
35	0,07514	25,01	0,00737	17,16	1,23
40	0,08148	23,73	0,00634	14,76	1,26
45	0,08753	22,66	0,00605	14,09	1,28
50	0,09278	21,62	0,00525	12,23	1,30
55	0,09812	20,78	0,00534	12,44	1,33
60	0,10238	19,88	0,00426	9,92	1,34
70	0,11288	17,77	0,0105	12,23	1,39
80	0,11716	17,06	0,00428	4,98	1,41
90	0,12384	16,03	0,00668	7,78	1,45
100	0,13082	15,24	0,00698	8,13	1,49
110	0,13849	14,67	0,00767	8,93	1,53
120	0,14607	14,18	0,00758	8,83	1,58
130	0,15335	13,74	0,00728	8,48	1,62
140	0,16062	13,37	0,00727	8,46	1,67
150	0,16751	13,19	0,00689	8,02	1,72
160	0,1742	12,68	0,00669	7,79	1,77
170	0,18079	12,39	0,00659	7,67	1,82
180	0,18815	12,18	0,00736	8,57	1,89
190	0,19661	12,05	0,00846	9,85	1,97
200	0,20024	11,96	0,00363	4,23	2,00

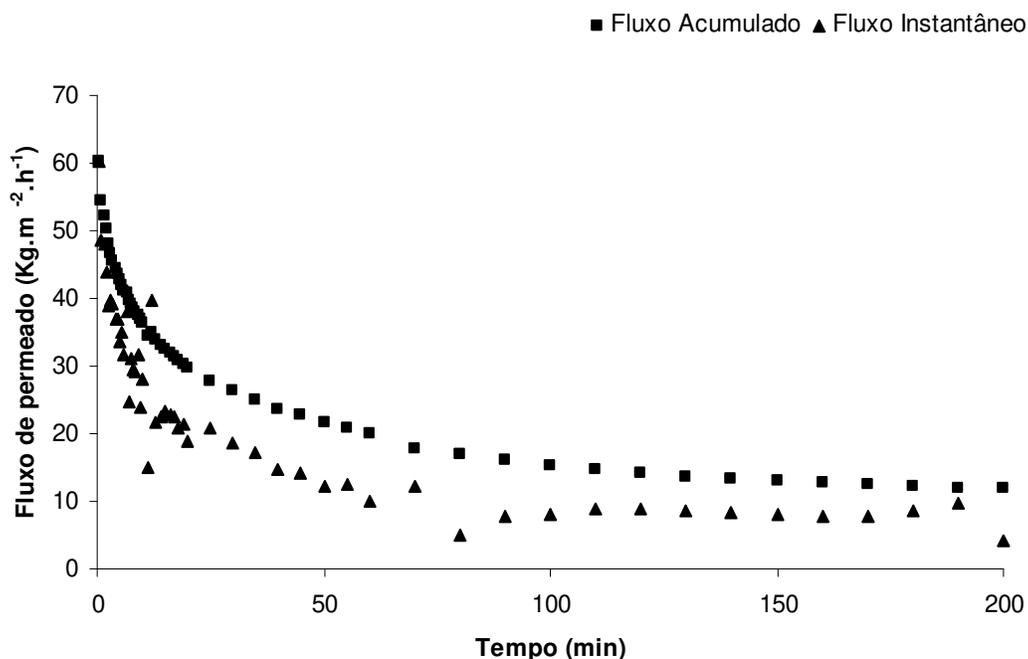


Figura 9.6. Curva de fluxo acumulado e instantâneo, utilizando permeado para microfiltração, utilizando membrana de CEL 100 kDa e 0,5 bar, de polpa de mamão hidrolisada.

Tabela 9.7. Dados experimentais da microfiltração, utilizando membrana de CEL 100 kDa e 1,5 bar, para polpa de mamão hidrolisada.

Tempo (min)	Massa Permeado (Kg)	Fluxo acumulado (Kg.m ⁻² .h ⁻¹)	Massa instantânea (kg)	Fluxo instantâneo (Kg.m ⁻² .h ⁻¹)	FC
0,5	0,00337	78,52	0,00337	78,52	1,01
1	0,0073	85,05	0,00393	91,52	1,02
1,5	0,01098	85,28	0,00368	85,70	1,03
2	0,0145	84,47	0,00352	81,97	1,04
2,5	0,01792	83,51	0,00342	79,64	1,05
3	0,02088	81,09	0,00296	68,93	1,06
3,5	0,02403	79,99	0,00315	73,36	1,06
4	0,02722	79,28	0,00319	74,29	1,07
4,5	0,02919	75,57	0,00197	45,88	1,08
5	0,03056	71,21	0,00137	31,90	1,08
5,5	0,03184	67,45	0,00128	29,81	1,09

6	0,03297	64,02	0,00113	26,31	1,09
6,5	0,03402	60,98	0,00105	24,45	1,09
7	0,03509	58,40	0,00107	24,92	1,10
7,5	0,0361	56,08	0,00101	23,52	1,10
8	0,0371	54,03	0,001	23,29	1,10
8,5	0,03803	52,13	0,00093	21,66	1,11
9	0,03891	50,37	0,00088	20,49	1,11
9,5	0,03977	48,77	0,00086	20,03	1,11
10	0,04075	47,48	0,00098	22,82	1,11
11	0,04238	44,89	0,00163	18,98	1,12
12	0,04394	42,66	0,00156	18,16	1,12
13	0,04544	40,72	0,0015	17,47	1,13
14	0,0469	39,03	0,00146	17,00	1,13
15	0,04826	37,48	0,00136	15,84	1,14
16	0,04964	36,15	0,00138	16,07	1,14
17	0,05087	34,86	0,00123	14,32	1,15
18	0,05217	33,77	0,0013	15,14	1,15
19	0,05339	32,74	0,00122	14,21	1,15
20	0,05459	31,80	0,0012	13,97	1,16
25	0,06021	28,06	0,00562	13,09	1,18
30	0,06524	25,34	0,00503	11,71	1,19
35	0,06976	23,22	0,00452	10,53	1,21
40	0,07396	21,54	0,0042	9,78	1,23
45	0,07793	20,18	0,00397	9,25	1,24
50	0,08165	19,03	0,00372	8,66	1,26
55	0,08519	18,05	0,00354	8,24	1,27
60	0,0885	17,18	0,00331	7,71	1,28
70	0,09501	15,81	0,00651	7,58	1,31
80	0,10103	14,71	0,00602	7,01	1,34
90	0,10675	13,82	0,00572	6,66	1,36
100	0,11232	13,09	0,00557	6,49	1,39
110	0,1178	12,48	0,00548	6,38	1,42
120	0,12265	11,91	0,00485	5,65	1,44
130	0,12766	11,44	0,00501	5,83	1,47
140	0,13227	11,01	0,00461	5,37	1,49
150	0,13698	10,78	0,00471	5,48	1,52
160	0,1415	10,30	0,00452	5,26	1,55
170	0,14596	10,00	0,00446	5,19	1,57
180	0,15035	9,73	0,00439	5,11	1,60
190	0,15521	9,52	0,00486	5,66	1,63
200	0,15881	9,25	0,0036	4,19	1,66
210	0,1631	9,05	0,00429	5,00	1,69
220	0,16789	8,89	0,00479	5,58	1,72

230	0,17221	8,72	0,00432	5,03	1,76
240	0,17661	8,57	0,0044	5,12	1,79
250	0,18079	8,42	0,00418	4,87	1,82
260	0,18513	8,30	0,00434	5,05	1,86
270	0,19225	8,14	0,00712	8,29	1,93
280	0,19406	8,07	0,00181	2,11	1,94
290	0,19853	7,98	0,00447	5,20	1,99
294	0,20003	7,93	0,0015	4,37	2,00

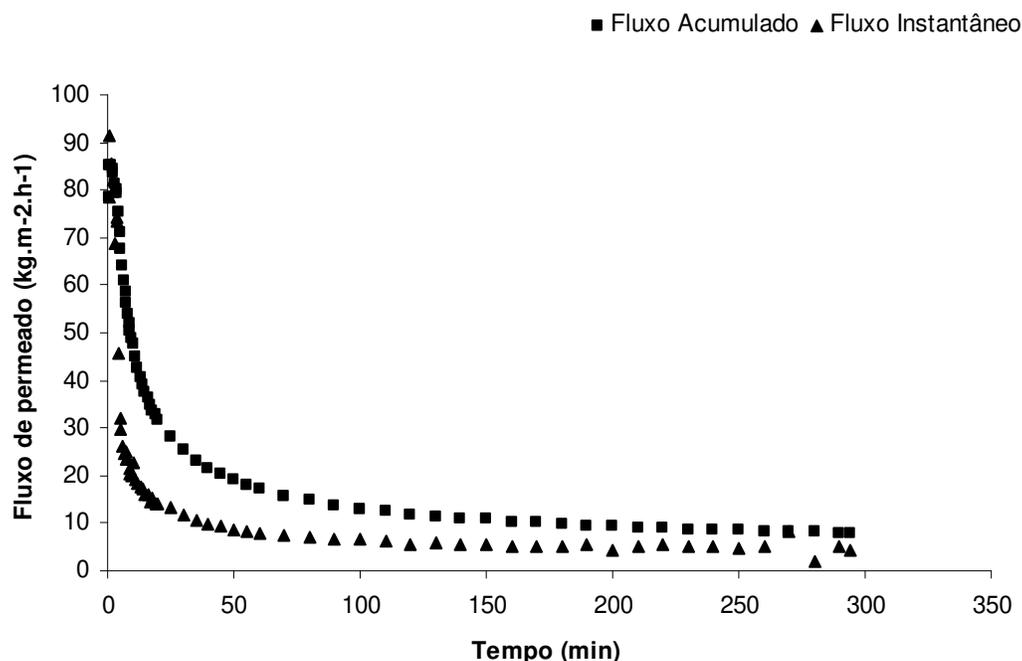


Figura 9.7. Curva de fluxo acumulado e instantâneo, utilizando permeado para microfiltração, utilizando membrana de CEL 100 kDa e 1,5 bar, de polpa de mamão hidrolisada.

Tabela 9.8. Dados experimentais da microfiltração, utilizando membrana de CEL 100 kDa e 2 bar, para polpa de mamão hidrolisada.

Tempo (min)	Massa Permeado (Kg)	Fluxo acumulado (Kg.m ⁻² .h ⁻¹)	Massa instantânea (kg)	Fluxo instantâneo (Kg.m ⁻² .h ⁻¹)	FC
0,5	0,00418	97,40	0,00418	97,40	1,01

1	0,00719	83,77	0,00301	70,10	1,02
1,5	0,01008	78,29	0,00289	67,30	1,03
2	0,01289	75,09	0,00281	65,44	1,03
2,5	0,01579	73,58	0,0029	67,53	1,04
3	0,01798	69,83	0,00219	51,00	1,05
3,5	0,02032	67,64	0,00234	54,49	1,05
4	0,02251	65,56	0,00219	51,00	1,06
4,5	0,02463	63,77	0,00212	49,37	1,07
5	0,02659	61,96	0,00196	45,64	1,07
5,5	0,02851	60,39	0,00192	44,71	1,08
6	0,03032	58,87	0,00181	42,15	1,08
6,5	0,03224	57,79	0,00192	44,71	1,09
7	0,03398	56,55	0,00174	40,52	1,09
7,5	0,03574	55,52	0,00176	40,99	1,10
8	0,03753	54,66	0,00179	41,68	1,10
8,5	0,03912	53,62	0,00159	37,03	1,11
9	0,04079	52,80	0,00167	38,89	1,11
9,5	0,04244	52,05	0,00165	38,42	1,12
10	0,04393	51,18	0,00149	34,70	1,12
11	0,04701	49,79	0,00308	35,86	1,13
12	0,0499	48,45	0,00289	33,65	1,14
13	0,05278	47,30	0,00288	33,53	1,15
14	0,0555	46,19	0,00272	31,67	1,16
15	0,05819	45,20	0,00269	31,32	1,17
16	0,06076	44,24	0,00257	29,92	1,18
17	0,06379	43,72	0,00303	35,28	1,19
18	0,06575	42,56	0,00196	22,82	1,20
19	0,06812	41,77	0,00237	27,60	1,21
20	0,07049	41,06	0,00237	27,60	1,21
25	0,08068	37,60	0,01019	23,73	1,25
30	0,08985	34,89	0,00917	21,35	1,29
35	0,09782	32,56	0,00797	18,56	1,32
40	0,10523	30,65	0,00741	17,26	1,36
45	0,11225	29,06	0,00702	16,35	1,39
50	0,1231	28,68	0,01085	25,27	1,44
55	0,12605	26,70	0,00295	6,87	1,46
60	0,13069	25,38	0,00464	10,81	1,49
70	0,14071	23,41	0,01002	11,67	1,54
80	0,14961	21,79	0,0089	10,36	1,60
90	0,15825	20,49	0,00864	10,06	1,65
100	0,16506	19,23	0,00681	7,93	1,70
110	0,17248	18,27	0,00742	8,64	1,76
120	0,17968	17,44	0,0072	8,38	1,82

130	0,18684	16,74	0,00716	8,34	1,88
140	0,19378	16,13	0,00694	8,08	1,94
146	0,20006	15,75	0,00628	12,19	2,00

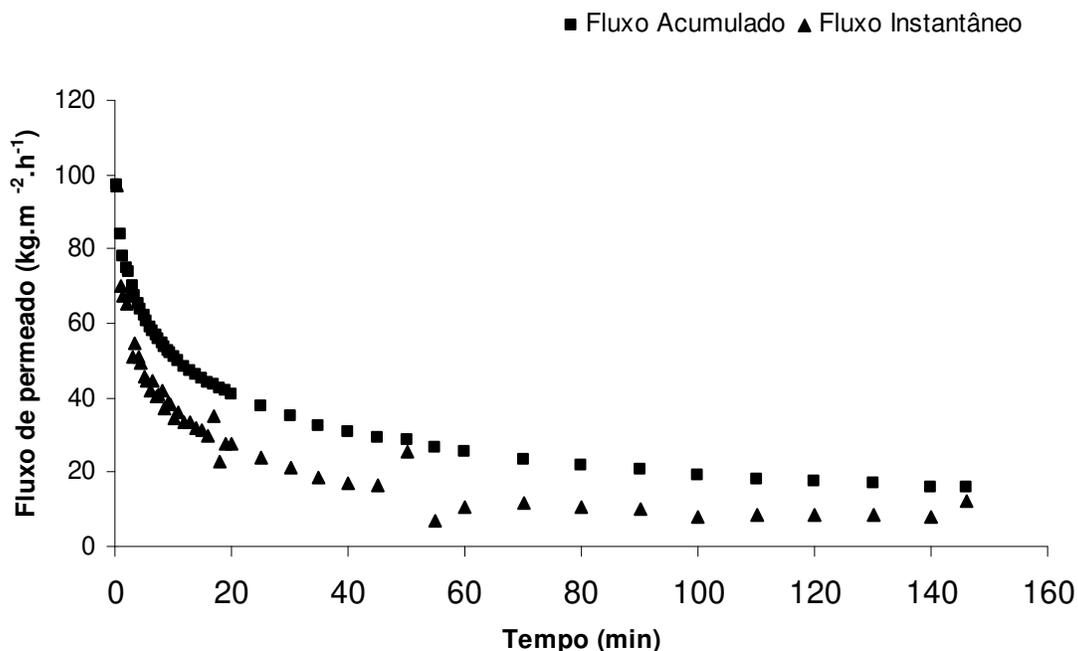


Figura 9.8. Curva de fluxo acumulado e instantâneo, utilizando permeado para microfiltração, utilizando membrana de CEL 100 kDa e 2 bar, de polpa de mamão hidrolisada.

Tabela 9.9. Dados experimentais da ultrafiltração, utilizando membrana de PES 50 kDa e 2 bar, para polpa de mamão hidrolisada.

Tempo (min)	Massa Permeado (Kg)	Fluxo acumulado (Kg.m ⁻² .h ⁻¹)	Massa instantânea (kg)	Fluxo instantâneo (Kg.m ⁻² .h ⁻¹)	FC
0,5	0,00093	21,67	0,00093	21,67	1,00
1	0,00095	11,07	2E-05	0,47	1,00
1,5	0,00131	10,17	0,00036	8,38	1,00
2	0,00176	10,25	0,00045	10,48	1,00
2,5	0,00213	9,93	0,00037	8,62	1,01
3	0,00272	10,56	0,00059	13,74	1,01

3,5	0,0034	11,32	0,00068	15,84	1,01
4	0,00408	11,88	0,00068	15,84	1,01
4,5	0,00475	12,30	0,00067	15,60	1,01
5	0,00541	12,61	0,00066	15,37	1,01
5,5	0,00601	12,73	0,0006	13,97	1,02
6	0,00662	12,85	0,00061	14,21	1,02
6,5	0,0072	12,91	0,00058	13,51	1,02
7	0,00771	12,83	0,00051	11,88	1,02
7,5	0,00828	12,86	0,00057	13,27	1,02
8	0,00894	13,02	0,00066	15,37	1,02
8,5	0,00945	12,95	0,00051	11,88	1,02
9	0,00995	12,88	0,0005	11,64	1,03
9,5	0,01046	12,83	0,00051	11,88	1,03
10	0,01094	12,75	0,00048	11,18	1,03
11	0,01204	12,75	0,0011	12,81	1,03
12	0,01229	11,93	0,00025	2,91	1,03
13	0,01334	11,96	0,00105	12,23	1,03
14	0,01432	11,92	0,00098	11,41	1,04
15	0,01524	11,84	0,00092	10,71	1,04
16	0,01589	11,57	0,00065	7,57	1,04
17	0,01641	11,25	0,00052	6,05	1,04
18	0,01731	11,20	0,0009	10,48	1,05
19	0,01821	11,17	0,0009	10,48	1,05
20	0,01903	11,09	0,00082	9,55	1,05
25	0,0232	10,81	0,00417	9,71	1,06
30	0,0277	10,76	0,0045	10,48	1,07
35	0,03081	10,26	0,00311	7,24	1,08
40	0,03445	10,03	0,00364	8,48	1,09
45	0,0383	9,92	0,00385	8,97	1,11
50	0,04161	9,70	0,00331	7,71	1,12
55	0,04507	9,55	0,00346	8,06	1,13
60	0,04852	9,42	0,00345	8,03	1,14
70	0,05525	9,19	0,00673	7,84	1,16
80	0,06148	8,95	0,00623	7,25	1,18
90	0,06855	8,87	0,00707	8,23	1,21
100	0,07458	8,69	0,00603	7,02	1,23
110	0,08099	8,58	0,00641	7,46	1,25
120	0,08733	8,48	0,00634	7,38	1,28
130	0,09385	8,41	0,00652	7,59	1,31
140	0,10011	8,33	0,00626	7,29	1,33
150	0,10652	8,27	0,00641	7,46	1,36
160	0,11313	8,24	0,00661	7,70	1,39
170	0,1198	8,21	0,00667	7,77	1,43

180	0,12649	8,19	0,00669	7,79	1,46
190	0,13302	8,16	0,00653	7,60	1,50
200	0,14633	8,52	0,01331	7,98	1,58
210	0,15327	8,50	0,00694	8,08	1,62
220	0,15966	8,46	0,00639	7,44	1,66
230	0,16621	8,42	0,00655	7,63	1,71
240	0,17285	8,39	0,00664	7,73	1,76
250	0,1794	8,36	0,00655	7,63	1,81
260	0,18606	8,34	0,00666	7,75	1,87
270	0,19282	8,32	0,00676	7,87	1,93
279	0,20015	8,07	0,00733	9,48	2,00

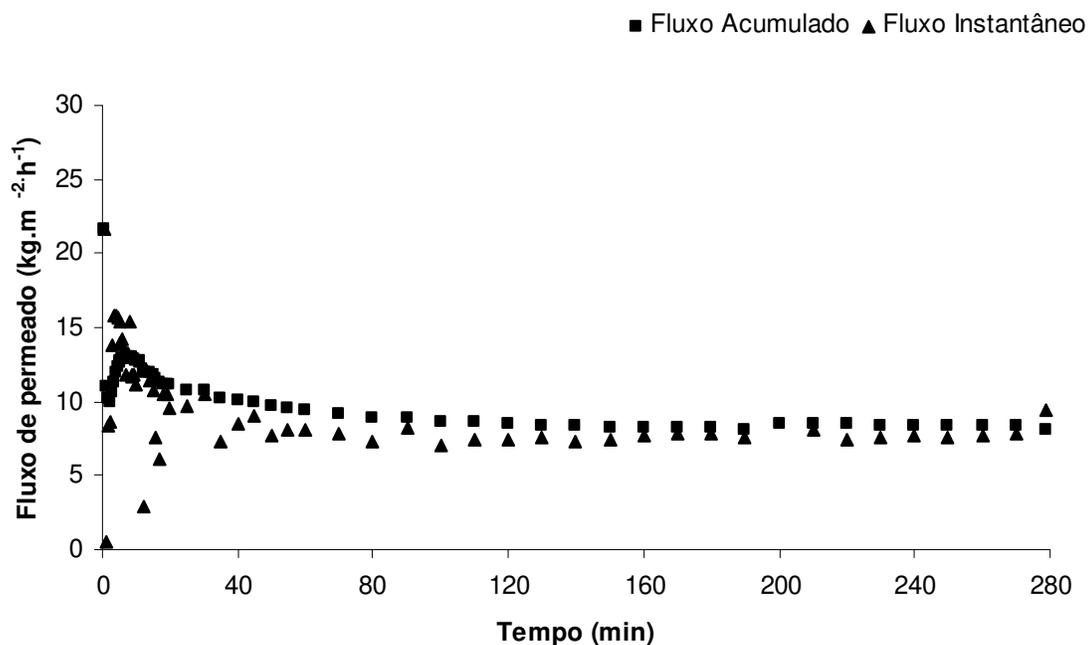


Figura 9.9. Curva de fluxo acumulado e instantâneo, utilizando permeado ultrafiltração, utilizando membrana de PES 50 kDa e 2 bar, de polpa de mamão hidrolisada.

Tabela 9.10. Dados experimentais da ultrafiltração, utilizando membrana de PES 50 kDa e 4 bar, para polpa de mamão hidrolisada.

Tempo (min)	Massa Permeado (Kg)	Fluxo acumulado (Kg.m ⁻² .h ⁻¹)	Massa instantânea (kg)	Fluxo instantâneo (Kg.m ⁻² .h ⁻¹)	FC
0,5	0,00278	64,78	0,00278	64,78	1,01
1	0,00496	57,79	0,00218	50,77	1,01
1,5	0,00678	52,66	0,00182	42,38	1,02
2	0,00979	57,03	0,00301	70,10	1,03
2,5	0,01262	58,81	0,00283	65,90	1,03
3	0,01543	59,92	0,00281	65,44	1,04
3,5	0,01822	60,65	0,00279	64,97	1,05
4	0,02099	61,14	0,00277	64,51	1,06
4,5	0,02369	61,33	0,0027	62,88	1,06
5	0,02611	60,84	0,00242	56,36	1,07
5,5	0,02874	60,88	0,00263	61,25	1,08
6	0,03127	60,72	0,00253	58,92	1,08
6,5	0,03369	60,39	0,00242	56,36	1,09
7	0,03612	60,12	0,00243	56,59	1,10
7,5	0,03858	59,93	0,00246	57,29	1,11
8	0,04092	59,59	0,00234	54,49	1,11
8,5	0,04428	60,69	0,00336	78,25	1,12
9	0,04569	59,15	0,00141	32,84	1,13
9,5	0,04795	58,80	0,00226	52,63	1,14
10	0,04919	57,31	0,00124	28,88	1,14
11	0,05127	54,30	0,00208	24,22	1,15
12	0,05313	51,58	0,00186	21,66	1,15
13	0,05489	49,19	0,00176	20,49	1,16
14	0,05646	46,98	0,00157	18,28	1,16
15	0,05794	45,00	0,00148	17,23	1,17
16	0,05944	43,28	0,0015	17,47	1,17
17	0,06075	41,63	0,00131	15,25	1,18
18	0,06214	40,22	0,00139	16,18	1,18
19	0,06339	38,87	0,00125	14,55	1,19
20	0,06488	37,79	0,00149	17,35	1,19
25	0,07057	32,89	0,00569	13,25	1,21
30	0,07621	29,60	0,00564	13,13	1,24
35	0,08166	27,18	0,00545	12,69	1,26
40	0,08696	25,33	0,0053	12,34	1,28
45	0,0924	23,92	0,00544	12,67	1,30
50	0,09745	22,71	0,00505	11,76	1,32
55	0,1027	21,75	0,00525	12,23	1,35
60	0,10782	20,94	0,00512	11,92	1,37

70	0,11851	19,72	0,01069	12,45	1,42
80	0,12807	18,65	0,00956	11,13	1,47
90	0,13796	17,86	0,00989	11,52	1,53
100	0,14803	17,25	0,01007	11,73	1,59
110	0,15863	16,80	0,0106	12,34	1,66
120	0,1787	17,35	0,02007	23,37	1,81
130	0,18907	16,94	0,01037	12,07	1,90
140	0,19957	16,61	0,0105	12,23	2,00

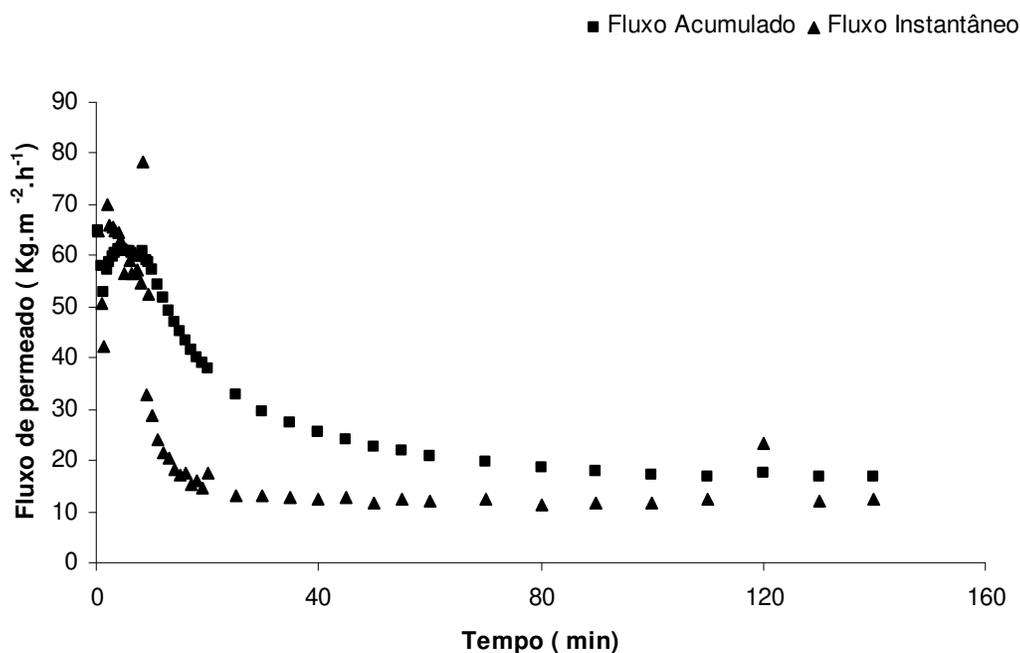


Figura 9.10. Curva de fluxo acumulado e instantâneo, utilizando permeado ultrafiltração, utilizando membrana de PES 50 kDa e 4 bar, de polpa de mamão hidrolisada.

Tabela 9.11. Dados experimentais para ultrafiltração, utilizando membrana de PES 50 kDa e 6 bar, para polpa de mamão hidrolisada.

Tempo (min)	Massa Permeado (Kg)	Fluxo acumulado (Kg.m ⁻² .h ⁻¹)	Massa instantânea (kg)	Fluxo instantâneo (Kg.m ⁻² .h ⁻¹)	FC
0,5	0,00384	89,48	0,00384	89,48	1,01

1	0,00828	96,47	0,00444	103,40	1,02
1,5	0,01109	86,14	0,00281	65,44	1,03
2	0,01438	83,77	0,00329	76,62	1,04
2,5	0,01744	81,27	0,00306	71,26	1,05
3	0,02007	77,94	0,00263	61,25	1,05
3,5	0,02317	77,13	0,0031	72,19	1,06
4	0,02518	73,34	0,00201	46,81	1,07
4,5	0,02749	71,17	0,00231	53,79	1,07
5	0,02969	69,18	0,0022	51,23	1,08
5,5	0,0321	68,00	0,00241	56,12	1,09
6	0,0338	65,63	0,0017	39,59	1,09
6,5	0,03578	64,13	0,00198	46,11	1,10
7	0,0378	62,91	0,00202	47,04	1,10
7,5	0,03961	61,53	0,00181	42,15	1,11
8	0,04143	60,33	0,00182	42,38	1,12
8,5	0,04327	59,31	0,00184	42,85	1,12
9	0,04498	58,23	0,00171	39,82	1,13
9,5	0,04676	57,34	0,00178	41,45	1,13
10	0,04851	56,52	0,00175	40,75	1,14
11	0,05186	54,93	0,00335	39,01	1,15
12	0,05516	53,55	0,0033	38,42	1,16
13	0,05838	52,32	0,00322	37,49	1,17
14	0,06154	51,21	0,00316	36,79	1,18
15	0,06503	50,51	0,00349	40,64	1,19
16	0,06766	49,27	0,00263	30,62	1,20
17	0,07065	48,42	0,00299	34,81	1,21
18	0,07363	47,66	0,00298	34,70	1,23
19	0,07664	46,99	0,00301	35,05	1,24
20	0,07948	46,30	0,00284	33,07	1,25
25	0,09365	43,64	0,01417	33,00	1,31
30	0,10711	41,60	0,01346	31,34	1,37
35	0,12135	40,39	0,01424	33,16	1,44
40	0,13305	42,34	0,0117	27,25	1,50
45	0,14537	40,77	0,01232	28,69	1,57
50	0,15748	39,50	0,01211	28,20	1,65
55	0,1695	38,37	0,01202	27,99	1,74
60	0,18113	39,13	0,01163	27,08	1,83
68	0,20151	34,52	0,02038	29,66	2,00

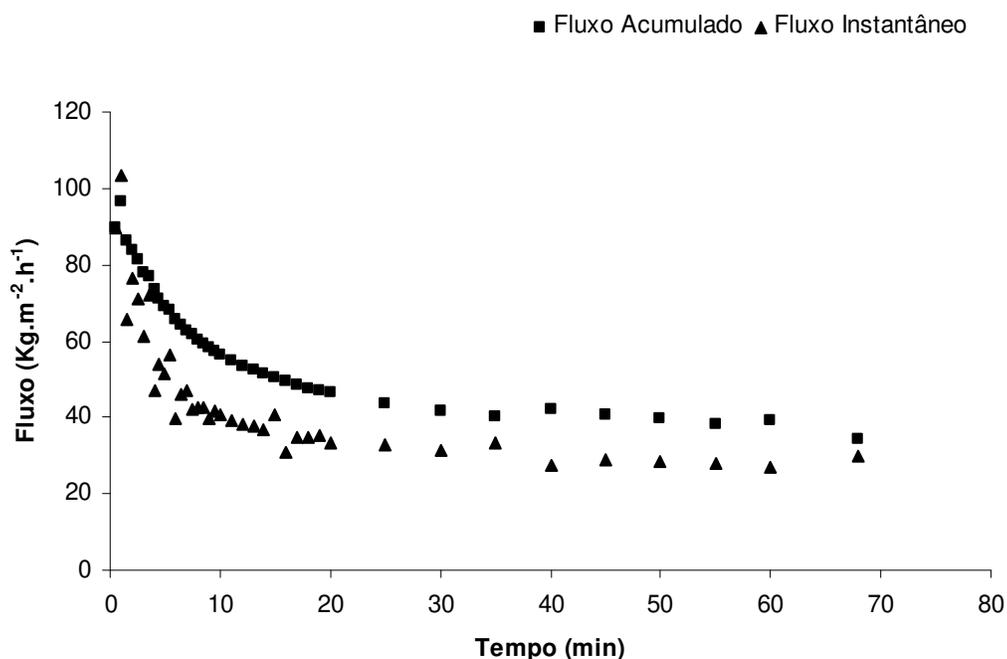


Figura 9.11. Curva de fluxo acumulado e instantâneo, utilizando permeado ultrafiltração, utilizando membrana de PES 50 kDa e 6 bar, de polpa de mamão hidrolisada.

Tabela 9.12. Dados experimentais para ultrafiltração, utilizando membrana de PES 30 kDa e 2 bar, para polpa de mamão hidrolisada.

Tempo (min)	Massa Permeado (Kg)	Fluxo acumulado (Kg.m ⁻² .h ⁻¹)	Massa instantânea (kg)	Fluxo instantâneo (Kg.m ⁻² .h ⁻¹)	FC
0,5	0,00197	45,90	0,00197	45,90	1,00
1	0,00388	45,20	0,00191	44,48	1,01
1,5	0,00593	46,06	0,00205	47,74	1,02
2	0,00798	46,49	0,00205	47,74	1,02
2,5	0,00995	46,37	0,00197	45,88	1,03
3	0,01191	46,25	0,00196	45,64	1,03
3,5	0,01386	46,14	0,00195	45,41	1,04
4	0,01574	45,84	0,00188	43,78	1,04
4,5	0,01759	45,54	0,00185	43,08	1,05
5	0,01945	45,32	0,00186	43,31	1,05
5,5	0,02143	45,39	0,00198	46,11	1,06
6	0,02305	44,76	0,00162	37,73	1,06

6,5	0,02478	44,42	0,00173	40,29	1,07
7	0,02676	44,54	0,00198	46,11	1,07
7,5	0,02829	43,95	0,00153	35,63	1,08
8	0,0299	43,54	0,00161	37,49	1,08
8,5	0,03164	43,37	0,00174	40,52	1,09
9	0,03345	43,30	0,00181	42,15	1,09
9,5	0,03509	43,03	0,00164	38,19	1,10
10	0,03676	42,83	0,00167	38,89	1,10
11	0,04062	43,02	0,00386	44,94	1,11
12	0,04334	42,08	0,00272	31,67	1,12
13	0,04661	41,77	0,00327	38,07	1,13
14	0,04969	41,35	0,00308	35,86	1,14
15	0,0527	40,93	0,00301	35,05	1,15
16	0,05593	40,73	0,00323	37,61	1,16
17	0,05848	40,08	0,00255	29,69	1,17
18	0,06133	39,70	0,00285	33,18	1,18
19	0,06411	39,31	0,00278	32,37	1,19
20	0,06684	38,94	0,00273	31,79	1,20
25	0,07948	37,04	0,01264	29,44	1,25
30	0,09058	35,18	0,0111	25,85	1,29
35	0,10129	33,72	0,01071	24,94	1,34
40	0,10704	31,18	0,00575	13,39	1,37
45	0,11104	28,75	0,004	9,31	1,38
50	0,11458	26,70	0,00354	8,24	1,40
55	0,11783	24,96	0,00325	7,57	1,42
60	0,12068	23,43	0,00285	6,64	1,43
70	0,12584	20,94	0,00516	6,01	1,46
80	0,13082	19,05	0,00498	5,80	1,49
90	0,13442	17,40	0,0036	4,19	1,51
100	0,13802	16,08	0,0036	4,19	1,53
110	0,14137	14,97	0,00335	3,90	1,55
120	0,14444	14,02	0,00307	3,57	1,57
130	0,14746	13,21	0,00302	3,52	1,58
140	0,15001	12,48	0,00255	2,97	1,60
150	0,15277	11,87	0,00276	3,21	1,62
160	0,15534	11,31	0,00257	2,99	1,63
170	0,15772	10,81	0,00238	2,77	1,65
180	0,1602	10,37	0,00248	2,89	1,67
190	0,16231	9,95	0,00211	2,46	1,68
200	0,16449	9,58	0,00218	2,54	1,70
210	0,16656	9,24	0,00207	2,41	1,71
220	0,16868	8,93	0,00212	2,47	1,73
230	0,17054	8,64	0,00186	2,17	1,74

240	0,17242	8,37	0,00188	2,19	1,76
250	0,17427	8,12	0,00185	2,15	1,77
260	0,17614	7,89	0,00187	2,18	1,79
270	0,17785	7,67	0,00171	1,99	1,80
280	0,17953	7,47	0,00168	1,96	1,81
290	0,18137	7,29	0,00184	2,14	1,83
300	0,18303	7,11	0,00166	1,93	1,84
310	0,18474	6,94	0,00171	1,99	1,86
322	0,18676	6,76	0,00202	1,96	1,88
330	0,18819	6,64	0,00143	2,08	1,89
340	0,18975	6,50	0,00156	1,82	1,90
352	0,19166	6,34	0,00191	1,85	1,92
360	0,19292	6,24	0,00126	1,83	1,93
370	0,19446	6,12	0,00154	1,79	1,95
380	0,19751	6,06	0,00305	3,55	1,98
390	0,19905	5,95	0,00154	1,79	1,99
396	0,20002	5,74	0,00097	1,88	2,00

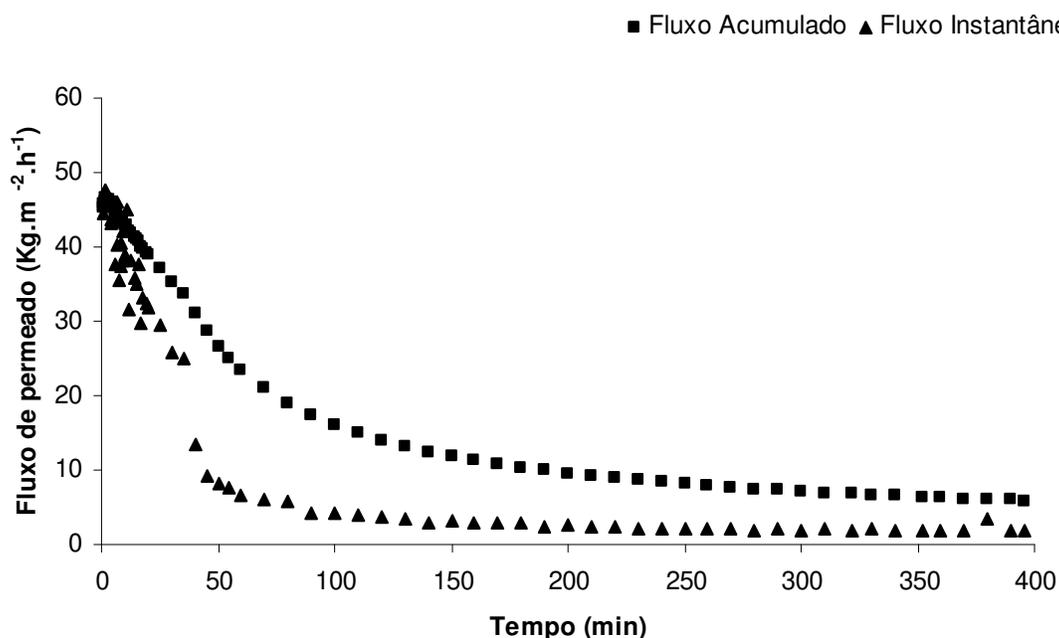


Figura 9.12. Curva de fluxo acumulado e instantâneo, utilizando permeado para ultrafiltração, utilizando membrana de PES 30 kDa e 2 bar, de polpa de mamão hidrolisada.

Tabela 9.13. Dados experimentais para ultrafiltração, utilizando membrana de PES 30 kDa e 6 bar, para polpa de mamão hidrolisada.

Tempo (min)	Massa Permeado (Kg)	Fluxo acumulado (Kg.m ⁻² .h ⁻¹)	Massa instantânea (kg)	Fluxo instantâneo (Kg.m ⁻² .h ⁻¹)	FC
0,5	0,00164	38,21	0,00164	38,21	1,00
1	0,00381	44,39	0,00217	50,53	1,01
1,5	0,00577	44,82	0,00196	45,64	1,01
2	0,00768	44,74	0,00191	44,48	1,02
2,5	0,00952	44,37	0,00184	42,85	1,02
3	0,01134	44,04	0,00182	42,38	1,03
3,5	0,0131	43,61	0,00176	40,99	1,03
4	0,01481	43,14	0,00171	39,82	1,04
4,5	0,01638	42,41	0,00157	36,56	1,04
5	0,01801	41,97	0,00163	37,96	1,05

5,5	0,01973	41,79	0,00172	40,05	1,05
6	0,02113	41,03	0,0014	32,60	1,06
6,5	0,02267	40,63	0,00154	35,86	1,06
7	0,02411	40,13	0,00144	33,53	1,06
7,5	0,02553	39,66	0,00142	33,07	1,07
8	0,02689	39,16	0,00136	31,67	1,07
8,5	0,02839	38,91	0,0015	34,93	1,08
9	0,02974	38,50	0,00135	31,44	1,08
9,5	0,0308	37,77	0,00106	24,68	1,08
10	0,03222	37,54	0,00142	33,07	1,09
11	0,03472	36,77	0,0025	29,11	1,10
12	0,03712	36,04	0,0024	27,94	1,10
13	0,03953	35,43	0,00241	28,06	1,11
14	0,04176	34,75	0,00223	25,97	1,12
15	0,04391	34,10	0,00215	25,03	1,12
16	0,0455	33,13	0,00159	18,51	1,13
17	0,04801	32,90	0,00251	29,23	1,14
18	0,0502	32,49	0,00219	25,50	1,14
19	0,05184	31,79	0,00164	19,10	1,15
20	0,05371	31,29	0,00187	21,77	1,16
25	0,06442	30,02	0,01071	24,94	1,19
30	0,07206	27,98	0,00764	17,79	1,22
35	0,08059	26,83	0,00853	19,86	1,25
40	0,08885	25,88	0,00826	19,24	1,29
45	0,09671	25,04	0,00786	18,30	1,32
50	0,10433	24,31	0,00762	17,75	1,35
55	0,1121	23,75	0,00777	18,09	1,39
60	0,11913	23,13	0,00703	16,37	1,42
70	0,13231	22,01	0,01318	15,35	1,49
80	0,14395	20,96	0,01164	13,55	1,56
90	0,1541	19,95	0,01015	11,82	1,63
100	0,16507	19,04	0,01097	12,77	1,70
110	0,17246	18,27	0,00739	8,60	1,76
120	0,18178	17,65	0,00932	10,85	1,83
130	0,19028	17,05	0,0085	9,90	1,91
140	0,19939	16,59	0,00911	10,61	1,99
144	0,2013	16,52	0,00191	5,56	2,01

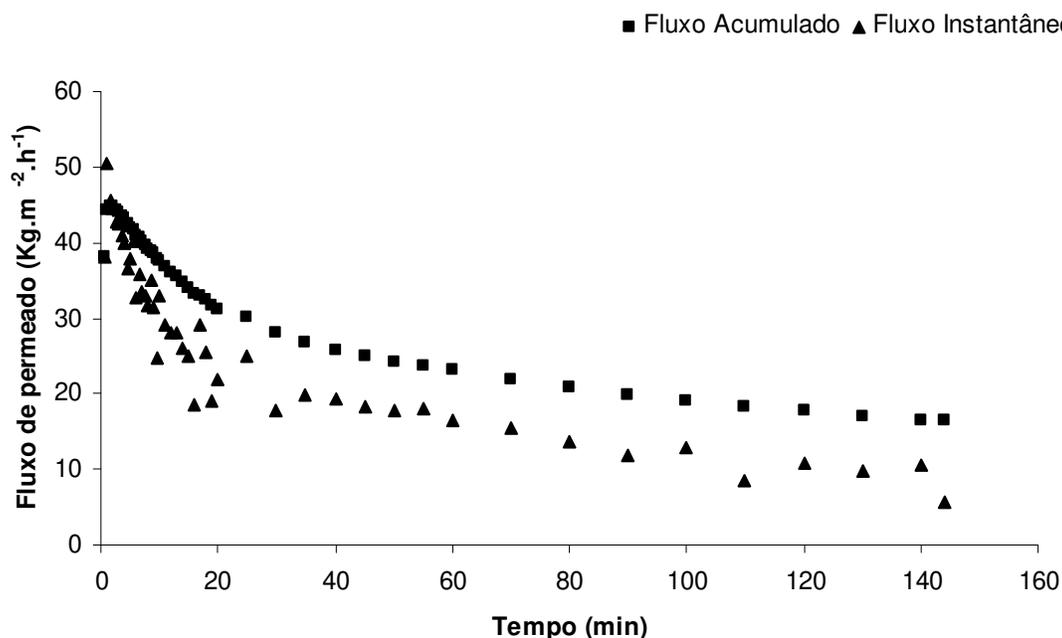


Figura 9.13. Curva de fluxo acumulado e instantâneo, utilizando permeado para ultrafiltração, utilizando membrana de PES 30 kDa e 4 bar, de polpa de mamão hidrolisada.

Tabela 9.14. Dados experimentais para ultrafiltração, utilizando membrana de PES 30 kDa e 6 bar, para polpa de mamão hidrolisada.

Tempo (min)	Massa Permeado (Kg)	Fluxo acumulado ($\text{Kg.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$)	Massa instantânea (kg)	Fluxo instantâneo ($\text{Kg.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$)	FC
0,5	0,00521	121,40	0,00521	121,40	1,01
1	0,00863	100,54	0,00342	79,64	1,02
1,5	0,01118	86,83	0,00255	59,38	1,03
2	0,01359	79,17	0,00241	56,12	1,04
2,5	0,01577	73,49	0,00218	50,77	1,04
3	0,01795	69,71	0,00218	50,77	1,05
3,5	0,01998	66,51	0,00203	47,27	1,05
4	0,02197	63,99	0,00199	46,34	1,06
4,5	0,02381	61,64	0,00184	42,85	1,06
5	0,02569	59,86	0,00188	43,78	1,07
5,5	0,02749	58,23	0,0018	41,92	1,07

6	0,02925	56,80	0,00176	40,99	1,08
6,5	0,03093	55,44	0,00168	39,12	1,08
7	0,03254	54,16	0,00161	37,49	1,09
7,5	0,03411	52,99	0,00157	36,56	1,09
8	0,03571	52,00	0,0016	37,26	1,10
8,5	0,03714	50,91	0,00143	33,30	1,10
9	0,03864	50,02	0,0015	34,93	1,11
9,5	0,04007	49,14	0,00143	33,30	1,11
10	0,04148	48,33	0,00141	32,84	1,12
11	0,04422	46,83	0,00274	31,90	1,12
12	0,04688	45,51	0,00266	30,97	1,13
13	0,04946	44,33	0,00258	30,04	1,14
14	0,05193	43,21	0,00247	28,76	1,15
15	0,0543	42,17	0,00237	27,60	1,16
16	0,05661	41,22	0,00231	26,90	1,16
17	0,05882	40,31	0,00221	25,73	1,17
18	0,06102	39,50	0,0022	25,62	1,18
19	0,06304	38,66	0,00202	23,52	1,19
20	0,06509	37,92	0,00205	23,87	1,19
25	0,07451	34,72	0,00942	21,94	1,23
30	0,08279	32,15	0,00828	19,28	1,26
35	0,09289	30,92	0,0101	23,52	1,30
40	0,09784	28,50	0,00495	11,53	1,32
45	0,10455	27,07	0,00671	15,63	1,35
50	0,11155	25,99	0,007	16,30	1,39
55	0,11792	24,98	0,00637	14,83	1,42
60	0,12436	24,15	0,00644	15,00	1,45
70	0,13689	22,78	0,01253	14,59	1,52
80	0,14944	21,76	0,01255	14,61	1,60
90	0,1616	20,92	0,01216	14,16	1,68
100	0,17385	20,25	0,01225	14,26	1,77
110	0,18544	19,64	0,01159	13,50	1,86
120	0,19746	19,17	0,01202	14,00	1,97
122	0,2001	19,11	0,00264	15,37	2,00

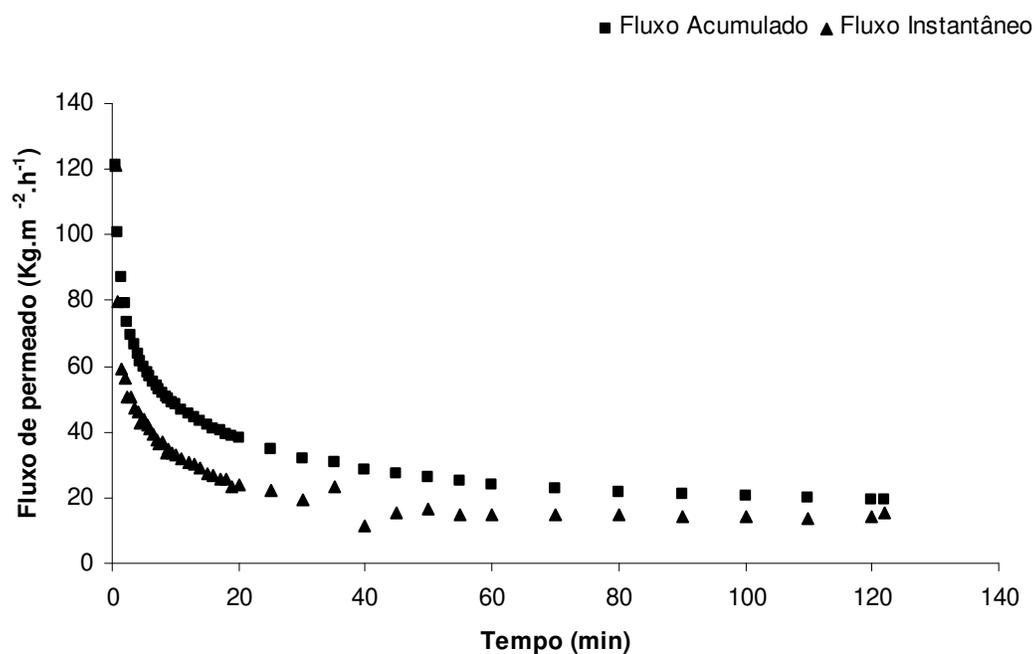


Figura 9.14. Curva de fluxo acumulado e instantâneo, utilizando permeado para ultrafiltração, utilizando membrana de PES 30 kDa e 6 bar, de polpa de mamão hidrolisada.

Tabela 9.15. Dados experimentais para ultrafiltração, utilizando membrana de CEL 30 kDa e 2 bar, para polpa de mamão hidrolisada.

Tempo (min)	Massa Permeado (Kg)	Fluxo acumulado ($\text{Kg.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$)	Massa instantânea (kg)	Fluxo instantâneo ($\text{Kg.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$)	FC
0,5	0,00283	65,94	0,00283	65,94	1,01
1	0,00504	58,72	0,00221	51,47	1,01
1,5	0,00792	61,51	0,00288	67,07	1,02
2	0,01045	60,87	0,00253	58,92	1,03
2,5	0,01311	61,10	0,00266	61,94	1,03
3	0,01537	59,69	0,00226	52,63	1,04
3,5	0,01792	59,65	0,00255	59,38	1,05
4	0,0201	58,54	0,00218	50,77	1,05
4,5	0,02255	58,38	0,00245	57,05	1,06
5	0,02483	57,86	0,00228	53,10	1,07
5,5	0,02713	57,47	0,0023	53,56	1,07

6	0,02935	56,99	0,00222	51,70	1,08
6,5	0,03151	56,48	0,00216	50,30	1,09
7	0,03363	55,97	0,00212	49,37	1,09
7,5	0,03582	55,64	0,00219	51,00	1,10
8	0,03789	55,18	0,00207	48,20	1,10
8,5	0,04001	54,84	0,00212	49,37	1,11
9	0,04204	54,42	0,00203	47,27	1,12
9,5	0,04403	54,00	0,00199	46,34	1,12
10	0,04607	53,67	0,00204	47,51	1,13
11	0,04991	52,86	0,00384	44,71	1,14
12	0,05376	52,19	0,00385	44,83	1,16
13	0,05747	51,50	0,00371	43,20	1,17
14	0,06107	50,82	0,0036	41,92	1,18
15	0,06461	50,18	0,00354	41,22	1,19
16	0,06839	49,80	0,00378	44,01	1,21
17	0,0713	48,86	0,00291	33,88	1,22
18	0,07461	48,29	0,00331	38,54	1,23
19	0,07777	47,69	0,00316	36,79	1,24
20	0,08102	47,20	0,00325	37,84	1,25
25	0,09558	44,54	0,01456	33,91	1,31
30	0,10595	41,15	0,01037	24,15	1,36
35	0,11043	36,76	0,00448	10,43	1,38
40	0,11419	33,26	0,00376	8,76	1,40
45	0,11821	30,60	0,00402	9,36	1,42
50	0,12165	28,35	0,00344	8,01	1,44
55	0,12465	26,40	0,003	6,99	1,45
60	0,12772	24,80	0,00307	7,15	1,47
70	0,13458	22,39	0,00686	7,99	1,51
80	0,13904	20,25	0,00446	5,19	1,53
90	0,14419	18,67	0,00515	6,00	1,56
100	0,14945	17,41	0,00526	6,12	1,60
110	0,1539	16,30	0,00445	5,18	1,63
120	0,16135	14,92	0,00745	8,67	1,68
130	0,16385	14,57	0,0025	2,91	1,69
140	0,1679	13,97	0,00405	4,72	1,72
150	0,17254	13,40	0,00464	5,40	1,76
160	0,17726	12,91	0,00472	5,50	1,80
170	0,18195	12,47	0,00469	5,46	1,83
180	0,18681	12,09	0,00486	5,66	1,88
190	0,19163	11,75	0,00482	5,61	1,92
200	0,19654	11,45	0,00491	5,72	1,97
207	0,20036	11,28	0,00382	6,35	2,00

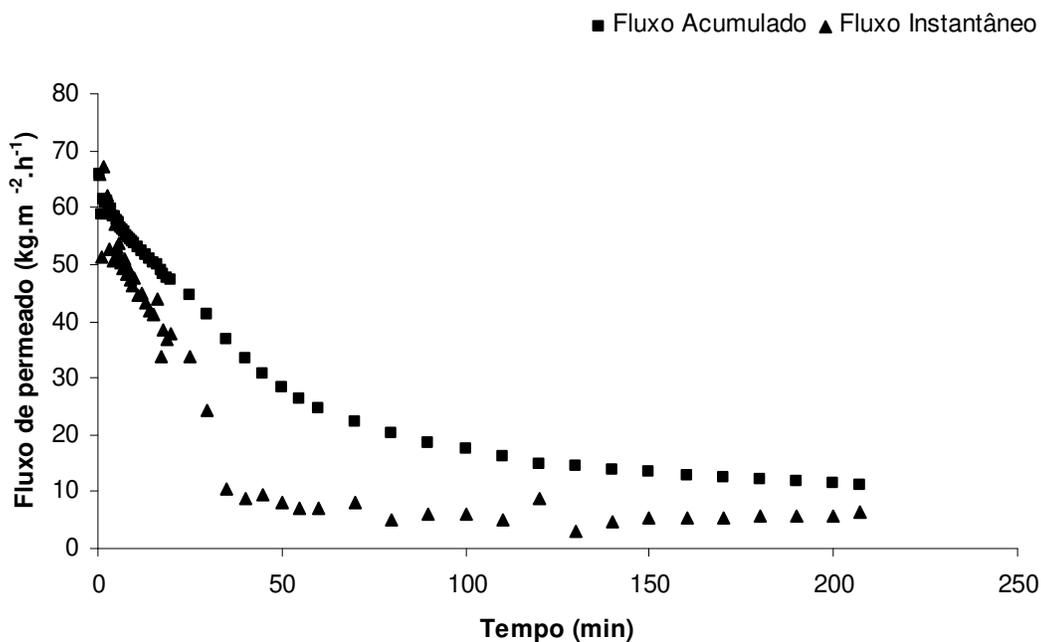


Figura 9.15. Curva de fluxo acumulado e instantâneo, utilizando permeado para ultrafiltração, utilizando membrana de CEL 30 kDa e 2 bar, de polpa de mamão hidrolisada,

Tabela 9.16. Dados experimentais para ultrafiltração, utilizando membrana de CEL 30 kDa e 4 bar, para polpa de mamão hidrolisada

Tempo (min)	Massa Permeado (Kg)	Fluxo acumulado ($\text{Kg.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$)	Massa instantânea (kg)	Fluxo instantâneo ($\text{Kg.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$)	FC
0,5	0,00381	88,78	0,00381	88,78	1,01
1	0,00723	84,23	0,00342	79,64	1,02
1,5	0,01021	79,30	0,00298	69,40	1,03
2	0,01302	75,84	0,00281	65,44	1,03
2,5	0,01558	72,61	0,00256	59,62	1,04
3	0,01803	70,02	0,00245	57,05	1,05
3,5	0,02024	67,37	0,00221	51,47	1,05
4	0,0229	66,70	0,00266	61,94	1,06
4,5	0,02449	63,40	0,00159	37,03	1,07
5	0,02654	61,84	0,00205	47,74	1,07
5,5	0,0285	60,37	0,00196	45,64	1,08

6	0,03042	59,07	0,00192	44,71	1,08
6,5	0,03228	57,86	0,00186	43,31	1,09
7	0,03436	57,19	0,00208	48,44	1,09
7,5	0,0358	55,61	0,00144	33,53	1,10
8	0,03769	54,89	0,00189	44,01	1,10
8,5	0,03936	53,95	0,00167	38,89	1,11
9	0,04116	53,28	0,0018	41,92	1,11
9,5	0,04245	52,06	0,00129	30,04	1,12
10	0,04394	51,19	0,00149	34,70	1,12
11	0,04686	49,63	0,00292	34,00	1,13
12	0,04972	48,27	0,00286	33,30	1,14
13	0,05238	46,94	0,00266	30,97	1,15
14	0,05512	45,87	0,00274	31,90	1,16
15	0,05759	44,73	0,00247	28,76	1,17
16	0,06005	43,73	0,00246	28,64	1,18
17	0,06246	42,81	0,00241	28,06	1,19
18	0,06476	41,92	0,0023	26,78	1,19
19	0,06707	41,13	0,00231	26,90	1,20
20	0,06929	40,36	0,00222	25,85	1,21
25	0,07973	37,16	0,01044	24,31	1,25
30	0,08884	34,50	0,00911	21,21	1,29
35	0,09708	32,32	0,00824	19,19	1,32
40	0,10451	30,44	0,00743	17,30	1,35
45	0,11176	28,93	0,00725	16,88	1,39
50	0,11896	27,72	0,0072	16,77	1,42
55	0,12586	26,66	0,0069	16,07	1,46
60	0,13236	25,70	0,0065	15,14	1,49
70	0,14463	24,06	0,01227	14,29	1,57
80	0,15587	22,70	0,01124	13,09	1,64
90	0,17134	21,24	0,01547	18,01	1,75
100	0,17681	20,60	0,00547	6,37	1,79
110	0,18691	19,80	0,0101	11,76	1,88
120	0,19694	19,12	0,01003	11,68	1,97
123	0,20032	18,97	0,00338	13,12	2,00

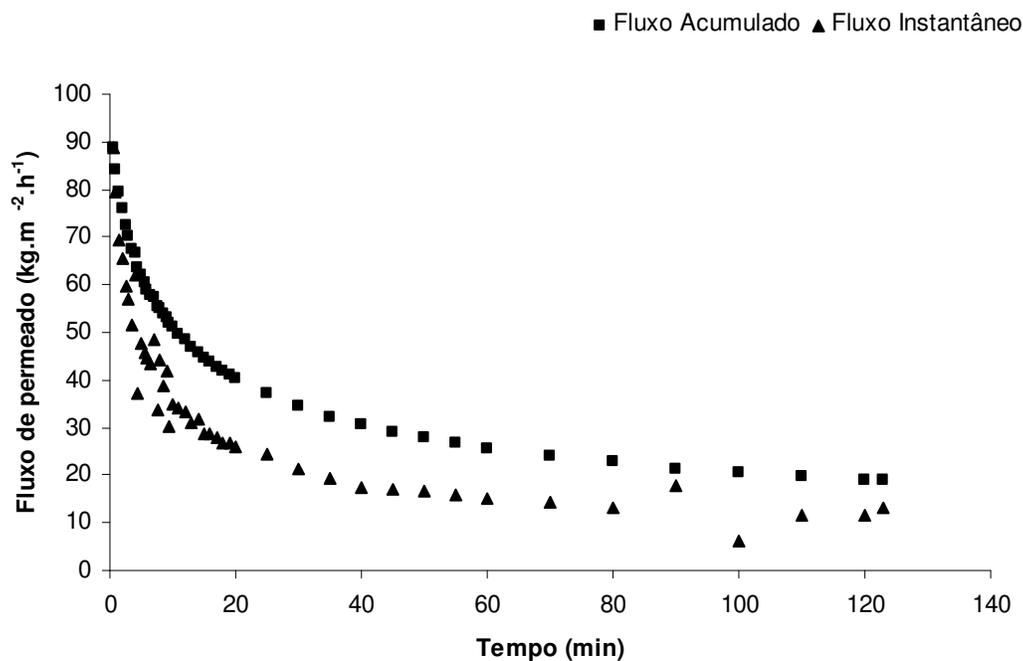


Figura 9.16. Curva de fluxo acumulado e instantâneo, utilizando permeado para ultrafiltração, utilizando membrana de CEL 30 kDa e 4 bar, de polpa de mamão hidrolisada.

Tabela 9.17. Dados experimentais para ultrafiltração, utilizando membrana de CEL 30 kDa e 6 bar, para polpa de mamão hidrolisada.

Tempo (min)	Massa Permeado (Kg)	Fluxo acumulado ($\text{Kg.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$)	Massa instantânea (kg)	Fluxo instantâneo ($\text{Kg.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$)	FC
0,5	0,00303	70,60	0,00303	70,60	1,01
1	0,00601	70,02	0,00298	69,40	1,02
1,5	0,00888	68,97	0,00287	66,83	1,02
2	0,01165	67,86	0,00277	64,51	1,03
2,5	0,01418	66,08	0,00253	58,92	1,04
3	0,01669	64,82	0,00251	58,45	1,04
3,5	0,01903	63,35	0,00234	54,49	1,05
4	0,02137	62,24	0,00234	54,49	1,06
4,5	0,02361	61,13	0,00224	52,16	1,06
5	0,02584	60,21	0,00223	51,93	1,07
5,5	0,028	59,31	0,00216	50,30	1,08

6	0,03012	58,49	0,00212	49,37	1,08
6,5	0,0322	57,71	0,00208	48,44	1,09
7	0,03421	56,94	0,00201	46,81	1,09
7,5	0,03621	56,25	0,002	46,57	1,10
8	0,0382	55,63	0,00199	46,34	1,11
8,5	0,04021	55,11	0,00201	46,81	1,11
9	0,04209	54,49	0,00188	43,78	1,12
9,5	0,044	53,96	0,00191	44,48	1,12
10	0,04593	53,51	0,00193	44,94	1,13
11	0,04965	52,59	0,00372	43,31	1,14
12	0,0536	52,04	0,00395	45,99	1,15
13	0,05677	50,88	0,00317	36,91	1,17
14	0,06015	50,06	0,00338	39,36	1,18
15	0,06352	49,34	0,00337	39,24	1,19
16	0,06693	48,74	0,00341	39,71	1,20
17	0,06998	47,96	0,00305	35,51	1,21
18	0,07308	47,30	0,0031	36,10	1,22
19	0,07613	46,68	0,00305	35,51	1,24
20	0,07919	46,13	0,00306	35,63	1,25
25	0,09326	43,46	0,01407	32,77	1,30
30	0,10587	41,11	0,01261	29,37	1,36
35	0,11733	39,06	0,01146	26,69	1,42
40	0,12412	36,15	0,00679	15,81	1,45
45	0,12946	33,52	0,00534	12,44	1,48
50	0,13456	31,35	0,0051	11,88	1,51
55	0,13966	29,58	0,0051	11,88	1,54
60	0,14489	28,13	0,00523	12,18	1,57
70	0,15463	25,73	0,00974	11,34	1,63
80	0,16386	23,86	0,00923	10,75	1,69
90	0,17322	22,42	0,00936	10,90	1,76
100	0,18084	21,07	0,00762	8,87	1,83
110	0,1891	20,03	0,00826	9,62	1,90
120	0,19734	19,16	0,00824	9,59	1,97
123	0,2001	18,95	0,00276	10,71	2,00

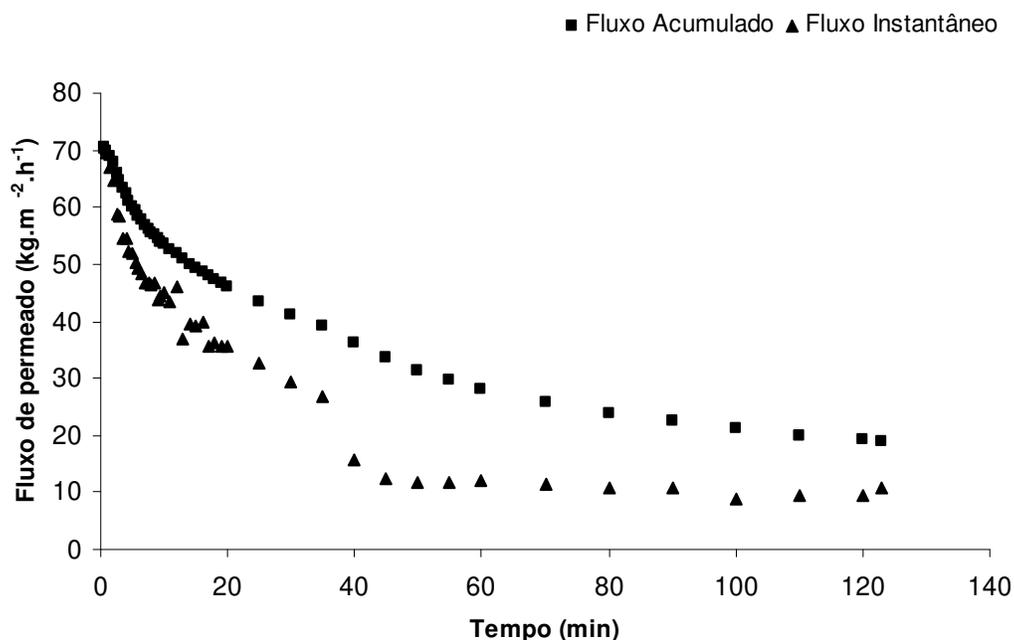


Figura 9.17. Curva de fluxo acumulado e instantâneo, utilizando permeado para ultrafiltração, utilizando membrana de CEL 30 kDa e 6 bar, de polpa de mamão hidrolisada.

Tabela 9.18. Dados experimentais para ultrafiltração, utilizando membrana de PES 10 kDa e 2 bar, para polpa de mamão hidrolisada.

Tempo (min)	Massa Permeado (Kg)	Fluxo acumulado (Kg.m ⁻² .h ⁻¹)	Massa instantânea (kg)	Fluxo instantâneo (Kg.m ⁻² .h ⁻¹)	FC
0,5	0,00046	10,72	0,00046	10,72	1,00
1	0,00061	7,11	0,00015	3,49	1,00
1,5	0,00092	7,15	0,00031	7,22	1,00
2	0,00121	7,05	0,00029	6,75	1,00
2,5	0,00159	7,41	0,00038	8,85	1,00
3	0,00195	7,57	0,00036	8,38	1,00
3,5	0,00218	7,26	0,00023	5,36	1,01
4	0,00249	7,25	0,00031	7,22	1,01
4,5	0,0028	7,25	0,00031	7,22	1,01
5	0,00317	7,39	0,00037	8,62	1,01
5,5	0,00347	7,35	0,0003	6,99	1,01

6	0,00377	7,32	0,0003	6,99	1,01
6,5	0,00415	7,44	0,00038	8,85	1,01
7	0,00445	7,41	0,0003	6,99	1,01
7,5	0,00476	7,39	0,00031	7,22	1,01
8	0,00506	7,37	0,0003	6,99	1,01
8,5	0,00545	7,47	0,00039	9,08	1,01
9	0,00574	7,43	0,00029	6,75	1,01
9,5	0,00605	7,42	0,00031	7,22	1,02
10	0,00636	7,41	0,00031	7,22	1,02
11	0,00703	7,45	0,00067	7,80	1,02
12	0,00772	7,50	0,00069	8,03	1,02
13	0,00832	7,46	0,0006	6,99	1,02
14	0,00907	7,55	0,00075	8,73	1,02
15	0,00968	7,52	0,00061	7,10	1,02
16	0,01036	7,54	0,00068	7,92	1,03
17	0,01104	7,57	0,00068	7,92	1,03
18	0,01172	7,59	0,00068	7,92	1,03
19	0,0124	7,60	0,00068	7,92	1,03
20	0,01307	7,61	0,00067	7,80	1,03
25	0,01608	7,49	0,00301	7,01	1,04
30	0,01937	7,52	0,00329	7,66	1,05
35	0,02307	7,68	0,0037	8,62	1,06
40	0,02679	7,80	0,00372	8,66	1,07
45	0,03051	7,90	0,00372	8,66	1,08
50	0,0339	7,90	0,00339	7,89	1,09
55	0,03877	8,21	0,00487	11,34	1,11
60	0,04277	8,30	0,004	9,31	1,12
70	0,0509	8,47	0,00813	9,47	1,15
80	0,06479	9,44	0,01389	16,17	1,19
90	0,0707	9,15	0,00591	6,88	1,21
100	0,0747	8,70	0,004	4,66	1,23
110	0,07886	8,35	0,00416	4,84	1,25
120	0,08158	7,92	0,00272	3,17	1,26
130	0,0867	7,77	0,00512	5,96	1,28
140	0,09194	7,65	0,00524	6,10	1,30
150	0,0966	7,50	0,00466	5,43	1,32
160	0,10116	7,37	0,00456	5,31	1,34
170	0,1055	7,23	0,00434	5,05	1,36
180	0,1097	7,10	0,0042	4,89	1,38
190	0,11369	6,97	0,00399	4,65	1,40
200	0,11751	6,85	0,00382	4,45	1,42
210	0,12097	6,71	0,00346	4,03	1,43
220	0,12438	6,59	0,00341	3,97	1,45

230	0,12763	6,47	0,00325	3,78	1,47
240	0,13069	6,34	0,00306	3,56	1,49
250	0,13376	6,23	0,00307	3,57	1,50
260	0,13675	6,13	0,00299	3,48	1,52
270	0,1396	6,02	0,00285	3,32	1,54
280	0,14236	5,92	0,00276	3,21	1,55
290	0,14534	5,84	0,00298	3,47	1,57
300	0,14844	5,76	0,0031	3,61	1,59
310	0,15148	5,69	0,00304	3,54	1,61
320	0,15432	5,62	0,00284	3,31	1,63
330	0,15711	5,55	0,00279	3,25	1,65
340	0,15974	5,47	0,00263	3,06	1,66
350	0,16237	5,40	0,00263	3,06	1,68
360	0,16477	5,33	0,0024	2,79	1,70
370	0,16716	5,26	0,00239	2,78	1,72
380	0,16969	5,20	0,00253	2,95	1,74
390	0,17191	5,14	0,00222	2,58	1,75
400	0,17407	5,07	0,00216	2,52	1,77
410	0,17609	5,00	0,00202	2,35	1,79
420	0,1781	4,94	0,00201	2,34	1,80
430	0,17998	4,88	0,00188	2,19	1,82
440	0,182	4,82	0,00202	2,35	1,83
450	0,18371	4,76	0,00171	1,99	1,85
460	0,18548	4,70	0,00177	2,06	1,86
470	0,18711	4,64	0,00163	1,90	1,88
480	0,18903	4,59	0,00192	2,24	1,90
490	0,19043	4,53	0,0014	1,63	1,91
500	0,19208	4,48	0,00165	1,92	1,92
510	0,19356	4,42	0,00148	1,72	1,94
520	0,19504	4,37	0,00148	1,72	1,95
530	0,1964	4,32	0,00136	1,58	1,96
540	0,19784	4,27	0,00144	1,68	1,98
550	0,1992	4,22	0,00136	1,58	1,99
560	0,2	4,29	0,0008	0,93	2,00

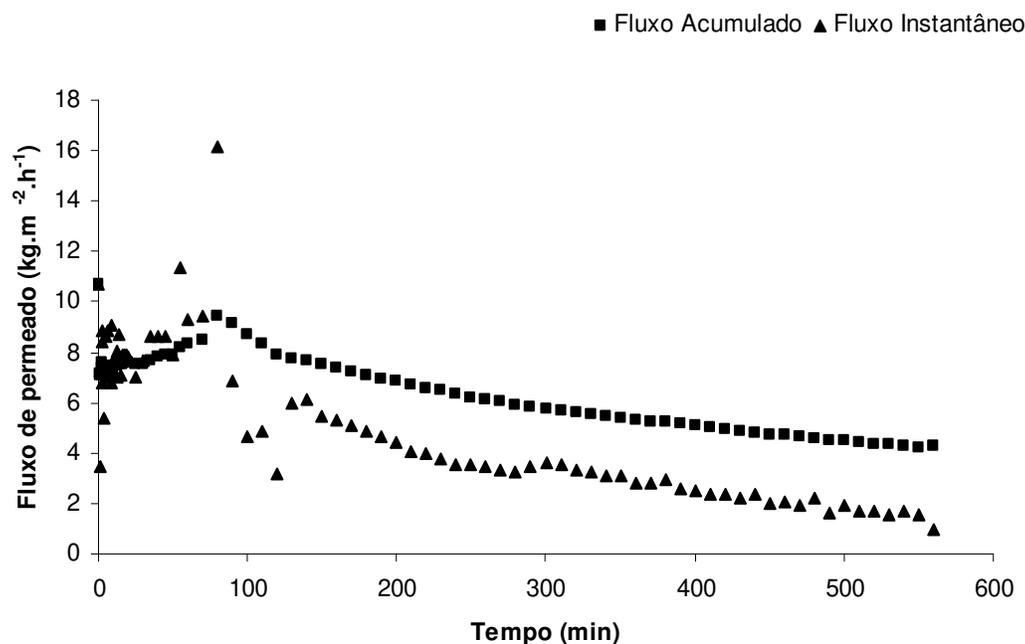


Figura 9.18. Curva de fluxo acumulado e instantâneo, utilizando permeado para ultrafiltração, utilizando membrana de PES 10 kDa e 2 bar, de polpa de mamão hidrolisada.

Tabela 9.19. Dados experimentais para ultrafiltração, utilizando membrana de PES 10 kDa e 4 bar, para polpa de mamão hidrolisada.

Tempo (min)	Massa Permeado (Kg)	Fluxo acumulado ($\text{Kg.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$)	Massa instantânea (kg)	Fluxo instantâneo ($\text{Kg.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$)	FC
0,5	0,00124	28,89	0,00124	28,89	1,00
1	0,00227	26,45	0,00103	23,99	1,01
1,5	0,00323	25,09	0,00096	22,36	1,01
2	0,00426	24,82	0,00103	23,99	1,01
2,5	0,00516	24,05	0,0009	20,96	1,01
3	0,006	23,30	0,00084	19,56	1,02
3,5	0,0068	22,64	0,0008	18,63	1,02
4	0,00765	22,28	0,00085	19,79	1,02
4,5	0,00839	21,72	0,00074	17,23	1,02
5	0,00927	21,60	0,00088	20,49	1,02
5,5	0,01002	21,23	0,00075	17,47	1,03

6	0,01076	20,89	0,00074	17,23	1,03
6,5	0,01151	20,63	0,00075	17,47	1,03
7	0,01216	20,24	0,00065	15,14	1,03
7,5	0,01295	20,12	0,00079	18,40	1,03
8	0,01353	19,70	0,00058	13,51	1,04
8,5	0,01425	19,53	0,00072	16,77	1,04
9	0,0149	19,29	0,00065	15,14	1,04
9,5	0,01554	19,06	0,00064	14,90	1,04
10	0,01618	18,85	0,00064	14,90	1,04
11	0,01685	17,85	0,00067	7,80	1,04
12	0,01808	17,55	0,00123	14,32	1,05
13	0,01932	17,31	0,00124	14,44	1,05
14	0,0205	17,06	0,00118	13,74	1,05
15	0,02175	16,89	0,00125	14,55	1,06
16	0,02291	16,68	0,00116	13,51	1,06
17	0,02401	16,45	0,0011	12,81	1,06
18	0,02518	16,30	0,00117	13,62	1,07
19	0,02635	16,16	0,00117	13,62	1,07
20	0,0274	15,96	0,00105	12,23	1,07
25	0,03252	15,15	0,00512	11,92	1,09
30	0,03729	14,48	0,00477	11,11	1,10
35	0,04179	13,91	0,0045	10,48	1,12
40	0,04559	13,28	0,0038	8,85	1,13
45	0,04936	12,78	0,00377	8,78	1,14
50	0,05272	12,28	0,00336	7,82	1,15
55	0,05587	11,83	0,00315	7,34	1,16
60	0,05868	11,39	0,00281	6,54	1,17
70	0,06377	10,61	0,00509	5,93	1,19
80	0,06801	9,90	0,00424	4,94	1,20
90	0,07125	9,22	0,00324	3,77	1,22
100	0,07387	8,61	0,00262	3,05	1,23
110	0,07596	8,05	0,00209	2,43	1,23
120	0,07763	7,54	0,00167	1,94	1,24
130	0,07881	7,06	0,00118	1,37	1,25
140	0,07985	6,64	0,00104	1,21	1,25
150	0,08058	6,26	0,00073	0,85	1,25
160	0,08113	5,91	0,00055	0,64	1,25
170	0,08163	5,59	0,0005	0,58	1,26
180	0,08203	5,31	0,0004	0,47	1,26
190	0,08234	5,05	0,00031	0,36	1,26
200	0,08267	4,82	0,00033	0,38	1,26
210	0,08292	4,60	0,00025	0,29	1,26
220	0,08309	4,40	0,00017	0,20	1,26

230	0,08332	4,22	0,00023	0,27	1,26
240	0,08342	4,05	0,0001	0,12	1,26
250	0,08385	3,91	0,00043	0,50	1,27
260	0,08368	3,75	-0,00017	-0,20	1,26
270	0,08385	3,62	0,00017	0,20	1,27
280	0,08394	3,49	9E-05	0,10	1,27
290	0,08484	3,41	0,0009	1,05	1,27
300	0,0842	3,27	-0,00064	-0,75	1,27
310	0,0843	3,17	0,0001	0,12	1,27
320	0,08438	3,07	8E-05	0,09	1,27
330	0,08449	2,98	0,00011	0,13	1,27
340	0,08473	2,90	0,00024	0,28	1,27
350	0,0849	2,83	0,00017	0,20	1,27
360	0,08507	2,75	0,00017	0,20	1,27
370	0,085251	2,68	0,000181	0,21	1,27
380	0,08543	2,62	0,000179	0,21	1,27
390	0,085609	2,56	0,000179	0,21	1,27
400	0,085788	2,50	0,000179	0,21	1,27
410	0,085967	2,44	0,000179	0,21	1,27
420	0,086146	2,39	0,000179	0,21	1,27

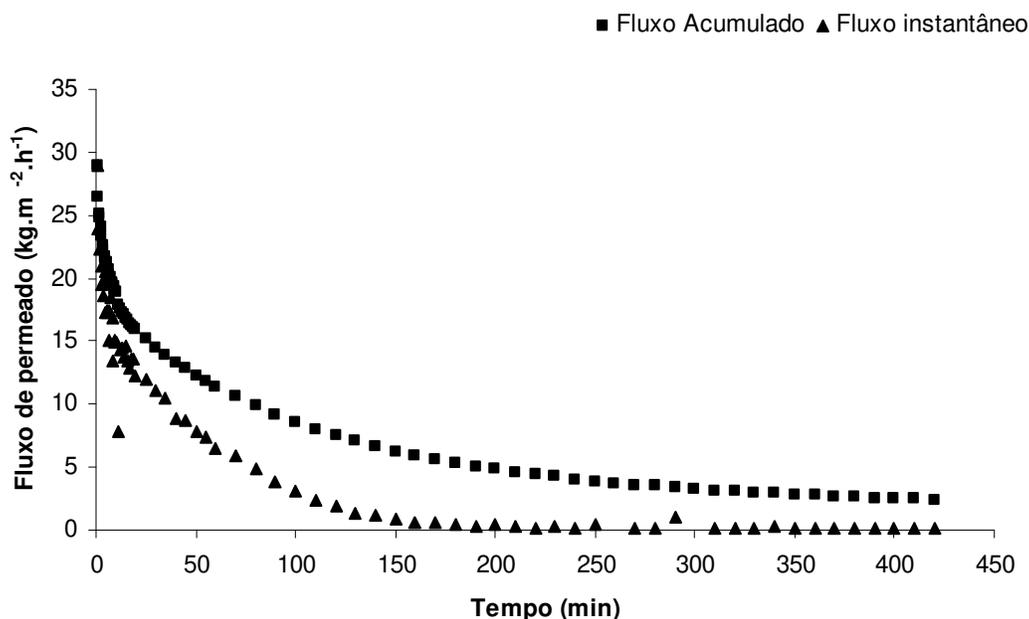


Figura 9.19. Curva de fluxo acumulado e instantâneo, utilizando permeado para ultrafiltração, utilizando membrana de PES 10 kDa e 4 bar, de polpa de mamão hidrolisada.

Tabela 9.20. Dados experimentais para ultrafiltração, utilizando membrana de PES 10 kDa e 6 bar, para polpa de mamão hidrolisada.

Tempo (min)	Massa Permeado (Kg)	Fluxo acumulado (Kg.m ⁻² .h ⁻¹)	Massa instantânea (kg)	Fluxo instantâneo (Kg.m ⁻² .h ⁻¹)	FC
0,5	0,00148	34,49	0,00148	34,49	1,00
1	0,0029	33,79	0,00142	33,07	1,01
1,5	0,00423	32,85	0,00133	30,97	1,01
2	0,00549	31,98	0,00126	29,34	1,01
2,5	0,00672	31,32	0,00123	28,64	1,02
3	0,00798	30,99	0,00126	29,34	1,02
3,5	0,00913	30,39	0,00115	26,78	1,02
4	0,0103	30,00	0,00117	27,25	1,03
4,5	0,01136	29,41	0,00106	24,68	1,03
5	0,01251	29,15	0,00115	26,78	1,03
5,5	0,01358	28,77	0,00107	24,92	1,04
6	0,01465	28,45	0,00107	24,92	1,04

6,5	0,01572	28,18	0,00107	24,92	1,04
7	0,01671	27,81	0,00099	23,05	1,04
7,5	0,01796	27,90	0,00125	29,11	1,05
8	0,01874	27,29	0,00078	18,16	1,05
8,5	0,01963	26,91	0,00089	20,73	1,05
9	0,0207	26,80	0,00107	24,92	1,05
9,5	0,02159	26,48	0,00089	20,73	1,06
10	0,0225	26,21	0,00091	21,19	1,06
11	0,02443	25,87	0,00193	22,47	1,07
12	0,02621	25,45	0,00178	20,73	1,07
13	0,02839	25,44	0,00218	25,38	1,08
14	0,02976	24,77	0,00137	15,95	1,08
15	0,03146	24,43	0,0017	19,79	1,09
16	0,03314	24,13	0,00168	19,56	1,09
17	0,03484	23,88	0,0017	19,79	1,10
18	0,03642	23,57	0,00158	18,40	1,10
19	0,03817	23,41	0,00175	20,38	1,11
20	0,03984	23,21	0,00167	19,44	1,11
25	0,04722	22,01	0,00738	17,19	1,13
30	0,0542	21,05	0,00698	16,25	1,16
35	0,06087	20,26	0,00667	15,53	1,18
40	0,06773	19,73	0,00686	15,98	1,20
45	0,07387	19,12	0,00614	14,30	1,23
50	0,07975	18,58	0,00588	13,69	1,25
55	0,08448	17,90	0,00473	11,01	1,27
60	0,08782	17,05	0,00334	7,78	1,28
70	0,09324	15,51	0,00542	6,31	1,30
80	0,09739	14,18	0,00415	4,83	1,32
90	0,10043	13,00	0,00304	3,54	1,34
100	0,10252	11,94	0,00209	2,43	1,34
110	0,10442	10,96	0,0019	2,21	1,35
120	0,10564	10,26	0,00122	1,42	1,36
130	0,10701	9,59	0,00137	1,60	1,37
140	0,10805	8,99	0,00104	1,21	1,37
150	0,10893	8,46	0,00088	1,02	1,37
160	0,10973	7,99	0,0008	0,93	1,38
170	0,11045	7,57	0,00072	0,84	1,38
180	0,1111	7,19	0,00065	0,76	1,38
190	0,11166	6,85	0,00056	0,65	1,39
200	0,11224	6,54	0,00058	0,68	1,39
210	0,11272	6,25	0,00048	0,56	1,39
220	0,11323	6,00	0,00051	0,59	1,39
230	0,11374	5,76	0,00051	0,59	1,40

240	0,11415	5,54	0,00041	0,48	1,40
250	0,11455	5,34	0,0004	0,47	1,40
260	0,11497	5,15	0,00042	0,49	1,40
270	0,11573	4,99	0,00076	0,88	1,41
280	0,11633	4,84	0,0006	0,70	1,41
290	0,11645	4,68	0,00012	0,14	1,41
300	0,11683	4,54	0,00038	0,44	1,41
310	0,11718	4,40	0,00035	0,41	1,41
320	0,11752	4,28	0,00034	0,40	1,42
330	0,11785	4,16	0,00033	0,38	1,42

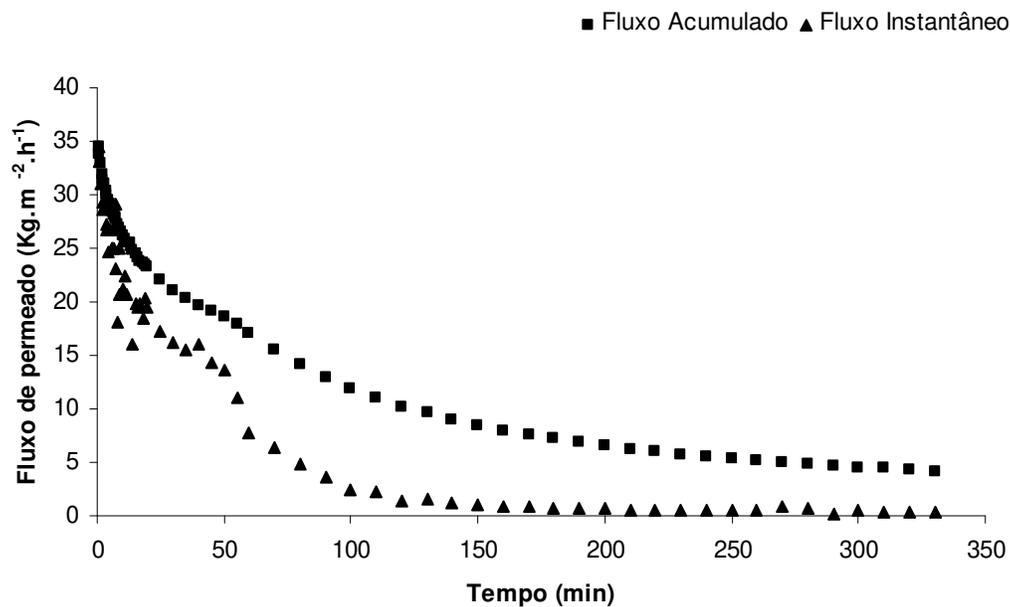


Figura 9.20. Curva de fluxo acumulado e instantâneo, utilizando permeado para ultrafiltração, utilizando membrana de PES 10 kDa e 6 bar, de polpa de mamão hidrolisada

Tabela 9.21 Dados experimentais para microfiltração, utilizando membrana de PS 100 kDa e 2 bar, para polpa de mamão hidrolisada na unidade piloto (UP).

Tempo (min)	Massa Permeado (Kg)	Fluxo acumulado (Kg.m ⁻² .h ⁻¹)	Massa instantânea (kg)	Fluxo instantâneo (Kg.m ⁻² .h ⁻¹)	FC
1	0,05	173,86	0,05	173,86	1,00
2	0,155	269,49	0,105	365,11	1,01
3	0,245	283,98	0,09	312,95	1,02
4	0,33	286,87	0,085	295,57	1,03
5	0,415	288,61	0,085	295,57	1,04
6	0,5	289,77	0,085	295,57	1,04
7	0,585	290,60	0,085	295,57	1,05
8	0,665	289,05	0,08	278,18	1,06
9	0,745	287,84	0,08	278,18	1,07
10	0,835	290,35	0,09	312,95	1,07
12	1,01	292,67	0,175	304,26	1,09
14	1,19	295,57	0,18	312,95	1,11
16	1,37	297,74	0,18	312,95	1,13
18	1,55	299,43	0,18	312,95	1,15
20	1,735	301,65	0,185	321,65	1,17
25	2,225	309,48	0,49	340,77	1,23
30	2,77	321,07	0,545	379,02	1,30
35	3,33	330,84	0,56	389,45	1,38
40	3,875	336,86	0,545	379,02	1,47
45	4,46	344,63	0,585	406,84	1,58
50	5	347,73	0,54	375,54	1,70
55	5,545	350,57	0,545	379,02	1,85
60	6,065	351,49	0,52	361,63	2,00

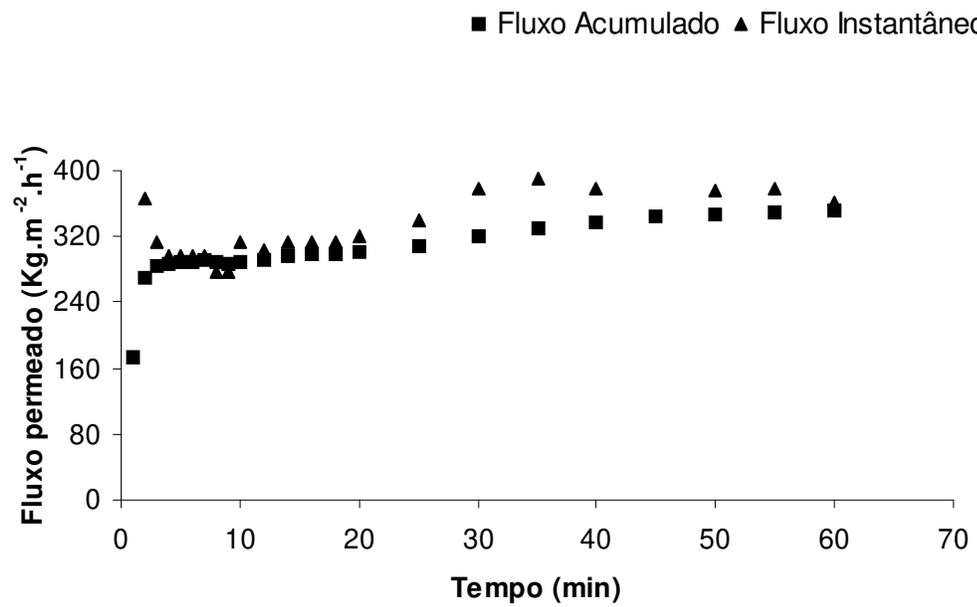
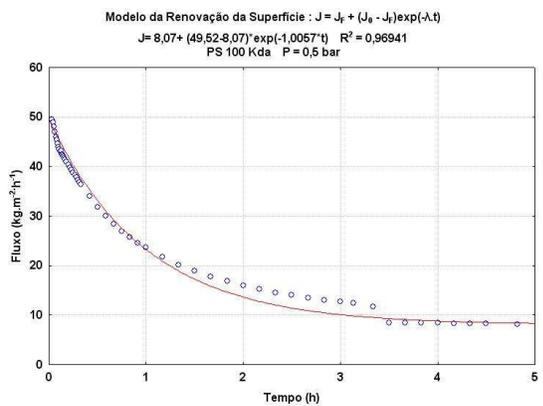
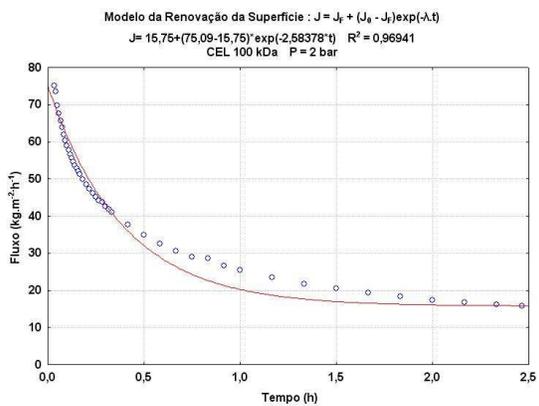
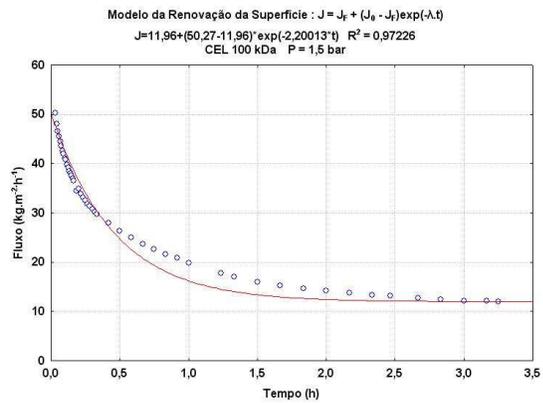
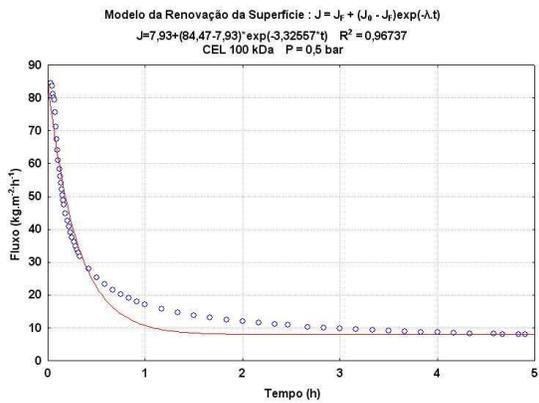
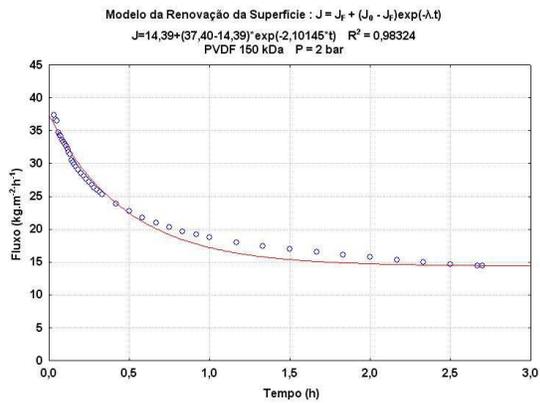
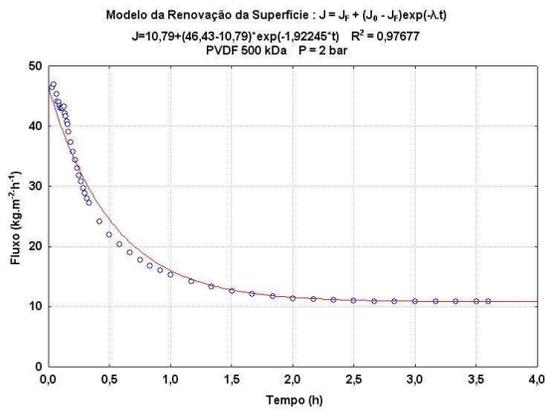
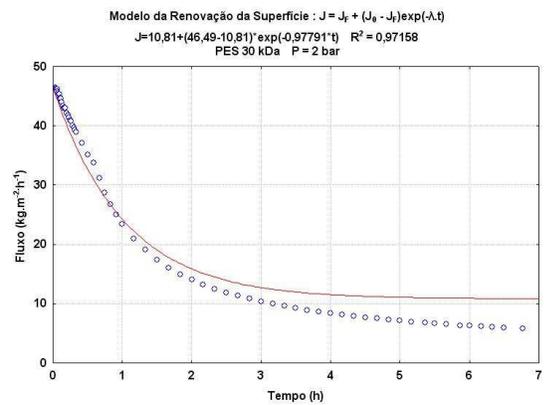
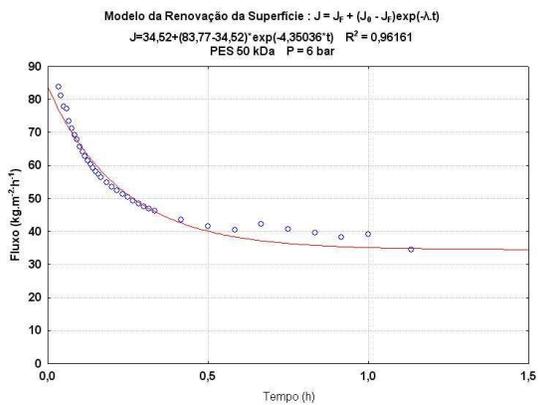
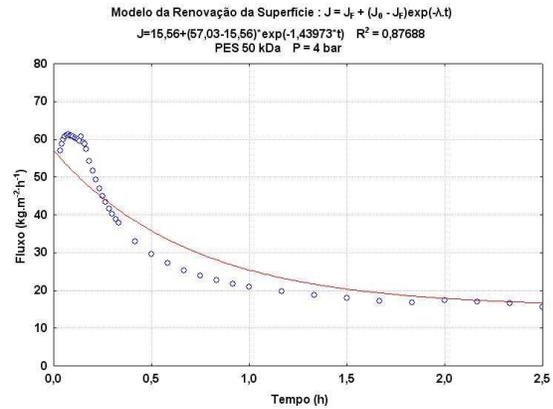
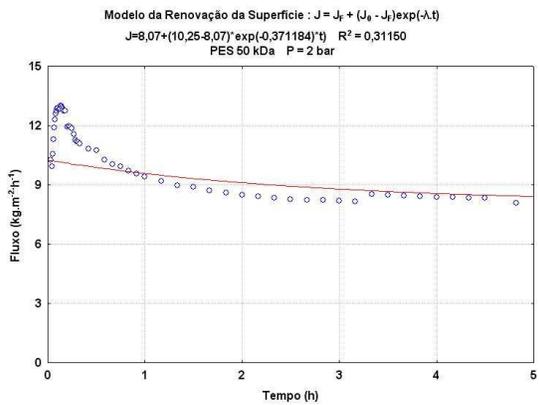
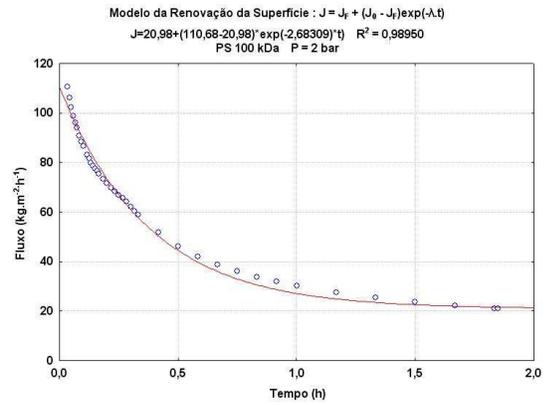
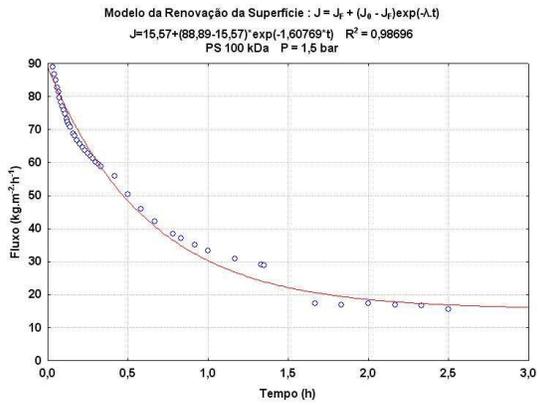
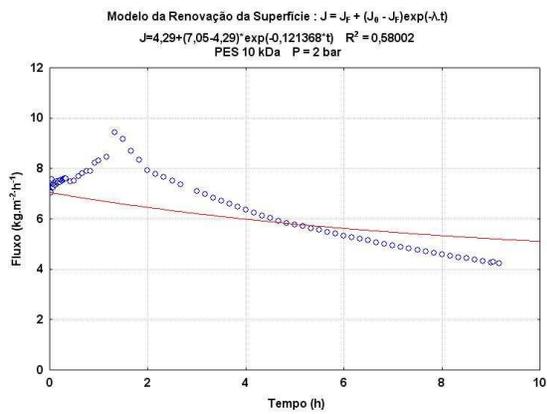
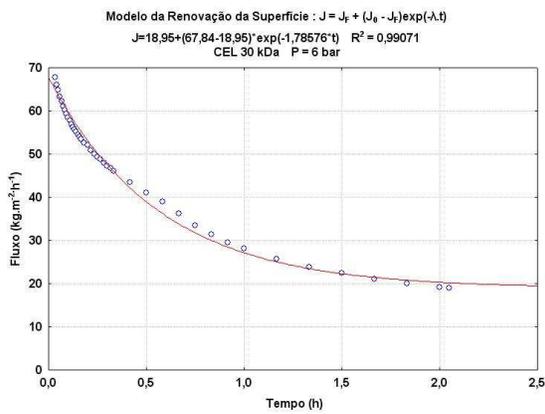
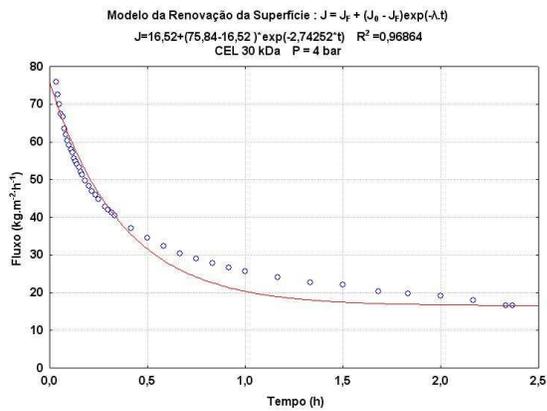
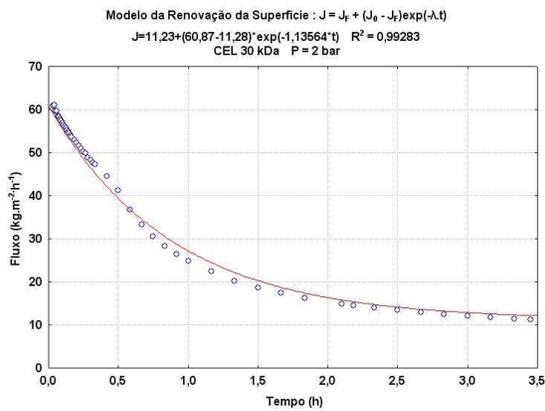
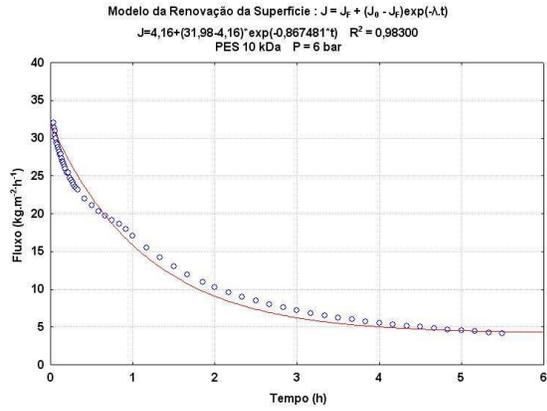
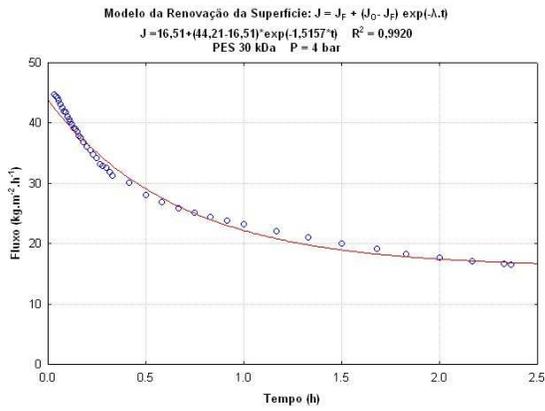


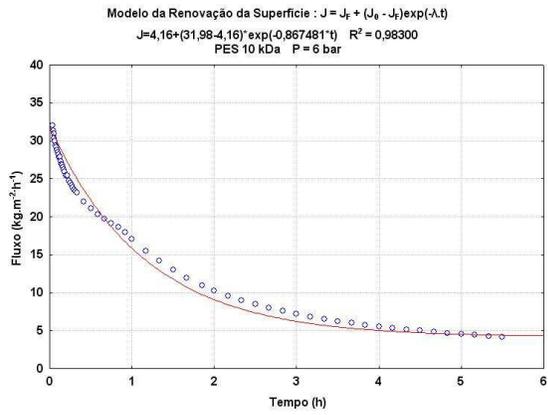
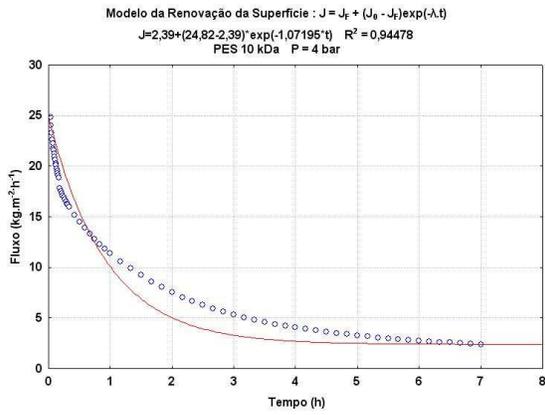
Figura 9.21 Curva de fluxo acumulado e instantâneo, utilizando permeado para microfiltração, utilizando membrana de PS 100 kDa e 2 bar, de polpa de mamão hidrolisada na unidade piloto (UP).

9.2 Apêndice B: Ajuste ao modelo matemático baseado na Teoria da Renovação da Superfície, onde o fluxo é variável com o tempo









9.3 Apêndice C: Ajuste ao modelo matemático baseado na Teoria da renovação de Superfície em que o fator de concentração (FC) é variável com o tempo

