



UNICAMP

**UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA DE ALIMENTOS**

JULIANA PAES

**ESTUDO DA CONCENTRAÇÃO DO LICOPENO DA POLPA
DO MAMÃO (*Carica papaya L.*) POR ULTRAFILTRAÇÃO
EM ESCALA PILOTO.**

**DISSERTAÇÃO DE MESTRADO
APRESENTADA À FACULDADE DE ENGENHARIA DE
ALIMENTOS UNICAMP PARA OBTENÇÃO DO TÍTULO DE
MESTRE EM ENGENHARIA DE ALIMENTOS.**

PROF. DR. LUIZ ANTONIO VIOTTO

Orientador

**Este exemplar corresponde à versão final da dissertação,
defendida por Juliana Paes, aprovada pela comissão
julgadora em 12/08/2011.**

Assinatura do Orientador

CAMPINAS, 2011

FICHA CATALOGRÁFICA ELABORADA POR
LUCIANA P. MILLA – CRB8/8129 - BIBLIOTECA DA FACULDADE DE
ENGENHARIA DE ALIMENTOS – UNICAMP

Paes, Juliana
P138e Estudo da concentração do licopeno da polpa do
mamão (Carica papaya L.) por ultrafiltração em escala
piloto / Juliana Paes. -- Campinas, SP: [s.n], 2011.

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

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

Informações para Biblioteca Digital

Título em inglês: Study of the concentration of lycopene from the pulp of
papaya (Carica papaya L.) ultrafiltration on pilot scale
Palavras-chave em inglês (Keywords):
Concentration
Papaya
Lycopene
Ultrafiltration
Membranes
Área de concentração: Engenharia de Alimentos
Titulação: Mestre em Engenharia de Alimentos
Banca examinadora:
Luiz Antonio Viotto [Orientador]
Marcia de Souza Araki
Francisco Maugeri Filho
Lireny Aparecida Guaraldo Gonçalves
Data da defesa: 12/08/2011
Programa de Pós Graduação: Engenharia de Alimentos

BANCA EXAMINADORA

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

Prof. Dr. Celso Costa Lopes
DEA – FEA – UNICAMP (Membro Titular)

Prof^a. Dr^a. Marcia de Souza Araki
SENAI – DR- SP (Membro Titular)

Prof. Dr. Francisco Maugeri Filho
DEA – FEA – UNICAMP (Suplente)

Prof^a. Dr^a. Lireny Aparecida Guaraldo Golçalves
DTA – FEA – UNICAMP (Suplente)

*Alegria sempre,
displicência jamais.*

Agradecimentos

A Deus por ser onipresente, onisciente e onipotente em todos os momentos.

Agradeço ao meu orientador Viotto pela excelência na orientação, além da paciência, compreensão, amizade e confiança depositados em mim.

Agradeço ao meu esposo Roberto, pela compreensão e ajuda participativa e, sempre que necessário, silenciosa e também pelo amor, companheirismo e motivação. Sem você não chegaria até aqui!

Agradeço a minha mãe Izete pela motivação. Mãe, obrigada pela dedicação!

À toda minha família, que me apoiou com muito carinho.

Aos amigos do Laboratório de Medidas Físicas, especialmente a Flávia, pela ajuda, incentivo, motivação tão importante para a execução deste trabalho.

À Márcia Araki pelas valiosas sugestões do trabalho. À técnica do laboratório, Camila Bucci, agradeço pela ajuda na realização do trabalho experimental.

Aos amigos, Carla, Priscila, Érika, Fábio, Rodrigo, Gra, Maria, João, Josi, Adal, Xis, Candice pela amizade, companheirismo e incentivo.

Agradeço aos colegas do DEA pela convivência e pelos momentos de descontração.

À Unicamp, em especial à Faculdade de Engenharia de Alimentos pelas facilidades recebidas.

Ao CNPq pela concessão parcial da bolsa.

À todos que de uma forma ou de outra, contribuíram e incentivaram para a conclusão deste trabalho, o meu muito obrigada!

SUMÁRIO

SUMÁRIO	vi
LISTA DE FIGURAS	ix
LISTA DE TABELAS	xii
NOMENCLATURA	xv
RESUMO	xvi
ABSTRACT	xvii
1 INTRODUÇÃO	18
2 OBJETIVOS	20
2.1 Objetivo geral	20
2.2 Objetivos específicos	20
3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	21
3.1 Mamão	21
3.1.2 Morfologia e Composição Química	22
3.2 Alimento funcional	23
3.3 Carotenóides	25
3.3.1 Licopeno	26
3.4 Tecnologia de membranas	31
3.4.1 Fenômenos envolvidos no processo	35
3.4.2 Tipos de Processos	39
3.4.3 Parâmetros de controle e eficiência do processo	39
3.4.3.1 Fluxo de permeado(J)	40
3.4.3.2 Fator de concentração(FC)	41
3.4.3.3 Pressão aplicada à membrana (P_M) ou pressão transmembrana(P_T)	41
3.4.3.4 Índice de Retenção (IR)	42
3.4.4 Curva do fluxo de permeado	42
3.4.5 Ultrafiltração	44
3.4.6 Diafiltração	45
3.4.6.1 Definições e tipos	45
3.4.6.2 Aplicação do processo de diafiltração	48

3.5 Modelos matemáticos.....	49
3.5.1 Modelos de Cheryan(1998)	49
3.5.2 Modelo de Girard e Fukumoto(2000):Teoria da Renovação da Superfície.....	50
3.6 Tratamento enzimático	51
3.7 Aplicação de membranas para concentração de licopeno	52
4 MATERIAL E MÉTODOS	54
4.1 Material	54
4.1.1 Matéria-prima	54
4.1.2 Enzimas	56
4.1.3 Membranas	56
4.1.4 Equipamentos.....	56
4.2 Métodos	60
4.2.1 Determinações analíticas	60
4.3 Procedimento experimental.....	60
4.3.1 Preparação da matéria-prima	60
4.3.2 Tratamento enzimático	60
4.3.3 Unidade Piloto	61
4.3.3.1 Processo de diafiltração	61
4.3.4 Cálculo do fluxo do permeado(J)	62
4.3.5 Modelagem matemática.....	62
5 RESULTADOS E DISCUSSÃO	63
5.1 Características físico-químicas da matéria-prima	63
5.2 Características físico-químicas dos produtos obtidos nos processos de membranas.....	64
5.3 Concentração de licopeno	68
5.4 Produtos obtidos nos processos de ultrafiltração	73
5.5 Fluxo de permeado	76
5.6 Resultados do tratamento enzimático	83
5.7 Resultados da modelagem matemática.....	84
5.7.1 Resultados do modelo de Girard e Fukumoto (2000)	84

5.7.2 Resultados dos modelos de Cheryan(1998)	86
6 CONCLUSÃO	89
7 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	90
8 APÊNDICES	100
8.1 Apêndice A – Curvas de fluxos de permeado e resultados	100
8.2 Apêndice B – Ajuste ao modelo matemático baseado nos modelos de Cheryan (1998)	125
8.2.1 Resultados para o modelo $J_t = J_0 t^{-b}$	125
8.2.2 Resultados para o modelo $J_t = J_0 e^{-bt}$	130
8.2.3 Resultados para o modelo $J_t = J_0 V^{-b}$	135
8.2.4 Resultados para o modelo $J_t = J_{ss} + K e^{-bt}$	140
8.3 Apêndice C - Ajuste ao modelo matemático baseado nos modelos de Girard e Fukumoto (2000).....	146

LISTA DE FIGURAS

Figura 3.1- Grupos de mamão comercializados no Brasil	22
Figura 3.2- Fórmula estrutural da molécula de isopreno	25
Figura 3.3- Fórmula estrutural da molécula de licopeno.....	29
Figura 3.4- Tipos de membranas de filtração	33
Figura 3.5- Diagrama de filtração tangencial em membranas..	37
Figura 3.6- Estágios do declínio do fluxo de permeado com o tempo	43
Figura 3.7- Esquema da diafiltração contínua	46
Figura 3.8- Esquema da diafiltração descontínua	47
Figura 4.1- Fluxograma do processamento da polpa do mamão papaya.....	55
Figura 4.2- Esquema da unidade piloto	57
Figura 4.3- Fotografia da unidade piloto	58
Figura 4.4- Fotografia do módulo da membrana	59
Figura 5.1- Polpa de mamão(alimentação), permeado e retentado.	74
Figura 5.2- Polpa de mamão(alimentação), retentado e permeado. Resultado do experimento utilizando a polpa tratada enzimaticamente.....	74
Figura 5.3- Permeado das duas diafiltrações com PES 50 kDa.....	75
Figura 5.4- Curvas de fluxo de permeado utilizando PS 100kDa, nas condições de 1bar, 3m/s e FC=1,65 fazendo comparativo entre a polpa <i>in natura</i> e polpa tratada enzimaticamente.	77
Figura 5.5- Curvas de fluxo de permeado utilizando PS 100kDa, utilizando as condições de 1bar e 3m/s, 1bar e 6m/s, 2bar e 3m/s e 2bar e 6m/s a FC=1,65 ..	79
Figura 5.6- Curvas de fluxo de permeado utilizando PES 50kDa, utilizando as condições de 3bar e 6m/s, 1,5bar e 6m/s e 0,8bar e 6m/s a FC=1,50	80
Figura 5.7- Curvas de fluxo de permeado utilizando PES 50kDa para diafiltração utilizando as condições de 1,5bar e 6m/s a FC=1,50	82
Figura 5.8- Curvas de fluxo de permeado utilizando PES 50kDa para concentração, diafiltração/concentração e concentração/diafiltração utilizando as condições de 1,5bar e 6m/s a FC=1,50	83
Figura 8.1- Curva de fluxo acumulado utilizando permeado para ultrafiltração, com	

membrana de PS 100kDa e com pressão a 1bare velocidade de escoamento de 3m/s(FC=1,65), de polpa de mamão <i>in natura</i>	102
Figura 8.2- Curva de fluxo acumulado utilizando permeado para ultrafiltração, com membrana de PS 100kDa e com pressão a 1bare velocidade de escoamento de 3m/s(FC=1,65), de polpa de mamão tratada enzimaticamente com 0,1% de Pectinex Ultra SPL.	104
Figura 8.3- Curva de fluxo acumulado utilizando permeado para ultrafiltração, com membrana de PS 100kDa e com pressão a 1bare velocidade de escoamento de 6m/s(FC=1,65), de polpa de mamão <i>in natura</i>	106
Figura 8.4- Curva de fluxo acumulado utilizando permeado para ultrafiltração, com membrana de PS 100kDa e com pressão a 2bare velocidade de escoamento de 3m/s(FC=1,65), de polpa de mamão <i>in natura</i>	108
Figura 8.5- Curva de fluxo acumulado utilizando permeado para ultrafiltração, com membrana de PS 100kDa e com pressão a 2bare velocidade de escoamento de 6m/s(FC=1,65), de polpa de mamão <i>in natura</i>	110
Figura 8.6- Curva de fluxo acumulado utilizando permeado para ultrafiltração, com membrana de PES 50kDa e com pressão a 3bare velocidade de escoamento de 6m/s(FC=1,50), de polpa de mamão <i>in natura</i>	112
Figura 8.7- Curva de fluxo acumulado utilizando permeado para ultrafiltração, com membrana de PES 50kDa e com pressão a 1,5bare velocidade de escoamento de 6m/s(FC=1,50), de polpa de mamão <i>in natura</i>	114
Figura 8.8- Curva de fluxo acumulado utilizando permeado para ultrafiltração, com membrana de PES 50kDa e com pressão a 0,8bare velocidade de escoamento de 6m/s(FC=1,50), de polpa de mamão <i>in natura</i>	117
Figura 8.9- Curva de fluxo acumulado para diafiltração/concentração com membrana de PES 50kDa e com pressão a 0,8bare velocidade de escoamento de 6m/s(FC=1,50), de polpa de mamão <i>in natura</i>	121
Figura 8.10- Curva de fluxo acumulado para concentração/diafiltração com membrana de PES 50kDa e com pressão a 0,8bare velocidade de escoamento de 6m/s(FC=1,50), de polpa de mamão <i>in natura</i>	124
Figura 8.11- Gráficos de modelagem – PS 100kDa	125

Figura 8.12- Gráficos de modelagem – PES 50kDa.....	128
Figura 8.13- Gráficos de modelagem – PS 100kDa	130
Figura 8.14- Gráficos de modelagem – PES 50kDa.....	133
Figura 8.15- Gráficos de modelagem – PS 100kDa	135
Figura 8.16- Gráficos de modelagem – PES 50kDa.....	138
Figura 8.17- Gráficos de modelagem – PS 100kDa	140
Figura 8.18- Gráficos de modelagem – PES 50kDa.....	143
Figura 8.19- Gráficos de modelagem para a Teoria da Renovação da Superfície - PS 100kDa	146
Figura 8.20- Gráficos de modelagem para a Teoria da Renovação da Superfície - PES 50kDa.....	149

LISTA DE TABELAS

Tabela 3.1- Composição centesimal média e valor alimentício do mamão	23
Tabela 3.2- Conteúdo de licopeno($\mu\text{g/g}$) em algumas frutas.	28
Tabela 3.3 -Teores de licopeno do mamão	30
Tabela 4.1- Características das membranas fornecidas pela empresa Nadir.....	56
Tabela 4.2- Condições dos experimentos realizados na Unidade Piloto	61
Tabela 5.1- Características físico-químicas, sensoriais e microbiológicas da polpa de mamão utilizada como matéria-prima.	63
Tabela 5.2- Resultado de análises de pH e sólidos totais das amostras de alimentação, permeado e retentado de polpa de mamão (<i>Carica papaya L.</i>) para membrana de PS 100kDa a FC=1,65.	65
Tabela 5.3- Resultado de análises de pH e sólidos totais das amostras de alimentação, permeado e retentado de polpa de mamão (<i>Carica papaya L.</i>) para membrana de PES 50kDa a FC=1,50.	66
Tabela 5.4- Resultado de análises de pH e sólidos totais das amostras de alimentação, permeado e retentado de polpa de mamão (<i>Carica papaya L.</i>) para membrana de PES 50kDa diafiltrando/concentrando a FC=1,50.	67
Tabela 5.5- Resultado de análises de pH e sólidos totais das amostras de alimentação, permeado e retentado de polpa de mamão (<i>Carica papaya L.</i>) para membrana de PES 50kDa concentrando/diafiltrando a FC=1,50.	68
Tabela 5.6- Resultado da concentração dos carotenóides das amostras de alimentação, permeado e retentado de polpa de mamão (<i>Carica papaya L.</i>) para membrana de PS 100kDa a FC=1,65.	69
Tabela 5.7- Resultado da concentração dos carotenóides das amostras de alimentação, permeado e retentado de polpa de mamão (<i>Carica papaya L.</i>) para membrana de PES 50kDa a FC=1,50.	70
Tabela 5.8- Resultado da concentração dos carotenóides das amostras de alimentação, permeado e retentado de polpa de mamão (<i>Carica papaya L.</i>) para membrana de PES 50kDa diafiltrando/concentrando a FC=1,50.	71
Tabela 5.9- Resultado da concentração dos carotenóides das amostras de	

alimentação, permeado e retentado de polpa de mamão (<i>Carica papaya L.</i>) para membrana de PES 50kDa concentrando/diafiltrando a FC=1,50.....	72
Tabela 5.10- Fluxo de permeado comparativo a FC=1,65 para as membranas de PS 100kDa	77
Tabela 5.11- Fluxo de permeado a FC=1,65 para as membranas de PS 100kDa	78
Tabela 5.12- Fluxo de permeado a FC=1,50 para as membranas de PES 50kDa	80
Tabela 5.13- Fluxo de permeado a FC=1,50 para as membranas de PES 50kDa utilizando diafiltração	81
Tabela 5.14- Fluxo de permeado a FC=1,50 para as membranas de PES 50kDa	83
Tabela 5.15- Melhores parâmetros obtidos para o modelo de Girard e Fukumoto(2000)	85
Tabela 5.16- Parâmetros obtidos para o modelo: $J_t = J_0 t^{-b}$	86
Tabela 5.17- Parâmetros obtidos para o modelo: $J_t = J_0 e^{-bt}$	87
Tabela 5.18- Parâmetros obtidos para o modelo: $J_t = J_0 V^{-b}$	87
Tabela 5.18- Parâmetros obtidos para o modelo: $J_t = J_{ss} + K e^{-bt}$	87
Tabela 8.1- Dados experimentais para ultrafiltração, utilizando membrana de PS 100kDa com pressão de 1bar e velocidade de escoamento de 3m/s (FC= 1,65) para polpa de mamão <i>in natura</i>	100
Tabela 8.2- Dados experimentais para ultrafiltração, utilizando membrana de PS 100kDa com pressão de 1bar e velocidade de escoamento de 3m/s (FC= 1,65) para polpa de mamão tratada enzimaticamente com 0,1% de Pectinex Ultra SPL.	102
Tabela 8.3- Dados experimentais para ultrafiltração, utilizando membrana de PS 100kDa com pressão de 1bar e velocidade de escoamento de 6m/s (FC= 1,65) para polpa de mamão <i>in natura</i>	104
Tabela 8.4- Dados experimentais para ultrafiltração, utilizando membrana de PS 100kDa com pressão de 2 bar e velocidade de escoamento de 6m/s (FC= 1,65) para polpa de mamão <i>in natura</i>	106

Tabela 8.5- Dados experimentais para ultrafiltração, utilizando membrana de PS 100kDa com pressão de 2bar e velocidade de escoamento de 6m/s (FC= 1,65) para polpa de mamão <i>in natura</i>	108
Tabela 8.6- Dados experimentais para ultrafiltração, utilizando membrana de PES 50kDa com pressão de 3bar e velocidade de escoamento de 6m/s (FC= 1,50) para polpa de mamão <i>in natura</i>	110
Tabela 8.7- Dados experimentais para ultrafiltração, utilizando membrana de PES 50kDa com pressão de 1,5bar e velocidade de escoamento de 6m/s (FC= 1,50) para polpa de mamão <i>in natura</i>	112
Tabela 8.8- Dados experimentais para ultrafiltração, utilizando membrana de PES 50kDa com pressão de 0,8bar e velocidade de escoamento de 6m/s (FC= 1,50) para polpa de mamão <i>in natura</i>	114
Tabela 8.9- Dados experimentais para diafiltração/concentração, utilizando membrana de PES 50kDa com pressão de 1,5bar e velocidade de escoamento de 6m/s (FC= 1,50) para polpa de mamão <i>in natura</i>	117
Tabela 8.10- Dados experimentais para concentração/diafiltração, utilizando membrana de PES 50kDa com pressão de 1,5bar e velocidade de escoamento de 6m/s (FC= 1,50) para polpa de mamão <i>in natura</i>	121

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_a = Massa inicial de alimentação (g, kg)

m_P = Massa de permeado (g, kg)

m_r = 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, um dos mais importantes carotenóides, tem sido crescentemente estudado devido a resultados positivos em pesquisas relacionadas à redução de riscos de alguns cânceres e doenças cardíacas. Os processos de separação com membranas destacam-se como uma alternativa aos processos convencionais de tratamento térmico, agindo como uma barreira permeável seletiva para separar um ou mais solutos de um fluido inclusive microrganismos. Dentre estes, a ultrafiltração pode ser um atrativo para a concentração de alguns componentes funcionais. A concentração de licopeno por membranas é um processo viável, pois este carotenóide fica na porção retida mesmo possuindo baixa massa molecular, já que se liga a outras moléculas como as proteínas, pectina e lipídio. Visando a concentração do licopeno, foi avaliado o desempenho de duas membranas de ultrafiltração (UF), polissulfona (PS) 100 kDa e polietersulfona (PES) 50 kDa em diferentes condições de pressão e velocidade. Foi realizado a comparação dos experimentos com polpa tratada enzimaticamente e *in natura* e pode-se concluir que os resultados foram semelhantes. O permeado obtido apresentou-se levemente amarelado, límpido e sem a presença de carotenóides, enquanto o retentado mostrou-se opaco e de cor vermelha mais intensa que o produto inicial. A retenção do licopeno foi de quase 100%. Foram observados melhores fluxos de permeado em relação ao tempo de processo na membrana de PES 50 kDa e sob pressão de 1,5 bar e velocidade de escoamento de 6m/s e com esta membrana foram realizados dois experimentos utilizando o processo de diafiltração: diafiltração com posterior concentração e concentração com posterior diafiltração, o que resultou em retentado com 68 µg/g de licopeno. A maior parte dos dados experimentais obtidos nas curvas de fluxo de permeado se ajustaram bem aos modelos de Cheryan (1998) nos quais obteve-se valores de R^2 de 0,90 a 0,98.

Palavras-chaves: ultrafiltração, polpa de mamão, licopeno, membranas poliméricas

ABSTRACT

Lycopene, one of the most important carotenoids, has been increasingly studied due to positive results in research related to reduced risk of some cancers and heart disease. The membrane separation processes stand out as an alternative to traditional heat treatment, acting as a selectively permeable barrier to separate one or more solutes from a fluid including microorganisms. Among these, the ultrafiltration can be attractive for the concentration of some functional components. The lycopene concentration on membranes is a viable process, since this carotenoid is retained even in the portion having low molecular weight, since it binds to other molecules such as proteins, lipids and pectin. Aiming at the concentration of lycopene, was evaluated the performance of two membrane ultrafiltration (UF), polysulfone (PS) 100 kDa and polietersulfona (PES) 50 kDa in different conditions of pressure and speed. Was conducted to compare the experiments with enzymatically treated pulp and pulp *in natura* and can conclude that the experiment with the enzyme treatment showed similar results to the pulp *in natura*. The permeate obtained was slightly yellow, clear and without the presence of carotenoids, while the retentate was shown to be opaque and red color more intense than the original. The retention of lycopene was almost 100%. Was observed better flow in relation to the process time in 50 kDa PES membrane and pressure of 1,5 bar and flow rate of 6 m/s, and with this membrane, it was two experiments using the process of diafiltration: diafiltration with subsequent concentration and concentration with subsequent diafiltration, resulting in a retentate of 68 µg / g of lycopene. Most of the experimental data obtained in the permeate flow curves adjusted well to models Cheryan (1998) in which was obtained R² values from 0,90 to 0,98.

Keywords: ultrafiltration, papaya pulp, lycopene, polymeric membranes.

1. INTRODUÇÃO

O mamão (*Carica papaya* L.) é nativo da América tropical e hoje é amplamente conhecido na Índia, Sri Lanka, Arquipélago Malaio, América Central, Havaí e Antilhas. Sua maior produção está no Brasil, Peru, Venezuela e Filipinas. É disponível para o consumo ao longo de todo o ano e tem boa aceitabilidade entre crianças e adultos, além de ser rico em licopeno. (FAGUNDES; YAMANISHI, 2002; SENTANIN; RODRIGUEZ-AMAYA, 2007)

O licopeno é um carotenóide que oferece coloração avermelhada a algumas frutas e outros vegetais (ARAB e STECK, 2000) e muitas pesquisas vêm demonstrando sua associação à redução de risco de doenças cardíacas (ARAB e STECK, 2000) e alguns tipos de cânceres (GIOVANNUCCI et al. 2002; MICHAUD et al. 2000).

O interesse pelo estudo do licopeno se deve à necessidade em atender à população consumidora de alimentos funcionais, devido à presença de compostos ou elementos biologicamente ativos que proporcionam benefícios à saúde.

Os processos de separação por membranas têm deixado nos últimos anos de ser apenas técnicas laboratoriais para serem utilizados industrialmente. Essa tecnologia não convencional de concentração e clarificação vem sendo muito utilizada com o intuito de se reduzir o consumo de energia, assim como melhorar a qualidade dos alimentos processados e obter subprodutos de alto valor agregado (MULDER, 1991).

Quando comparada aos processos convencionais, a tecnologia de membranas apresenta a vantagem de, geralmente, ser usada à temperatura ambiente, favorecendo, portanto, a preservação de nutrientes e constituintes do sabor, atributo importante para a qualidade do produto final (STRATHMANN, 1990).

As membranas estão entre as mais importantes aplicações industriais atuais e, a cada ano, mais finalidades são encontradas para esta tecnologia, como por exemplo: purificação de água, tratamento de efluentes industriais, desidratação de solventes, recuperação de voláteis orgânicos, concentração de proteínas, biosseparação e muitos outros (SCOTT, 1995).

Para o processamento de sucos e polpas de frutas com fins diversos, as membranas são atrativas, pois permitem obter produtos de alta qualidade, uma vez que são utilizadas baixas temperaturas. Dependendo do diâmetro do poro da membrana, é possível fracionar ou concentrar diferentes componentes.

Apesar de possuir pequena massa molecular, o carotenóide fica na fração retida, pois se liga a outras moléculas, como proteína, pectina e lipídio (HURST, 2002). Esta propriedade pode proporcionar aplicações do concentrado de licopeno em escala industrial.

Porém neste processo pode ocorrer o declínio do fluxo de permeado com o tempo no qual ocorre em três estágios entre eles, a polarização de concentração, a incrustação e por fim, a consolidação da incrustação caracterizado por um declínio contínuo e lento do fluxo (MARSHALL; DAUFIN, 1995).

A diafiltração é a técnica que faz adição de solventes, em geral, para diminuir a concentração de substâncias de menor massa molecular, em soluções contendo proteínas, peptídeos e outras biomoléculas. O processo retira total ou parcialmente as moléculas que possuem massa molecular limite da membrana, visando a purificação do retentado pelo arraste de substâncias.

Assim, este trabalho tem o objetivo de aplicar a ultrafiltração em escala piloto para concentrar o licopeno da polpa de mamão (*Carica papaya L.*).

2. OBJETIVOS

2.1. Objetivo geral

Concentrar o licopeno da polpa do mamão (*Carica papaya L.*) através da ultrafiltração (UF) utilizando membranas de Polissulfona (PS) e Polietersulfona (PES) em unidade piloto.

2.2. Objetivos específicos

- Verificar o efeito do tratamento enzimático em polpa de mamão no comportamento do fluxo do permeado.
- Estudar o efeito do material de membrana Polissulfona (PS) e Polietersulfona (PES), pressão e velocidade no fluxo do permeado.
- Determinar a concentração de licopeno através da diafiltração com a membrana de melhor desempenho.
- Determinar as características físico-químicas da alimentação, retentado e permeado.
- Ajustar os dados obtidos de fluxo de permeado durante a ultrafiltração de polpa de mamão a alguns modelos.
- Avaliar o desempenho energético do processo.

3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1. Mamão

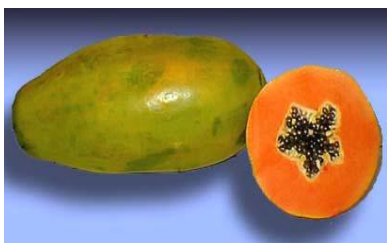
O mamão é nativo do leste da América central e atualmente está distribuído por todas as áreas tropicais do mundo. O país líder em produção é o Brasil, seguido de Nigéria, México, Índia e Indonésia (BARRET et al., 2004).

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).

Amplamente conhecido no Oriente, já no início do Século XVIII, o mamão vem sendo bastante cultivado na Índia, Sri Lanka, Arquipélago Malaio, alguns países da América do Sul, América Central e Antilhas, bem como na África tropical, Havaí e Austrália (MEDINA *et al.*, 1980).

O mamoeiro pertence à classe Dicotyledoneae, subclasse Archichlamydeae, ordem Vioetales, 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).

Há mais de 57 espécies conhecidas, mas, no Brasil, são plantados três variedades diferentes: mamão comum, Papaia (“solo” e “sunrise-solo”), Tailândia e, mais recentemente, o Formosa. O Havaí e o Formosa (Figura 1) são muito bem aceitos no mercado, pelo sabor e pelos preços compensadores. O Formosa, maior, resiste melhor ao transporte, possui teor de açúcar mais elevado, facilidade para obtenção de sementes e grande estabilidade genética (BAHIA, 2010).



Formosa



Havaí



Papaia

Figura 3.1. Variedades de mamão comercializados no Brasil.

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).

3.1.2. Morfologia e composição química

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 aumenta em relação direta com o amarelo, e a partir desse ponto começa a diminuir, provavelmente, devido à senescência.

As frutas são alimentos que contêm diversos compostos bioativos. O aumento do consumo de frutas pode estar correlacionado ao fato delas estarem associadas à 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 composição da fruta difere com a variedade e a Tabela 3.1 é um exemplo típico de sua composição média:

Tabela 3.1 Composição centesimal média e valor alimentício do mamão.

Componente	Teor (%)
Água	88,33
Proteína	0,50
Lipídeos	0,17
Açúcares Totais	8,75
Celulose Bruta	1,05
Cinzas	0,56
Ácidos (alcoometria)	0,60
Ácidos (como ácido cítrico)	0,04
Valor Calórico	34,38 cal./100g
Valor Nutritivo	15,80
Vitamina (Quantidade)	(mg)
Ácido Ascórbico	30-130
Vitamina B1	40-45
Vitamina B2	40-50
Vitamina PP	0,2-0,8
Vitamina A	1200-1650

Fonte: MENEZES *et al.* (1980).

3.2. Alimento funcional

Nos últimos anos, os consumidores viram aparecer nas gôndolas dos supermercados novos produtos alimentícios, que visam contribuir na busca por uma vida mais saudável. Os alimentos funcionais são a nova tendência do poderoso mercado alimentício neste início do século XXI (HEASMAN & MELLENTIN, 2001). Iogurtes, margarinas, leites fermentados, cereais, águas minerais etc. prometem ajudar na cura ou na prevenção de doenças como as

cardiovasculares, certos tipos de cânceres, alergias, problemas intestinais, etc. Entre os fatores-chave que explicam o êxito dos alimentos funcionais, Hasler (2000) cita a preocupação crescente pela saúde e pelo bem-estar, mudanças na regulamentação dos alimentos e a crescente comprovação científica das relações existentes entre dieta e saúde.

Uma definição abrangente de alimento funcional seria qualquer alimento, natural ou preparado pelo homem, que contenha uma ou mais substâncias, classificadas como nutrientes ou não-nutrientes, capazes de atuar no metabolismo e na fisiologia humana, promovendo efeitos benéficos à saúde, podendo retardar o estabelecimento de doenças crônicas e/ou degenerativas e melhorar a qualidade e a expectativa de vida das pessoas (SGARBIERI e PACHECO, 1999).

Já para Hasler (2002), alimento funcional é aquele alimento ou ingrediente que, além das funções nutricionais básicas, quando consumido como parte da dieta usual, produz efeitos metabólicos e/ou fisiológicos e/ou benéficos à saúde. Sua eficácia e segurança devem ser asseguradas por estudos científicos.

Alimentos funcionais são aqueles que, além de contribuírem com a nutrição, contêm substâncias que podem ser consideradas biologicamente ativas, produtoras de benefícios clínicos ou de saúde. Stanton *et al.* (2005) e Roberfroid (2005) descrevem os alimentos funcionais como alimentos para os quais pode ser satisfatoriamente demonstrado que eles afetam benéficamente uma ou mais funções do organismo, além de garantirem efeitos nutricionais adequados, conduzindo a uma melhoria do estado geral de saúde e bem estar e/ou a uma redução do risco de doenças (European Commission Concerted Action on Functional Food Science in Europe, 1999). Esses alimentos possuem potencial para promover a saúde através de mecanismos não previstos na nutrição convencional, devendo ser salientado que esse efeito restringe-se à promoção da saúde e não à cura de doenças (SANDERS, 1998). A incorporação da dieta a um estilo de vida saudável, uma vez que esta pode estar associada à prevenção de doenças e promoção da saúde, levou à criação de um mercado para esses produtos (ARVANITOYANNIS, HOUWELINGEN-KOUKALIAROGLOU, 2005).

3.3. 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 (BOBBIO; BOBBIO, 2001).

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-vitamina A que alguns destes compostos apresentam, como pelas suas ações antioxidante e imunomoduladora (SGARBIERI; PACHECO, 1999; RODRIGUEZ-AMAYA, 2002a; SANJINEZ ARGANDOÑA, 2005). Estudos mostram a relação entre o aumento no consumo de alimentos ricos em carotenóides e a diminuição no risco de várias doenças (OLSON, 1999; SGARBIERI; PACHECO, 1999; GARDNER et al., 2000).

Nos alimentos os carotenóides são tetraterpenóides C_{40} formados pela união 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 (Figura 3.2) podendo ser divididos em carotenos, que são hidrocarbonetos, e seus derivados oxigenados, xantofilas ou carotenóides oxigenado (NAGY, SHAW, VELDHUIS, 1977). 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).

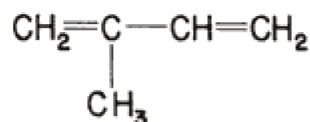


Figura 3.2. Fórmula estrutural da molécula de isopreno (Fonte: Gross, 1987).

A transformação mais comum que os carotenóides sofrem em alimentos é a oxidação, reação esta que altera a cor, podendo 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 pigmentos naturais 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 composição dos carotenóides de um alimento pode variar devido aos seguintes fatores: cultivar ou variedade do vegetal, parte da planta analisada, estágio de maturação, condições pós-colheita, localização geográfica do cultivo (efeito climático) e modo de preparo para o consumo (RODRIGUEZ-AMAYA, 1999).

Dos carotenóides do mamão, o principal é a criptoxantina, mas existem também a criptoflavina e os oxicarotenóides, dos quais 29,5% são na forma de caroteno. O licopeno está presente na variedade vermelha, mas não na variedade amarela (MENEZES *et al.*, 1980). Segundo Heng, Guilbert e Cuq (1990), os carotenóides, tais como o β -caroteno, são os pigmentos característicos do mamão. Qualquer modificação no seu conteúdo afeta a cor da fruta.

3.3.1. Licopeno

O organismo humano não é capaz de sintetizar os carotenóides e dessa forma estes são obtidos exclusivamente por meio da dieta alimentar. O licopeno pode ser encontrado em um número limitado de alimentos; o tomate e seus derivados são as melhores contribuições dietéticas, mas são boas fontes desse elemento também o mamão, a goiaba vermelha, a pitanga e a melancia (BRITTON, LIAAEN-JENSEN, PFANDER, 1995).

A quantidade de compostos bioativos presentes naturalmente nos alimentos varia 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).

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, apresentando fórmula molecular $C_{40}H_{56}$ e massa molecular de 536,89 g/mol. (RODRIGUEZ-AMAYA, 1999). Alguns pesquisadores avaliaram os conteúdos de licopeno em algumas frutas e os valores estão apresentados na Tabela 3.2.

O licopeno é um dos 600 pigmentos carotenóides encontrados 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 um efeito protetor direto contra radicais livres, sendo considerado um potente antioxidante protetor da camada celular por reação principalmente com os radicais peróxidos e com o oxigênio molecular (MORITZ ; TRAMONTE, 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 & Schawartz (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).

Tabela 3.2. Conteúdo de licopeno (µg/g) em algumas frutas

Fruta	Licopeno (µg/g)
<i>Goiaba</i> ¹	
São Paulo	53 ± 6
Pernambuco	53 ± 14
Ceará	47 ± 16
<i>Mamão (polpa)</i> ¹	
Solo – Bahia	21 ± 16
Formosa - São Paulo	19 ± 4
Formosa – Bahia	26 ± 3
Tailândia – Bahia	40 ± 6
Papaya – Bahia ²	31 ± 3
<i>Pitanga</i> ¹	73 ± 1
<i>Tomate</i> ¹ - Santa Cruz	31 ± 20
<i>Melancia</i> ³	
Crimson Sweet - São Paulo	38,9

Fonte: Adaptado Rodriguez-Amaya (1999) ¹; Silva (2010) ² ;
Miranda (2005) ³.

Analisando o teor de licopeno dos frutos expostos na Tabela 3.2, 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.

Trata-se de um hidrocarboneto alifático com 11 duplas ligações conjugadas e 2 não-conjugadas, de modo que ele é solúvel em lipídios (NGUYEN; SCHWARTZ, 1999).

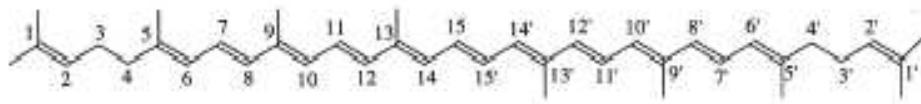


Figura 3.3. Fórmula estrutural da molécula de licopeno. (Fonte: Bramley, 2000).

O efeito do tratamento térmico é especialmente importante para a disponibilidade de licopeno, rompendo sua membrana, aumentando sua solubilidade e conseqüentemente sua disponibilidade (WEISBURGER, 2002; HASLER, 2002).

Apesar do licopeno estar presente nos alimentos, em sua maioria, na forma de *trans*-isômero (80% a 97%), parecem ser os *cis*-isômeros a forma mais encontrada e a mais bem absorvida no corpo humano, devido ao seu comprimento reduzido e sua melhor solubilidade nas micelas. Estudos demonstram que o processamento térmico controlado dos tomates e de seus produtos melhora a biodisponibilidade do licopeno, devido à modificação de sua forma isomérica e à liberação da matriz do alimento. A gordura dietética também influencia na absorção do licopeno (MORITZ; TRAMONTE, 2006).

A Tabela 3.3. apresenta teores de licopeno para a polpa do mamão. As quantidades de compostos bioativos presentes naturalmente nos alimentos variam de acordo com 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).

Tabela 3.3. Teores de licopeno do mamão

Mamão (polpa)	Quantidade Licopeno (µg)
Comum – São Paulo	0
Solo – Bahia	21 - 16
Formosa - São Paulo	19 - 4
Formosa – Bahia	26 - 3
Tailândia – Bahia	40 - 6

Fonte: Adaptado de Rodriguez-Amaya (1999).

Para que o carotenóide seja absorvido, é necessário que este seja incorporado às micelas, e a sua formação é dependente da presença de gordura no intestino. Além disso, todas as formas de licopeno são regularmente solúveis em água, mas devido à sua estrutura química, é um componente não polar que dissolve muito melhor em óleo (MORITZ; TRAMONTE, 2006).

Com o crescente interesse no licopeno, devido aos seus benefícios à saúde, a estabilidade durante o processamento e armazenagem de alimentos têm sido, cada vez mais, objeto de atenção. O licopeno é relativamente estável durante o processamento de alimentos, mas com o calor, a isomerização pode ocorrer durante o processamento. Entretanto durante o armazenamento ocorre reisolomerização. Luz e oxigênio devem ser evitados por um tempo longo de estocagem. A auto-oxidação pode causar a fragmentação final da molécula de licopeno, induzindo à formação de off-flavor (XIANQUAN et al., 2005).

Em 2005, o Ministério da Saúde do Brasil aprovou a ação benéfica do licopeno e sua propriedade funcional, associando-o ao combate de radicais livres, sendo que desde 1999 existem regulamentos no Brasil que permitem a utilização de alegações de propriedades funcionais e de saúde nos alimentos (REVISTA ELETRÔNICA DE FARMÁCIA, 2009).

3.4. Tecnologia de membranas

A filtração é definida como a separação de dois ou mais componentes de um fluxo de fluido. Em termos convencionais, refere-se à separação sólido-fluido, na qual se força o fluido líquido ou gasoso a atravessar um material poroso que retém o sólido. A separação por membranas estende esta aplicação ainda mais, para incluir a separação de solutos dissolvidos em correntes fluidas (CHERYAN, 1998).

Os métodos de filtração utilizados nos processo de separação por membranas são: convencional (dead end) e tangencial. No convencional o fluido escoia perpendicular à superfície da membrana fazendo com que solutos se depositem sobre a mesma, sendo necessária a interrupção do processo para limpeza ou substituição do filtro. O tangencial (crossflow filtration), o escoamento do fluido é paralelo à superfície da membrana e a altas velocidades, possibilitando o arraste dos solutos que tendem a se acumular na sua superfície, o que torna esse processo mais eficiente (RENNER & ABD EL-SALAN, 1991).

As membranas podem ser definidas como barreiras entre duas fases, que permitem a passagem de certos componentes de uma mistura, retendo outros de forma seletiva (CHERYAN, 1998).

Em membranas, o mecanismo de separação é mais complexo do que a retenção ou passagem das partículas ou moléculas determinada pelo diâmetro dos poros da membrana. Muitas outras variáveis tais como: composição da membrana, método de fabricação, estrutura espacial ou morfologia e configuração das moléculas; suas interações entre si e com a superfície da membrana, dinâmica do fluido na unidade de filtração, pressão, temperatura e velocidade da alimentação, influenciam o processo de separação (KÖSEOGLU; ENGELGAU, 1990).

O processo de filtração por membranas consiste da separação de componentes de um líquido pressurizado através de uma membrana. Para se entender o princípio do processo, considera-se que a membrana, quando colocada entre as duas fases, permite a permeação de solvente e/ou soluto,

desde que haja uma força motriz que provoque este fluxo. Esta força motriz pode existir devido a diferenças de concentração, pressão, potencial elétrico e temperatura (BHATTACHARJEE, *et al.*, 1999).

Para serem efetivas numa separação, as membranas devem possuir as seguintes propriedades: alta permeabilidade e seletividade, estabilidade mecânica e térmica e resistência química (RAUTENBACH; ALBRECHT, 1989).

A seletividade à passagem de solutos presentes em soluções homogêneas está relacionada com as dimensões da molécula ou partícula, o tamanho dos poros da membrana, a difusividade do soluto no material que constitui a membrana e as cargas elétricas associadas (PORTER, 1990).

Os processos de separação por membranas (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).

Essa tecnologia não convencional de concentração e clarificação vêm sendo muito utilizada com o intuito de se reduzir o consumo de energia, assim como melhorar a qualidade dos alimentos processados e obter subprodutos de alto valor agregado (MULDER, 1991). Quando comparada aos processos convencionais, a tecnologia de membranas apresenta a vantagem de, geralmente, ser usada à temperatura ambiente, favorecendo, portanto, a preservação de nutrientes e constituintes de sabor, importantes para a qualidade do produto final (STRATHMANN, 1990).

Membranas para uso comercial em processos de larga escala não tinham sido desenvolvidas até a invenção das membranas assimétricas, no final da década de 50, no século XX. Com este tipo de membrana, altos fluxos de

permeado essenciais para aplicações comerciais, foram estabelecidos (CUPERUS; NIJHUIS, 1993).

Segundo Mulder (2003) a maioria das aplicações dos processos de separação por membranas são para concentração, purificação e fracionamento. Esse transporte tanto pode ocorrer por difusão ou convecção e é induzido por uma gradiente de potencial químico (pressão, concentração e temperatura) ou potencial elétrico.

O fator que distingue os processos mais comuns de separação por membranas (microfiltração, ultrafiltração, nanofiltração e osmose reversa) é a aplicação de pressão hidráulica para acelerar o processo de transporte. Entretanto, a natureza da membrana controla quais componentes permearão e quais ficarão retidos, uma vez que os mesmos são diferencialmente separados de acordo com suas massas molares ou tamanho de partícula (CHERYAN, 1998).

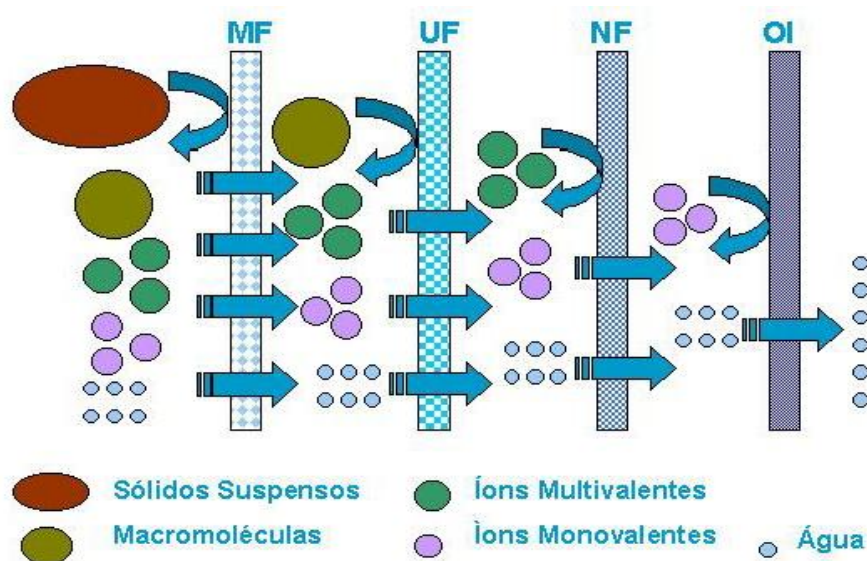


Figura 3.4. Tipos de membranas de filtração. (Fonte: BHATTACHARJEE, *et al.*, 1999).

A tecnologia de membranas tem verificado um crescimento constante no setor industrial. Baseando-se nos bons resultados alcançados, principalmente nas indústrias químicas e de alimentos, vislumbra-se um futuro promissor para estes processos, apesar da necessidade de solucionar problemas pertinentes às questões ligadas a incrustação das membranas, aos processos de limpeza, baixo fluxos de permeado e elevado custo.

Entretanto, a busca por processos mais econômicos, seguros e de menor impacto ambiental, assim como alimentos nutricionalmente seguros e mais saudáveis, aponta para tecnologia de membranas como uma solução. Isto leva ao aumento da produção de membranas e à diminuição do custo das mesmas, estimulando novas aplicações desta tecnologia.

As membranas estão entre as mais importantes aplicações industriais atuais e, a cada ano, mais finalidades são encontradas para esta tecnologia, como por exemplo, purificação de água, tratamento de efluentes industriais, desidratação de solventes, recuperação de voláteis orgânicos, concentração de proteínas e muitos outros (SCOTT, 1995).

A primeira vantagem para a indústria de alimentos, apareceu quando membranas de osmose inversa foram desenvolvidas para a purificação de água, processo conhecido como dessalinização. Após esta aplicação, membranas foram introduzidas em diversos processos convencionais, como por exemplo, concentração pela ultrafiltração ao invés da evaporação. Membranas permitem o desenvolvimento de processos e produtos inteiramente novos. Entre os principais benefícios do uso de membranas na indústria de alimentos, pode-se citar: separação de microorganismos, ausência de dano térmico aos produtos e baixo consumo de energia (HABERT et. al., 2006).

De modo geral as características mais importantes das membranas são: espessura, diâmetro de poros, seletividade, permeabilidade e porosidade. Outras características são fluxo de permeado, resistências térmica, química e mecânica. Porosidade não deve ser confundida com tamanho de poros, a porosidade é a relação entre o volume da parte sólida e o volume dos poros, quantidade de vazios (HABERT et. al., 2006).

A performance de separação de uma membrana é afetada por sua composição, morfologia e características e também por parâmetros do processo como temperatura, pressão, velocidade e interações entre componentes da alimentação e da superfície da membrana (LIN et al., 1997).

Uma unidade de separação por membranas é normalmente constituída de uma membrana, uma bomba de alimentação e tubulações distintas para o retentado e o permeado, além de manômetros e termômetro. A recirculação do produto concentrado é necessária quando se precisa manter alta vazão de alimentação a fim de aumentar a eficiência da separação. (GEANKOPLIS, 2003).

3.4.1. Fenômenos envolvidos no processo

A permeabilidade de uma membrana representa a capacidade do solvente de atravessar a membrana, podendo ser definida como a quantidade de solvente que permeia a membrana em função da temperatura, velocidade do fluxo e pressão aplicada (CHERYAN, 1998).

O comportamento da membrana com água pura, entretanto, não tem relação com o seu comportamento quando utilizada com soluções complexas, com diferentes solutos e macromoléculas presentes. O fluxo de permeado com uma solução real pode chegar a menos que 5% de fluxo com água pura. Apesar disso, a permeabilidade hidráulica é o parâmetro de referência da integridade e eficiência do processo de limpeza de uma membrana, garantindo a reprodutibilidade dos resultados (MULDER, 1991).

A seletividade, outra propriedade importante das membranas, está relacionada à sua capacidade de retenção de determinados solutos, que pode ser afetada pelos seguintes fatores: tamanho e forma das partículas, tipo do material e configuração da membrana, concentração de substâncias retidas e adsorção de solutos na membrana. Uma medida da seletividade é a rejeição ou retenção aparente, pela qual assume-se que a probabilidade de uma partícula atravessar a membrana é máxima quando a sua rejeição é de 0% (MULDER, 1991; CHERYAN, 1998).

Nos processos de separação por membranas 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 incrustação (CHERYAN, 1998).

Estes fenômenos limitantes são devido à presença de espécies no fluido de alimentação que não podem passar para o permeado e na polarização da concentração, as espécies acumuladas na parede da membrana encontram-se dispersas na solução, enquanto que na camada polarizada as espécies se depositam na superfície da membrana e na incrustação estas aderem dentro da matriz da mesma (CHERYAN, 1998).

A polarização por 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 à 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 camada polarizada, provocando diminuição no fluxo (SCHÄFER; FANE; WAITE, 2006).

Segundo Sablani et al. (2001), a polarização da concentração, juntamente com a adsorção de soluto e a formação da camada polarizada causa a redução do fluxo de permeado. Conseqüentemente, a predição do desempenho da membrana é difícil para as diferentes aplicações. Para a obtenção de um melhor entendimento deste problema, estudos experimentais devem ser desenvolvidos na tentativa de quantificar a camada polarizada em diferentes condições de operação. Desta forma, modelos matemáticos têm avançado na direção da compreensão destes fenômenos.

A formação da camada polarizada e da incrustação produz uma alteração das propriedades de separação da membrana durante o seu funcionamento, devido à deposição de materiais tanto na superfície da membrana como no interior de seus poros. As razões para esta deposição são físico-químicas e químicas. As

físico-químicas são devido à adsorção de moléculas sobre o material constituinte da membrana. As químicas ocorrem pela solubilidade limitada na camada polarizada ou insolubilidade devido à mudança das condições mecânicas (bloqueio dos poros, ou elementos rugosos na superfície) e hidrodinâmicas, resultando em um fluxo demasiadamente baixo (GEKAS et al., 1998). Como mostra a Figura 3.5, o problema da polarização da concentração, camada polarizada e da incrustação está associado à passagem do retentado na superfície da membrana (HANHUI et al., 2004).

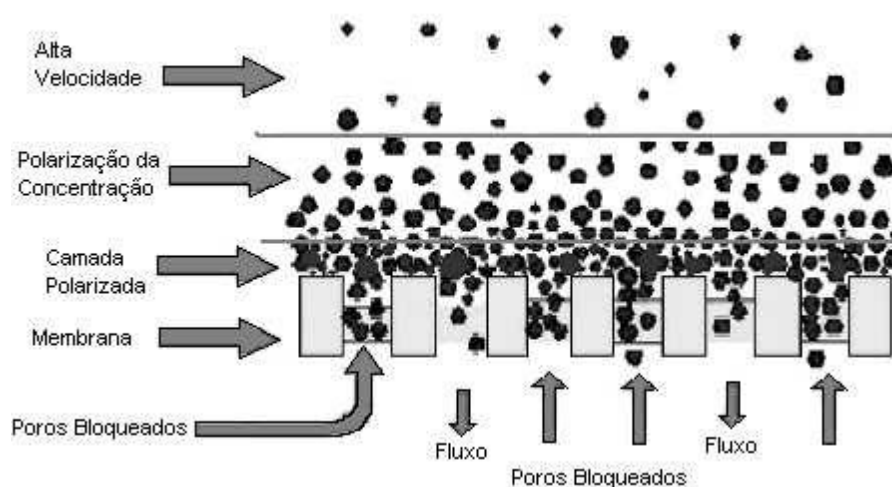


Figura 3.5. Diagrama de filtração tangencial em membranas. (Adaptação de ilustração apresentada por Hanhui et al ,2004).

De acordo com Cheryan (1998), existem 5 fatores principais que afetam o fluxo de uma membrana: pressão de operação, temperatura, velocidade de escoamento do fluido, concentração e origem da alimentação. Para a micro e ultrafiltração, a pressão transmembrana (P_T) proporciona um aumento no valor do fluxo de permeado, até que se atinja um valor limite no qual qualquer aumento na pressão acarretará apenas um aumento da camada polarizada e da incrustação, mantendo o fluxo constante em função da pressão ou até mesmo diminuindo-o. O aumento da temperatura diminui a viscosidade do fluido e aumenta a difusividade, portanto melhora o fluxo de permeado, porém em temperaturas muito altas pode

haver precipitação de sais na superfície da membrana, intensificando a incrustação e conseqüentemente diminuindo o fluxo.

Ainda segundo Cheryan (1998), um acréscimo na velocidade de escoamento ou na turbulência do fluido a ser ultrafiltrado causa o arraste das partículas retidas na superfície da membrana, diminuindo a espessura da camada gel polarizada, provocando o aumento do fluxo de permeado. O fluxo decresce exponencialmente com a concentração de alimentação, devido ao aumento na viscosidade.

Quando a concentração de solutos na superfície da membrana se torna muito alta, tem-se a formação da camada polarizada, que oferece uma resistência adicional ao fluxo de permeado. Esta camada é dinâmica, pois com a alteração das condições operacionais, como a diminuição da pressão ou da concentração da alimentação e o aumento da velocidade tangencial, pode-se reverter os efeitos de diminuição do fluxo (CHERYAN, 1998).

A incrustação ocorre quando há deposição e acúmulo de componentes da alimentação na superfície e/ou dentro dos poros da membrana, por adsorção ou bloqueio físico dos poros. Esse fenômeno, relacionado às características da membrana e interações soluto-soluto e soluto-membrana, provoca um declínio irreversível no fluxo de permeado, que só pode ser recuperado com a limpeza química da membrana (CHERYAN, 1998).

Cassano (2006) descreve a incrustação de membranas como um 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 do fruto, tais como pectinas, celulosas, hemicelulosas e ligninas.

Tanto a polarização pela concentração quanto a incrustação, geralmente ocorrem em todos os processos de filtração por membranas, mas os seus efeitos são mais importantes em microfiltração, ultrafiltração e osmose inversa (CUPERUS; NIJHUIS, 1993).

3.4.2. Tipos de processo

Dentre os processos de separação por membranas destacam-se: microfiltração, ultrafiltração, nanofiltração, osmose inversa, eletrodialise, diálise, pervaporação e evaporação osmótica. Esses processos diferenciam-se quanto à força motriz necessária para que ocorra a separação, quanto às características e propriedades das membranas e quanto as suas aplicações (SCOTT; HUGHES, 1995). Para a indústria de alimentos, os processos de maior interesse são a microfiltração, a ultrafiltração e a osmose inversa cuja diferenciação está basicamente no tamanho médio dos poros das membranas filtrantes utilizadas em cada um deles, o que implica na necessidade de diferentes faixas de pressão transmembrana (PORTER, 1990).

3.4.3. Parâmetros de controle e eficiência do processo

Nos processos de separação por membrana o fluxo de permeado é principalmente afetado pela pressão, concentração da alimentação, temperatura e velocidade tangencial. Em geral, o aumento da temperatura e da pressão aumentam o fluxo (CHERYAN, 1998). Um 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.

Para fluidos que não contém muitos componentes causadores de incrustação, altas pressões podem aumentar o valor de fluxo, pois maior será a 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.

O fluxo de permeado é diretamente proporcional à pressão aplicada e inversamente proporcional à viscosidade do fluido de alimentação. Viscosidade é primariamente controlada por dois fatores: concentração de sólidos da solução de alimentação e temperatura. O aumento da temperatura ou da pressão, aumentaria o fluxo de permeado. Isto é parcialmente verdadeiro, ou seja, depende de certas condições, tais como: baixa pressão, baixa concentração de sólidos no fluido de alimentação e alta velocidade do fluido (CHERYAN, 1998).

A relação entre pressão e fluxo é devida aos efeitos da polarização de concentração. Em baixas pressões, baixa concentração da alimentação e alta velocidade do fluido, os efeitos da polarização de concentração são mínimos, sendo o fluxo de permeado afetado pela pressão transmembrana (P_T). Desvios da relação linear entre fluxo e pressão são observados em altas pressões, independente de outros parâmetros operacionais (CHERYAN, 1998).

Esta camada é dinâmica e alterando-se condições operacionais, como: diminuir a pressão ou a concentração da alimentação ou aumentar a velocidade da alimentação, pode-se reverter o sistema ao regime operacional controlado pela pressão. Se, no entanto, a incrustação está consolidada, o fluxo de permeado não retornará aos níveis originais, exceto após a limpeza da membrana (CHERYAN, 1998).

3.4.3.1. Fluxo de permeado (J)

Definido como a quantidade de permeado obtida, expressa em massa ou volume, por área de permeação da membrana por tempo. O fluxo de permeado está expresso na Eq. 1. (CHERYAN, 1998).

$$J = \frac{M_P}{A_P t} \quad \text{Eq. 1}$$

Onde: M_p é a massa de permeado no tempo t e A_p é a área de permeação.

3.4.3.2. Fator de Concentração (FC)

Quantifica a redução de massa atingida pela ultrafiltração. É calculada como a razão entre a massa inicial na alimentação e a massa final de retentado.

$$FC = \frac{M_a}{M_r} \quad \text{Eq. 2}$$

Onde: M_a = massa na alimentação e M_r = massa no retentado.

3.4.3.3. Pressão aplicada à membrana (P_M) ou pressão transmembrana (P_T)

É definida como o gradiente de pressão entre os lados do retido e do permeado

$$P_M = P_R - P_P \quad \text{Eq. 3}$$

Onde P_R e P_P são, respectivamente, as pressões nas correntes do retido e do permeado.

Geralmente, o gradiente de pressão entre a corrente de retido e o permeado varia ao longo do comprimento da membrana. Assim, o valor da pressão aplicada à membrana é calculado pela média aritmética dos gradientes de pressão na entrada e na saída da membrana. Quando a saída do permeado for aberta para o ambiente, a pressão P_P é nula, e a pressão aplicada à membrana é determinada conforme expresso na Equação 3.5 (CHERYAN, 1998).

$$P_M = \frac{P_e + P_s}{2} \quad \text{Eq. 4}$$

Onde P_e e P_s são, respectivamente, as pressões de entrada e de saída da membrana no lado do retido.

3.4.3.4. Índice de Retenção (IR)

Para avaliar o grau de retenção de um componente pela membrana utiliza-se o índice de retenção (ou rejeição), calculado conforme Eq. 5 (GIRARD & FUKUMOTO, 2000). Ele fornece uma medida quantitativa da capacidade da membrana em reter moléculas ou componentes específicos, sob determinadas condições de operação.

$$R = \left(1 - \frac{C_p}{C_R}\right) \cdot 100 \quad \text{Eq. 5}$$

Onde: C_p e C_R são respectivamente, as concentrações no permeado e no retentado. Este parâmetro é afetado por fatores como: tamanho e formato das partículas presentes, concentração dos compostos rejeitados, pH e força iônica da solução, tipo de material que constitui a membrana e configuração.

3.4.4. Curva do fluxo de permeado

O declínio do fluxo de permeado com o tempo ocorre em três estágios, como mostrado na Figura 3.6. No primeiro estágio, que ocorre logo nos minutos iniciais, há uma rápida diminuição no fluxo, causada pela polarização da concentração. O segundo estágio, que é uma etapa intermediária, se deve à incrustação. Por fim, tem-se a consolidação da incrustação no terceiro estágio, caracterizado por um declínio contínuo e lento do fluxo (MARSHALL; DAUFIN, 1995).

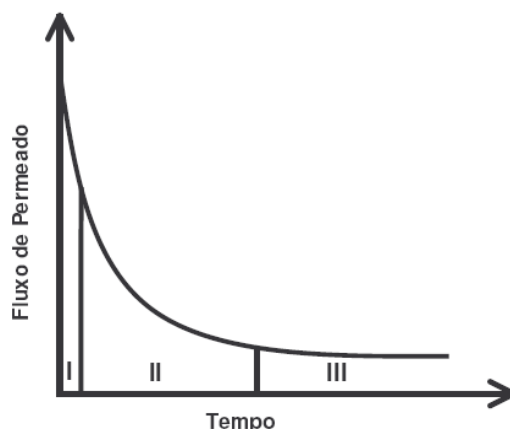


Figura 3.6. Estágios do declínio do fluxo de permeado com o tempo (MARSHALL; DAUFIN, 1995).

Nos primeiros minutos de um processo de ultrafiltração ocorre uma queda inicial bastante acentuada no fluxo de permeado, sendo esta queda principalmente devido à polarização da concentração. Essa polarização, que é basicamente uma função das condições hidrodinâmicas do processo, cresce de maneira bastante rápida até a consequente formação da camada gel polarizada. Numa segunda etapa, embora de maneira um pouco mais lenta, o fluxo continua a diminuir devido ao efeito das interações entre o material que compõe a membrana e o soluto, processo esse chamado de incrustação. Numa terceira etapa, quando o processo atinge um estado quase estacionário, ocorre uma fase em que o fluxo diminui de maneira bastante lenta devido à deposição de partícula e à consolidação da incrustação (MARSHALL; DAUFIN, 1995).

O tempo requerido para o processo de ultrafiltração atingir o estado estacionário diminui com o aumento da velocidade de escoamento, enquanto o fluxo de permeado, com o processo já em estado estacionário, aumenta com o aumento da velocidade do fluido. O aumento da velocidade tangencial pode também diminuir o acúmulo de soluto na superfície da membrana e desse modo aumentar o fluxo de permeado (CHENG; LIN, 2004).

3.4.5. Ultrafiltração

A ultrafiltração é um processo de separação por membranas utilizado quando se deseja purificar e fracionar soluções contendo macromoléculas (HABERT, BORGES, NOBREGA, 2006). 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. (MULDER, 1991). 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 (HABERT, BORGES, NOBREGA, 2006).

No processo de ultrafiltração, o termo massa molecular de corte é o mais usado para descrever a capacidade potencial de separação da membrana, que no caso é de 500 a 300.000 daltons (CHERYAN, 1998). Nesse processo, utilizam-se membranas assimétricas porosas, com diâmetro de poro entre 0,001 e 0,1 μm e pressão de 3,5 a 13,8 bar (PAULSON; WILON; SPATZ, 1984; DZIEZAK, 1990; SCOTT; HUGHES, 1995).

O processo de ultrafiltração da polpa de mamão hidrolisada, obtido na membrana de polietersulfona (PES), utilizando a unidade de laboratório por Silva (2010), apresentou o maior fluxo de permeado relacionado aos mesmos procedimentos com microfiltração. Realizou-se também o experimento na unidade piloto repetindo as condições da unidade laboratorial, utilizando membrana de polissulfona (PS), massa molecular de corte de 100 kDa, 50 °C, pressão transmembrana de 2 bar, resultando melhor fluxo de permeado.

3.4.6. Diafiltração

3.4.6.1. Definição e Tipos

A diafiltração é um processo que consiste na adição de solvente ao retentado e a contínua eliminação de espécies químicas de menor massa molecular, juntamente com o solvente, devido à permeação através da membrana. Esse processo visa diminuir a viscosidade da solução, facilitando assim seu bombeamento bem como aumentando a purificação do retentado através do arraste de substâncias permeáveis presentes no mesmo. Além disso, a adição de solvente puro ao retentado evita a excessiva concentração do retentado, que por sua vez provoca um aumento na formação da incrustação, provocando uma diminuição no fluxo de permeado (CHERYAN, 1998; AIMAR, 1993).

O objetivo da diafiltração é diluir a solução contendo as biomoléculas para aumentar a seletividade da membrana, melhorando, portanto, o grau de pureza ao final do processo, e facilitar a remoção de sais (BEATON & KLINKOWSKI, 1983; DILEO et al, 1988).

Na diafiltração, os processos são divididos, em princípio, em dois métodos: a diafiltração contínua e a descontínua. (MADSEN, 2001; LIPNIZKI et al, 2002).

Na diafiltração contínua (Figura 3.7) também conhecida como diafiltração a volume constante, o retido é lavado com uma solução de água, ou solução tampão, a uma vazão de entrada igual à vazão de saída de permeado da solução. Portanto, o volume de retido não varia, ocorrendo somente a retirada dos sais permeáveis a cada ciclo do sistema. O ciclo do sistema é estabelecido como o volume de permeado retirado do sistema equivalente ao volume inicial do sistema (BEATON & KLINKOWSKI, 1983; MADSEN, 2001; LIPNIZKI et al, 2002).

Segundo Foley e Garcia (2000), um processo de diafiltração contínua envolve primeiramente um processo de ultrafiltração até a redução do volume da solução e o aumento da concentração do macrosoluto a ser retido. A diafiltração contínua, realizada a volume e concentração de macrosolutos constantes, reduz a

concentração de microsolutos presentes na solução. Adicionalmente, pode ser feita uma nova redução de volume da solução, através da permeação de solvente, aumentando deste modo a concentração de macrosolutos.

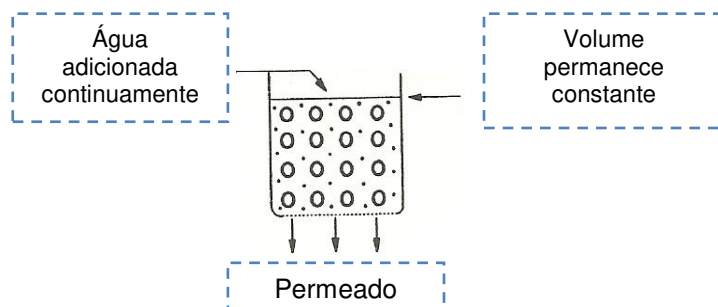


Figura 3.7. Esquema da diafiltração contínua (Fonte: Cheryan,1998).

A diafiltração descontínua (Figura 3.8) por sua vez já varia a concentração de retido, de duas diferentes maneiras: por diluição seqüencial, ou por redução de volume. Na diluição seqüencial, a solução com volume especificado é alimentada com água ou solução tampão até determinado volume, e depois deste procedimento, concentrado por ultrafiltração até o volume original (LIN et al, 1989; DUARTE et al, 2001; HOUTCHENS et al, 2006). Na redução de volume, o contrário ocorre, primeiramente a solução é concentrada por ultrafiltração até determinado volume, e depois adiciona-se água ou solução tampão até que se estabeleça novamente o volume inicial (NG et al, 1976; BEATON & KLINKOWSKI, 1983).

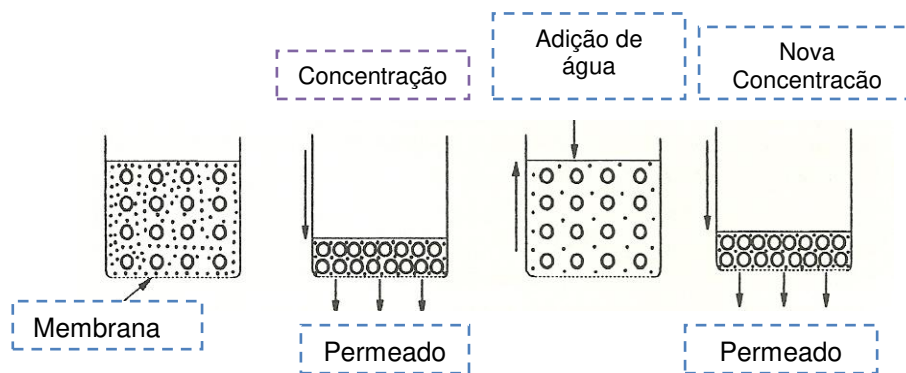


Figura 3.8. Esquema da diafiltração descontínua (Fonte: Cheryan,1998).

Segundo Cheryan (1998), a diafiltração descontínua é feita até ser atingido um determinado volume de solução permeada, quando então o processo é parado, sendo adicionado solvente puro ao retentado até se atingir o volume inicial, quando então é iniciado um novo ciclo.

A cada ciclo de diafiltração descontínua, a solução fica cada vez mais concentrada e purificada ao mesmo tempo, com a saída dos sais permeados. Fatores devem ser levados em conta no momento de escolher qual o melhor método a ser utilizado em diafiltração. Estes fatores são: volume inicial de amostra, concentração e viscosidade, concentração final requerida para a solução, estabilidade da amostra a várias concentrações, volume de tampão requerido para diafiltração, tempo de processamento, tamanho de reservatório disponível, além de fatores econômicos (BEATON & KLINKOWSKI, 1983).

Em biotecnologia, o uso de diafiltração em processos de concentração e purificação de moléculas produzidas por microrganismos tem ganhado muitos estudos nos últimos anos. O processo é importante no sentido de poder separar bioprodutos de interesse, de biomoléculas que geralmente são extraídas em conjunto em outros processos de separação (VAN REIS et al, 1999; STONER et al, 2004; DALWADI, 2005).

Entre os estudos mais desenvolvidos nessa área estão: o isolamento de beta-lactoglobulina de caseína (CAESSENS et al, 1997; TOLKACH & KULOZIK, 2005; CHATTERTON et al, 2006), a separação e purificação de benzilpenicilina

produzida por fermentação (Li et al, 2004), bem como a extração de antibióticos em geral (TESSIER et al, 2005), e ainda a concentração e purificação de biossurfactantes também produzidos por fermentação (BRYANT, 1990).

3.4.6.2. Aplicação do Processo de Diafiltração

Martinez-Ferez, Guadix e Guadix (2006), estudando a recuperação de oligossacarídeos do leite de cabra através do uso de membrana cerâmica no processo de diafiltração conseguiram obter mais de 80% da fração de oligossacarídeo presente na gordura do leite de cabra. Numa primeira etapa, operando com uma diafiltração contínua para quatro “diavolumes” com uma membrana cerâmica tubular de massa molecular de corte de 50kDa, o experimento reteve 94% de proteína enquanto oligossacarídeo e lactose permearam livremente. Num segundo passo, usando uma membrana cerâmica de massa molecular de corte de 1 kDa, 94% da lactose foi permeada depois de 3 “diavolumes” com o oligossacarídeo recuperado no retentado. Um diavolume é uma quantidade de solvente igual ao volume de retentado a ser adicionada ao mesmo e posteriormente permeada para a realização de um ciclo de diafiltração.

Cheang e Zydney (2004), avaliaram dois diferentes processos de diafiltração para purificar lactoalbumina e lactoglobulina de isolado proteico de soro. A purificação foi feita através da remoção das partículas mais permeáveis do retentado, seguindo o processo de diafiltração. No primeiro processo usaram uma membrana de massa molecular de corte de 100kDa na etapa inicial, para se obter albumina do soro bovino, que foi retida pela membrana, sendo seguida pelo uso de uma membrana de massa molecular de corte de 30kDa que separou entre lactoalbumina (LA), que foi permeada pela membrana, e lactoglobulina (LG), que foi retida. No segundo processo testado, analisaram a combinação inversa de membranas empregando primeiramente a membrana de 30kDa, que permeou a LA e reteve LG juntamente com a albumina de soro bovino, sendo essas duas separadas quando se utilizou a membrana de 100kDa, onde a LG foi permeada pela membrana. No primeiro processo a purificação da LA foi de 95% enquanto

no segundo processo foi de 85%. Já a purificação da LG ficou em torno de 70% para os dois processos citados.

Vikbjerg *et al.* (2006) analisaram aplicação de membranas poliméricas de ultrafiltração na remoção de ácidos graxos livres e solventes provenientes da produção de fosfatidilcolina estruturada. No processo de separação foi empregada a diafiltração descontínua, na qual o retentado foi diluído com hexano, sendo que durante cada diafiltração pode ser observado o decréscimo do fluxo até a adição de mais solvente e com isso, foi observado um novo aumento do fluxo de permeado. Através do processo de diafiltração foi possível aumentar a concentração entre a fosfatidilcolina e os ácidos graxos livres de 1:48 para 1:1,6 demonstrando claramente a eficiência da diafiltração na purificação de fosfatidilcolina estruturada.

Kumar, Yea e Cheryan (2003), estudaram a concentração e purificação de proteína de soja através de ultrafiltração e diafiltração contínua, em uma membrana espiral (PVDF) com massa molecular de corte de 18kDA. Observaram que, durante a diafiltração, a quantidade de sólidos totais diminuiu com o aumento do volume de água adicionado. A quantidade de sólidos totais diminuiu constantemente no permeado o que é reflexo da remoção quase completa de sais e oligossacarídeos do retentado. O arraste dos sólidos do retentado aumentou a quantidade de proteína nos sólidos de soja de 50% para 62,5%.

3.5. Modelos matemáticos

3.5.1. Modelos de Cheryan (1998):

A maioria dos modelos relaciona o fluxo com o tempo ou volume de permeado e apresentam geralmente uma forma exponencial, considerando a forma das curvas de fluxo devido à incrustação. São modelos semi-empíricos, que em geral, se ajustam adequadamente aos dados experimentais (CHERYAN, 1998):

$$J_t = J_0 t^{-b} \quad \text{Eq. 6}$$

$$J_t = J_0 e^{-bt} \quad \text{Eq. 7}$$

$$J_t = J_0 V^{-b} \quad \text{Eq. 8}$$

$$J_t = J_{ss} + K e^{-bt} \quad \text{Eq. 9}$$

onde J_0 é o fluxo inicial, J_t , é o fluxo em qualquer tempo t , J_{ss} é fluxo limite ou fluxo em estado estacionário, V é o volume de permeado e as constantes K e b caracterizam a incrustação.

Embora estes modelos predigam que o fluxo permeado será zero no tempo infinito, o que na prática não deve ocorrer, estes são extremamente úteis, pela sua simplicidade, para prever o fluxo de permeado, avaliar a incrustação e correlacionar o mesmo com os parâmetros operacionais (CHERYAN, 1998).

3.5.2. Modelo de Girard e Fukumoto (2000): Teoria da Renovação da Superfície

Alguns modelos matemáticos foram propostos para descrever a curva do fluxo de permeado, sendo a maior parte deles semi-empíricos. Modelos exponenciais freqüentemente 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 ao modelo da teoria de renovação de superfície. No modelo apresentado na Eq. 10, 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) e Ongaratto (2009) que realizaram trabalhos com sucos de tamarindo e pitanga respectivamente, nos quais seus dados experimentais se adequaram razoavelmente bem.

$$J = J_F + (J_0 - J_F) \exp^{(-\lambda \cdot t)} \quad \text{Eq 10}$$

onde J_0 e J_F são, respectivamente, os fluxos inicial e final ($\text{kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$), 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 Eq. 11 de Girard e Fukumoto (2000)

$$J = J_0 - B \cdot \ln(FC) \quad \text{Eq 11}$$

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.

3.6. 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, 1992).

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).

3.7. Aplicação 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 (GIRARD; FUKUMOTO, 2000).

Atualmente, os carotenóides utilizados industrialmente são obtidos por via química ou extração de plantas ou algas (MALDONADE, 2003). 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, 2010).

Clareto (2007) estudou a concentração de licopeno por microfiltração de polpa de goiaba, previamente tratada com enzimas. 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 o processo é viável, visto que, mesmo este carotenóide possuindo uma baixa massa molecular, liga-se a outras moléculas maiores presentes na fruta, como pectina e proteínas, formando redes que ficam no retentado.

O processo de concentração de licopeno também foi estudado por Miranda (2005) que avaliou a concentração deste carotenóide por ultrafiltração 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. A autora avaliou a aplicação do retido em balas de gomas que apresentou resultados sensoriais satisfatórios.

Estudos realizados com polpa de mamão em unidade laboratorial por Silva (2010), demonstraram que as membranas polissulfona (PS) e polietersulfona (PES) sob condições de 300 rpm, 50° C, e 2 bar de pressão resultaram em fluxos de 15,8 $\text{kg.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ e 8,06 $\text{kg.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ respectivamente, com retenção de 100% de licopeno.

Porém em estudos na unidade piloto, os resultados da membrana de Polissulfona (PS) sob condições de velocidade tangencial de 3,6 m/s e 2 bar de pressão, foi um fluxo inicial de 269,5 $\text{kg.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ e ao longo do experimento aumentou para 350 $\text{kg.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$.

4. MATERIAL E MÉTODOS

4.1. Material

4.1.1. Matéria-prima

Este trabalho utilizou polpa de mamão da variedade papaia produzida no estado do Espírito Santo, Brasil, da empresa Trop Brasil, proveniente do lote 100110671A de janeiro de 2010. A polpa foi tratada termicamente, envasada em bag asséptico de 200 kg e acondicionado em tambor na própria empresa fornecedora.

O produto proveniente do bag asséptico foi homogeneizado e separado em sacos de 12 kg e congelado a -18°C . Estes bags foram descongelados a temperatura ambiente e aquecidos até 50°C para início da corrida na Unidade Piloto do Laboratório de Medidas Físicas (LAMEFI), DEA, FEA, Unicamp, Campinas/SP (Figura 4.2).

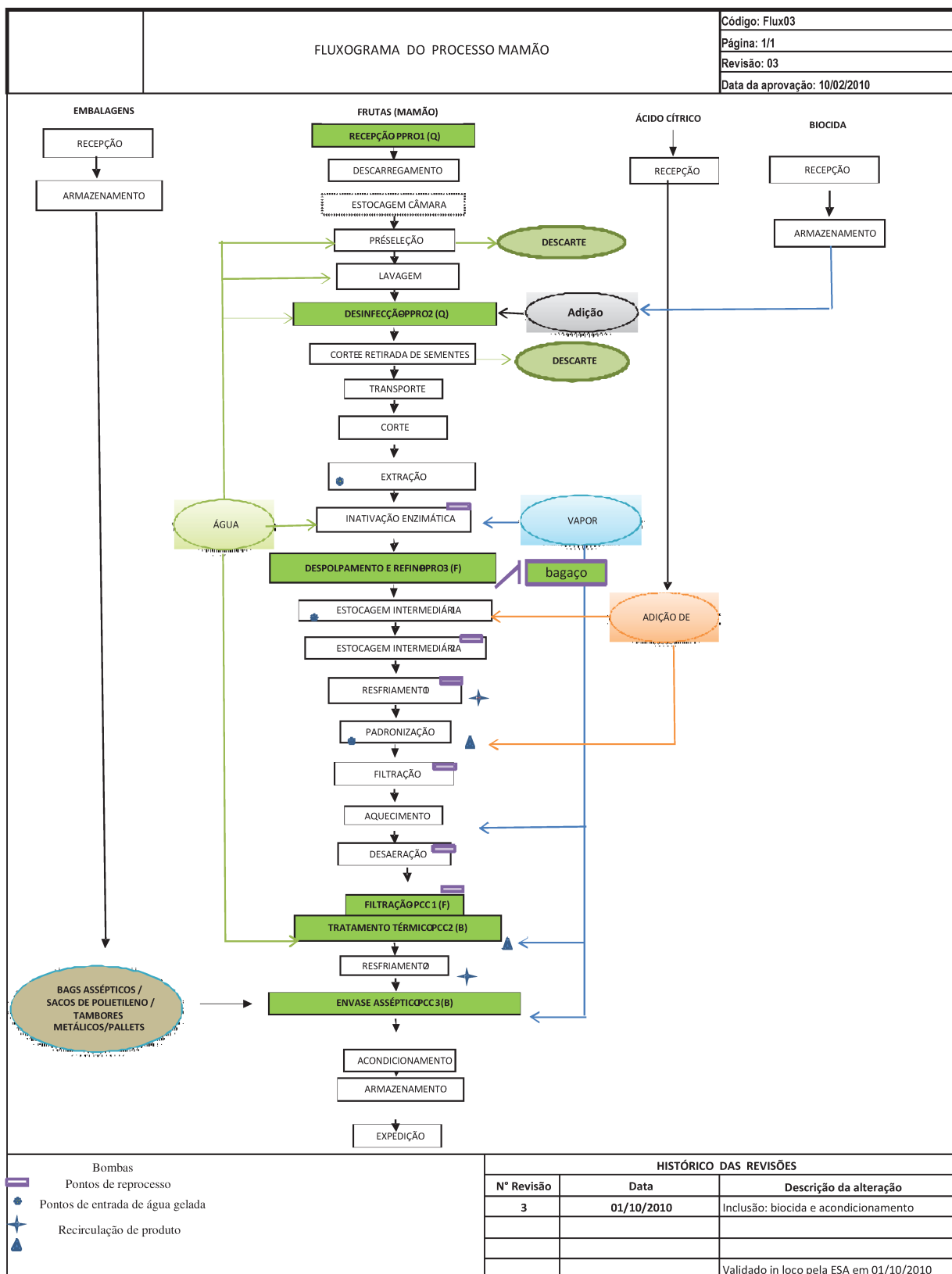


Figura 4.1. Fluxograma do processamento da polpa de mamão papaya (Fonte: TropBrasil, 2011).

4.1.2. Enzimas

A enzima utilizada no processo de hidrólise enzimática para reduzir a viscosidade foi Pectinex Ultra SP-L, produzida pela empresa Novozymes (Bagsvaerd, Dinamarca), a partir do microrganismo *Aspergillus aculeatus*.

4.1.3. Membranas

A Tabela 4.1. apresenta as características das membranas fornecidas pela empresa Nadir.

Tabela 4.1. Características das membranas de ultrafiltração fornecidas pela empresa Nadir.

Material	Massa molecular de corte (KDa)	Identificação
Polietersulfona	50	PES 50
Polissulfona	100	PS 100

4.1.4. Equipamentos

Os experimentos foram conduzidos na unidade piloto, instalada no Laboratório de Medidas Físicas (LAMEFI), DEA, FEA, Unicamp.

A unidade piloto é composta por um tanque de aço inoxidável encamisado e isolado (parede tripla) com capacidade para 30 L, uma bomba de lóbulo modelo BH, com motor de 3,0 HP (Netzsch, Pomerode, SC), um medidor magnético de vazão (0 – 6 m³/h) (Conaut, São Paulo, SP), dois manômetros (0 – 10 bar) (Zürich, São Paulo, SP), posicionados na entrada e na saída da membrana, um termômetro (0 – 100°C) (Zürich, São Paulo, SP), uma válvula borboleta na saída do tanque e uma válvula micrométrica na saída da membrana. 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 micrométrica, enquanto que a temperatura é controlada por meio da circulação de água na camisa do tanque em temperatura adequada ao processo (Figura 4.2.).

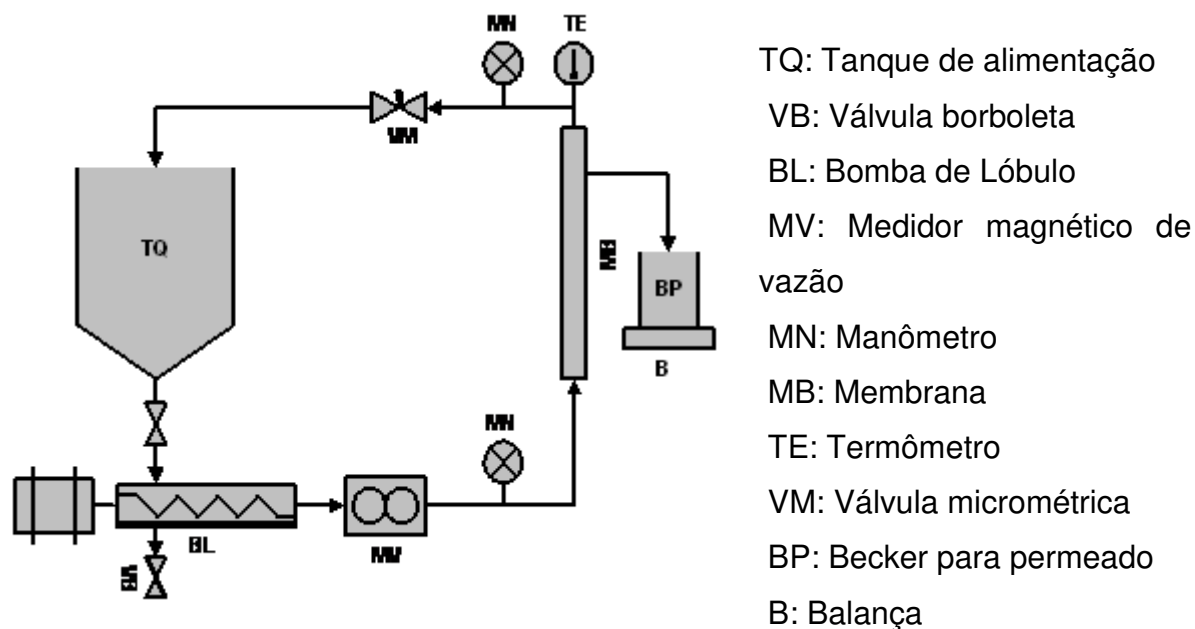


Figura 4.2.. Esquema da unidade piloto

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



Figura 4.3. Fotografia da Unidade Piloto



Figura 4.4. 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, cujas metodologias estão a seguir:

- 1- Carotenóides totais ($\mu\text{g/g}$ expressos em licopeno): quantificação por espectrofotometria de absorção (Beckman Instruments INC, Du-70-Spectrophotometer), segundo método descrito por Rodriguez-Amaya (1999);
- 2- pH: medido em pHmetro (Mettler Toledo, Schwerzenbach, Suíça), segundo método n°981-12 da AOAC (1997);
- 3- Sólidos totais: secagem em estufa de secagem (Fanem, 320-SE) segundo método n°920.151 da AOAC (1997).

4.3. Procedimento Experimental

4.3.1. Preparação da matéria-prima

A polpa de mamão foi homogeneizada e separada em bags de 12 kg e congelada em uma câmara fria industrial (-18°C).

4.3.2. Tratamento Enzimático

Foi utilizada a enzima pectinase (Pectinex Ultra SP-L) a 1% em 12 kg de polpa de mamão sob agitação manual e constante a 35°C por 60 minutos. Em seguida a polpa foi aquecida até 50°C e colocada no tanque encamisado da unidade para início da corrida.

4.3.3. Unidade piloto

Realizou-se a UF a partir de 12 kg de polpa de mamão. A Tabela 4.2 especifica as condições utilizadas nas corridas apresentando as membranas e suas respectivas pressões utilizadas. Os experimentos foram conduzidos a 50° C.

Tabela 4.2. Condições das corridas realizados na Unidade Piloto.

	MEMBRANAS						
	PS 100		PES 50			DIAF. PES 50	
Pressão (bar)	1		2		3	1,5	0,8
Velocidade (m/s)	3	6	3	6	6	6	6

No início das corridas, o sistema foi operado com água filtrada com o objetivo de ajustá-lo às condições de operação e após drenada a água, foi adicionado a alimentação de 11,8 kg de polpa de mamão a 50°C para o tanque, e posteriormente iniciou-se o funcionamento da bomba e ajustou-se pressão transmembrana e vazão com área de permeação de 0,02 m².

Com a válvula de saída de permeado aberta, a massa de permeado foi coletada em intervalos de tempo até a alimentação ser concentrada a um fator de concentração (FC) igual a 1,65 para as corridas com PS 100 e FC=1,50 para as corridas com PES 50.

Foram realizadas cinco corridas de ultrafiltração com a membrana polissulfona (PS 100), (Corrida 1, Corrida 2, Corrida 3, Corrida 4), sendo que uma delas com a polpa tratada enzimaticamente (1bar e 3m/s e FC=1,65).

Para a membrana polieterssulfona (PES 50) foram realizadas cinco corridas (Corrida 5, Corrida 6, Corrida 7), sendo que em duas delas foi aplicado o processo de diafiltração.

4.3.3.1. Processo de diafiltração

Na primeira corrida com diafiltração, foi realizado inicialmente o processo

de adição de 0,5 em 0,5 litro de água (total de 12 litros de permeado) com posterior concentração até chegar a $FC=1,50$. Já na segunda corrida foi iniciado o processo de concentração até completar 3,8 litros de permeado (permeado final do processo a $FC=1,50$) e posterior adição de 0,5 em 0,5 litro de água até completar o volume de 12 litros.

4.3.4. Cálculo do fluxo de permeado (J)

O fluxo de permeado foi calculado de acordo com a Eq.1 do subitem 3.4.3.1.

4.3.5. Modelagem matemática

Os valores experimentais de fluxo permeado dos processos de separação por membranas foram ajustados com auxílio do *software Statistica®*, versão 10, baseado em modelos semi-empíricos estudados por Girard e Fukumoto (2000) e Cheryan (1998), descritos no item 3.5. Foi empregado o pacote de regressão não-linear para a estimativa dos parâmetros dos modelos e do R^2 (coeficiente de correlação), para cada experimento. Em todos os casos, o valor do fluxo inicial (J_0) e final (J_F), foi autorizado a variar, ou seja, serem estimados pelo pacote, a fim de minimizar o provável impacto dos erros experimentais dos fluxos. Esta estratégia foi justificada na medida em que, na maioria dos casos, os fluxos iniciais sempre estão sujeitos a maior flutuação.

5. RESULTADOS E DISCUSSÃO

5.1 Características físico-químicas da matéria-prima

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

Tabela 5.1. Características físico-químicas, sensoriais e microbiológicas da polpa de mamão utilizada como matéria-prima, fornecidas pela empresa Trop Brasil.

Atributos de Qualidade	Resultados
Brix	11,51
Acidez (% ácido cítrico)	0,35
* Ratio	32,70
pH	4,13
Densidade (mg/ml)	1,04
Tamanho da partícula (mm)	0,50
Sólidos Totais (g/100g)	12,60
Licopeno (µg/g)	57,66
Cor, odor e sabor	Característico da fruta fresca, são e madura
Conservantes, corantes e aromas	Ausência
Contagem total (UFC/g)	Ausência
Salmonella(em 25g)	Ausência
Bolores e leveduras(UFC/g)	Ausência

(Fonte: Trop Brasil, 2011)

* Ratio : Brix/Acidez

Observa-se que a polpa de mamão utilizada neste trabalho apresenta o teor de sólidos solúveis 11,51^º Brix semelhante à polpa tratada enzimaticamente por Silva (2010), 11,26^º Brix. Esses resultados se assemelham com os dados de literatura que no fruto podem variar de 8 a 11^º Brix (HONÓRIO; ROCHA, 1988).

As análises de laboratório confirmaram os valores acima. As análises microbiológicas não foram realizadas.

A acidez se apresentou menor comparado com a polpa hidrolisada de Silva (2010), (2,89 g ácido cítrico/100g) sendo que o pH aparece com aproximadamente o mesmo valor (4,18). Porém, Sandhu e Bhatia (1985) no tratamento enzimático de polpa de goiaba, observou a redução em 6,10% no pH.

O teor de carotenóides totais para a polpa *in natura* (57,66 µg/g) encontra-se acima 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. Comparando com a polpa hidrolizada utilizada por Silva (2010) (30,86 µg/g), a polpa *in natura* usada neste trabalho, apresentou cerca de 46% a mais de licopeno, justificando assim, a maior quantidade de sólidos solúveis e sólidos totais 12,60g/100g presentes.

A polpa *in natura* apresentou coloração forte, viscosa, com odor e sabor semelhante a tomate adocicado.

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

As Tabelas abaixo 5.2., 5.3., 5.4. apresentam os resultados das análises de pH e sólidos totais das amostras de alimentação, retentado e permeado obtidas nos experimentos realizados com as membranas de PS 100, PES 50 e PES 50 com diafiltração para polpa de mamão *in natura*.

Tabela 5.2. Valores da determinação de pH e sólidos totais das amostras de alimentação, permeado e retentado de polpa de mamão (*Carica papaya* L.) para a membrana de PS 100 kDa a FC=1,65.

			pH*	Sólidos Totais (g/100g)*
Alimentação			4,13 ± 0,00	12,60 ± 0,00
PS 100	Corrida 1 1bar e 3m/s	permeado	4,13 ± 0,00	10,03 ± 0,01
		retentado	4,14 ± 0,00	13,78 ± 0,01
	Corrida 2 1bar e 6m/s	permeado	4,14 ± 0,00	9,89 ± 0,01
		retentado	4,15 ± 0,00	13,45 ± 0,01
	Corrida 3 2bar e 3m/s	permeado	4,15 ± 0,00	11,43 ± 0,01
		retentado	4,14 ± 0,00	12,66 ± 0,01
	Corrida 4 2bar e 6m/s	permeado	4,13 ± 0,00	10,80 ± 0,01
		retentado	4,14 ± 0,00	12,82 ± 0,01

* Análises em triplicata

Para os valores de sólidos totais nas corridas com a membrana de PS 100 kDa, observou-se que houve maior concentração dos mesmos nas duas primeiras corridas, apresentando também diferença em relação à alimentação.

Quanto aos resultados de retentados das corridas 1, 2, 3 e 4, a presença de sólidos totais variou entre 12,66 e 13,78% e o permeado entre 10,03 e 11,43%, resultando com isso, uma diferença considerável entre as corridas. Os resultados obtidos são relativamente maiores comparado aos experimentos de Silva (2010), que encontrou uma relação de 13,03% para o retentado e 11,21% para o permeado utilizando polpa tratada enzimaticamente.

Observando os resultados, pode-se concluir que as maiores concentrações de sólidos totais estão nas condições de pressões mais baixas, sendo que a velocidade de escoamento não interferiu na concentração.

Os valores de pH para o retentado e permeado mantiveram-se semelhantes (4,13 a 4,15). Este mesmo comportamento foi encontrado em estudos com suco de tamarindo (WATANABE *et al.*, 2007) e de pitanga (ONGARATTO, 2009).

Ainda com a membrana de PS 100 kDa foi realizado uma corrida com polpa tratada enzimaticamente e os resultados estão no item 5.6.

Tabela 5.3. Valores da determinação de pH e sólidos totais das amostras de alimentação, permeado e retentado de polpa de mamão (*Carica papaya* L.) para a membrana de PES 50 kDa a FC=1,50.

			pH*	Sólidos Totais(g/100g)*
Alimentação			4,13± 0,00	12,60 ± 0,00
PES 50	Corrida 5 3bar e 6m/s	permeado	4,13± 0,00	10,96 ± 0,01
		retentado	4,12± 0,00	13,98 ± 0,01
	Corrida 6 1,5bar e 6m/s	permeado	4,12± 0,00	10,93 ± 0,01
		retentado	4,13± 0,00	13,79 ± 0,01
	Corrida 7 0,8bar e 6m/s	permeado	4,12± 0,00	10,99 ± 0,01
		retentado	4,13± 0,00	13,86 ± 0,01

* Análises em triplicata

Os valores de sólidos totais obtidos nos experimentos com a membrana de PES 50 kDa, observou-se que não houve diferença expressiva entre as corridas na concentração dos mesmos, porém os valores são considerados altos em relação à alimentação.

Nos resultados apresentados na tabela 5.3, verificou-se a variação de sólidos totais de 13,79 e 13,98% e de permeado de 10,93 e 10,99%.

Observando os resultados dos experimentos com a membrana PES 50 kDa, pode-se concluir que, com a velocidade de escoamento e o fator de concentração constantes, a pressão não interferiu na concentração dos sólidos totais.

Os valores de pH para o retentado e permeado mantiveram-se na faixa de

4,12 a 4,13, não apresentando variação em relação à alimentação.

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 de porcentagem de sólidos totais obtidas entre permeado e retentado quando comparadas as membranas de PS 100 e PES 50 kDa.

Tabela 5.4. Valores da determinação de pH e sólidos totais de alimentação, permeado e retentado de polpa de mamão (*Carica papaya* L.) para a membrana de PES 50 diafiltração e concentração a FC=1,50.

		pH*	Sólidos Totais(g/100g)*
Alimentação		4,13± 0,00	12,60± 0,01
Meio ciclo da diafiltração	permeado	4,12± 0,00	9,93 ± 0,02
	retentado	4,11± 0,00	10,02 ± 0,01
Fim do ciclo da diafiltração	permeado	4,11± 0,00	4,86 ± 0,01
	retentado	4,13± 0,00	5,92 ± 0,01
Fim da concentração	permeado	4,13± 0,00	4,80 ± 0,01
	retentado	4,12± 0,00	6,12 ± 0,01

* Análises em triplicata

Nos experimentos da membrana PES 50 iniciando com diafiltração e posterior concentração, pode-se observar que a quantidade de sólidos totais do meio (10,02% e 9,93%) e do fim do ciclo da diafiltração (5,92% e 4,86%) para retentado e permeado respectivamente, caiu pela metade.

Tabela 5.5. Valores da determinação de pH e sólidos totais de alimentação, permeado e retentado de polpa de mamão (*Carica papaya* L.) para a membrana de PES 50 concentração e diafiltração a FC=1,50.

		pH*	Sólidos Totais(g/100g)*
Fim da concentração	permeado	4,12± 0,00	10,80 ±0,02
	retentado	4,13± 0,00	13,36 ± 0,01
Fim do ciclo da diafiltração	permeado	4,11± 0,00	5,78 ±0,01
	retentado	4,12± 0,00	6,10 ± 0,01

* Análises em triplicata

Pode-se observar que os resultados finais para sólidos totais apresentados pelas duas corridas utilizando diafiltração são semelhantes.

A presença de sólidos totais caiu pela metade de 13,36 para 6,10% no retentado e de 10,80 para 5,78% no permeado, confirmando que no processo de diafiltração ocorre a eliminação de espécies químicas de menor massa molecular, juntamente com o solvente (água), devido à permeação através da membrana (CHERYAN, 1998; AIMAR,1993).

Para os valores de pH, em sua maioria, observou-se que não houve diferença entre os resultados obtidos para as amostras de retentado e de permeado numa mesma corrida, comparativamente aos demais.

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 quase 100% dos carotenóides.

Ongaratto (2009) que estudou micro e ultrafiltração de suco de pitanga também não detectou, em suas análises, presença de licopeno no permeado.

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 5.6. apresenta a quantificação deste carotenóide para a membrana PS 100 kDa. Verifica-se por esta tabela, que houve diferença entre as amostras de alimentação e retentado, a fração retida durante 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).

Tabela 5.6. Concentração dos carotenóides e % de retenção nas amostras de alimentação, permeado e retentado de polpa de mamão (*Carica papaya* L.) para membrana de PS 100kDa a FC=1,65.

		Carotenóides expressos em licopeno ($\mu\text{g/g}$)*	% Retenção
Alimentação		$41,83 \pm 0,01$	
Corrida 1 1bar e 3m/s	permeado	$0,46 \pm 0,01$	99,20
	retentado	$57,66 \pm 0,01$	
Corrida 2 1bar e 6m/s	permeado	$0,63 \pm 0,01$	98,76
	retentado	$50,64 \pm 0,01$	
Corrida 3 2bar e 3m/s	permeado	$0,44 \pm 0,01$	99,15
	retentado	$51,44 \pm 0,01$	

Corrida 4 2bar e 6m/s	permeado retentado	$0,18 \pm 0,01$ $63,64 \pm 0,01$	99,72
--	-------------------------------------	-------------------------------------	-------

*Análises em Triplicata

O teor de carotenóides totais, expressos em licopeno, apresentou variação entre as amostras, ressaltando-se o retentado da Corrida 4 (63,64 µg/g), que apresentou cerca de 50% a mais de concentração comparado à alimentação (41,83 µg/g), podendo-se afirmar que o efeito da pressão (2bar) e velocidade (6m/s) contribuiu para maior compactação da camada polarizada e maior relação de licopeno/sólidos totais.

Observando os experimentos da membrana PS 100kDa, nota-se que houve uma ligeira diferença entre os retentados da corrida 1 (57,66 µg/g), corrida 2 (50,64 µg/g) e corrida 3 (51,44 µg/g) e os respectivos permeados (0,46 µg/g; 0,63 µg/g e 0,44 µg/g).

Tabela 5.7. Concentração dos carotenóides e % de retenção nas amostras de alimentação, permeado e retentado de polpa de mamão (*Carica papaya* L.) para membrana de PES 50kDa a FC=1,50.

		Carotenóides expressos em licopeno (µg/g)*	% Retenção
Alimentação		$41,83 \pm 0,01$	
Corrida 5 3bar e 6m/s	permeado retentado	$0,19 \pm 0,01$ $56,86 \pm 0,01$	99,68
Corrida 6 1,5bar e 6m/s	permeado retentado	$0,10 \pm 0,01$ $55,42 \pm 0,01$	99,82
Corrida 7 0,8bar e 6m/s	permeado retentado	$0,13 \pm 0,01$ $62,26 \pm 0,01$	99,79

*Análises em Triplicata

Quanto ao teor de licopeno, os resultados são semelhantes à membrana de PS 100, porém deve-se destacar que o fator de concentração atingido foi de

1,50 e a maior retenção de licopeno ocorreu diferentemente da PS 100 para a condição de menor pressão, 0,8 bar e 6m/s. Provavelmente como a membrana PES tem menor massa molecular de corte, esta permitiu maior retenção.

Verificou-se que o comportamento de ambas as membranas é semelhante com relação à retenção de componentes, apesar da diferença da massa molecular de corte.

O balanço de massa para o licopeno considerando as massas de alimentação, retentado e permeado e suas respectivas concentrações, resultou a valores abaixo de 10%.

Resultados comprovam que o processo possui um grande potencial para concentrar carotenóides porque, em média, mais de 98% (percentual em massa) de licopeno presentes no retentado da UF resultaram em perda menor que 2%.

As perdas de licopeno observadas ao longo dos processos podem ser atribuídas ao fato dos mesmos terem sido conduzidos em escala piloto, a deposição de material na superfície da membrana e a possível existência de materiais acumulados na tubulação.

Tabela 5.8. Concentração dos carotenóides e % de retenção nas amostras de alimentação, permeado e retentado de polpa de mamão (*Carica papaya* L.) para a membrana de PES 50 diafiltração e concentração a FC=1,50.

		Carotenóides expressos em licopeno ($\mu\text{g/g}$)*	% Retenção
Alimentação		41,83 $\pm$ 0,01	
Meio ciclo da diafiltração	permeado	0,96 $\pm$ 0,02	97,71
	retentado	41,89 $\pm$ 0,01	
Fim do ciclo da diafiltração	permeado	0,82 $\pm$ 0,01	97,99
	retentado	40,76 $\pm$ 0,01	
Fim da concentração	permeado	0,39 $\pm$ 0,01	99,43
	retentado	68,01 $\pm$ 0,01	

*Análises em Triplicata

Pode-se observar que no processo de diafiltração, a quantidade de licopeno no meio do ciclo (41,89 µg/g) e no final do mesmo (40,76 µg/g) permaneceu quase inalterada em relação à alimentação (41,83 µg/g) porém a quantidade de sólidos totais do início (10,02 g/100g) e do final da diafiltração (4,86 g/100g) apresentado na Tabela 5.4., caiu pela metade e a relação licopeno/sólidos totais duplicou, tornando o processo atrativo para a prévia concentração de licopeno e posterior etapa de secagem.

Estes resultados se assemelham aos estudos de Mano (2008), que confirmam que no caso da etapa de concentração, a diafiltração pode ser empregada como uma etapa de pré-purificação, antes mesmo de concentrar o produto desejado. Assim, o processo de concentração por ultrafiltração utilizando a diafiltração pode se tornar muito mais eficiente, concentrando carotenóides já num elevado grau de pureza.

Tabela 5.9. Concentração dos carotenóides e % de retenção nas amostras de alimentação, permeado e retentado de polpa de mamão (*Carica papaya* L.) para a membrana de PES 50 concentração e diafiltração a FC=1,50.

		Carotenóides expressos em licopeno (µg/g)*	% Retenção
Alimentação		41,83 ± 0,01	
Fim da concentração	permeado	0,18 ± 0,02	99,71
	retentado	61,5 ± 0,01	
Fim de um ciclo de diafiltração	permeado	0,18 ± 0,01	99,70
	retentado	60,04 ± 0,01	

*Análises em Triplicata

No experimento concentração e posterior diafiltração os resultados de retenção de licopeno foram semelhantes aos observados na diafiltração com posterior concentração. Entretanto o tempo para a realização do experimento

diafiltração com posterior concentração foi superior em 20%, pois como foi realizado primeiramente a diafiltração, acrescentou-se a mesma quantidade de água (12 litros) da alimentação (12 kg de polpa de mamão) para se obter a purificação desejada de todo retentado e concentrar posteriormente à FC=1,50. Já no experimento concentração/diafiltração, o retentado no início da diafiltração apresentava-se com 7,6 kg e portanto o mesmo volume de água (7,6 litros) foram adicionados para a purificação até FC de 1,50.

Observa-se que a diafiltração após a concentração, não aumenta a capacidade de retenção de licopeno, permanecendo quase inalterada até o fim do ciclo.

O experimento concentração e posterior diafiltração apresenta um resultado de concentração de licopeno aproximado das demais corridas com a membrana PES 50 kDa, confirmando que mesmo com a lavagem do retentado, a concentração de licopeno é constante, pois na verdade o que altera são os outros componentes de massa molecular menores que são arrastados no processo de diafiltração, confirmado no balanço de massa realizado.

Os resultados obtidos nos dois experimentos de diafiltração indicam uma diferença no balanço de massa do licopeno de 10 a 20%. Se for considerado que a concentração deste carotenóide nos processos foi de 100%, é esperado o dobro de licopeno no retentado. Como a quantificação de carotenóides no permeado foi próxima a zero e o valor encontrado no retentado não foi o dobro da alimentação, pode-se afirmar que o licopeno ficou retido na membrana.

5.4. Produtos obtidos nos processo de ultrafiltração

A matéria-prima usada como alimentação nos processo de ultrafiltração e seus respectivos produtos obtidos (retentado e permeado) estão apresentados nas Figuras 5.1.,5.2.,5.3. O retentado apresentou-se opaco e de cor vermelha mais intensa que o produto inicial com odor de tomate. Já o permeado límpido possui coloração amarelada com sabor e odor adocicado e desagradável.



Figura 5.1. Polpa de mamão *in natura* (alimentação), permeado e retentado.

A mesma tendência de comportamento das cores foi observada em todas as corridas. O retentado apresentou-se com uma coloração mais intensa, avermelhada.



Figura 5.2. Polpa de mamão (alimentação), permeado e retentado. Resultado do experimento utilizando a polpa tratada enzimaticamente.

Percebe-se acima que não há diferença entre as cores do experimento com a polpa tratada enzimaticamente e a polpa *in natura* (Figura 5.1).

Comparando com os resultados apresentados por Silva (2010), que utilizou a polpa hidrolisada, observou que não houve diferença na coloração das amostras.



Figura 5.3. Permeado das duas diafiltrações com PES 50kDa.

Percebe-se uma diferença de coloração entre os permeados.

O permeado “a” refere-se à corrida diafiltração com posterior concentração. A coloração do mesmo é mais clara, justificada pela maior quantidade de água adicionada (12 litros) para a purificação do retentado no processo de diafiltração.

Já o permeado “b” refere-se à corrida concentração com posterior diafiltração e nota-se que apresentou uma coloração mais escura em relação ao permeado da esquerda devido a quantidade de água adicionada durante a diafiltração ser inferior, 7,6 litros.

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 o fator de concentração determinado e podem ser observadas nas figuras 5.4, 5.5, 5.6, 5.7, 5.8.

O comportamento da queda de fluxo de permeado repetiu-se de forma bem semelhante na maioria das corridas realizadas, 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 e consolidação da incrustação.

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 estas alcancem a superfície da membrana, porém algumas chegam à superfície da mesma, causando uma resistência extra à permeação.

As curvas de fluxo de permeado para os processos de UF utilizando a membrana PS 100kDa a $FC=1,65$ fazendo comparativo entre a polpa *in natura* e polpa tratada enzimaticamente são mostrados na Figura 5.4. e os resultados dos fluxos para estes experimentos são apresentados na Tabela 5.10.

Tabela 5.10. Fluxo de permeado comparativo a FC = 1,65 para as membranas de PS 100kDa.

Condição	Pressão (bar)	Velocidade de escoamento (m/s)	Fluxo final (kg/m ² .h)	Tempo de processo (horas)
Polpa <i>in natura</i>	1	3	71,0	3,0
Polpa hidrolisada	1	3	70,0	3,0

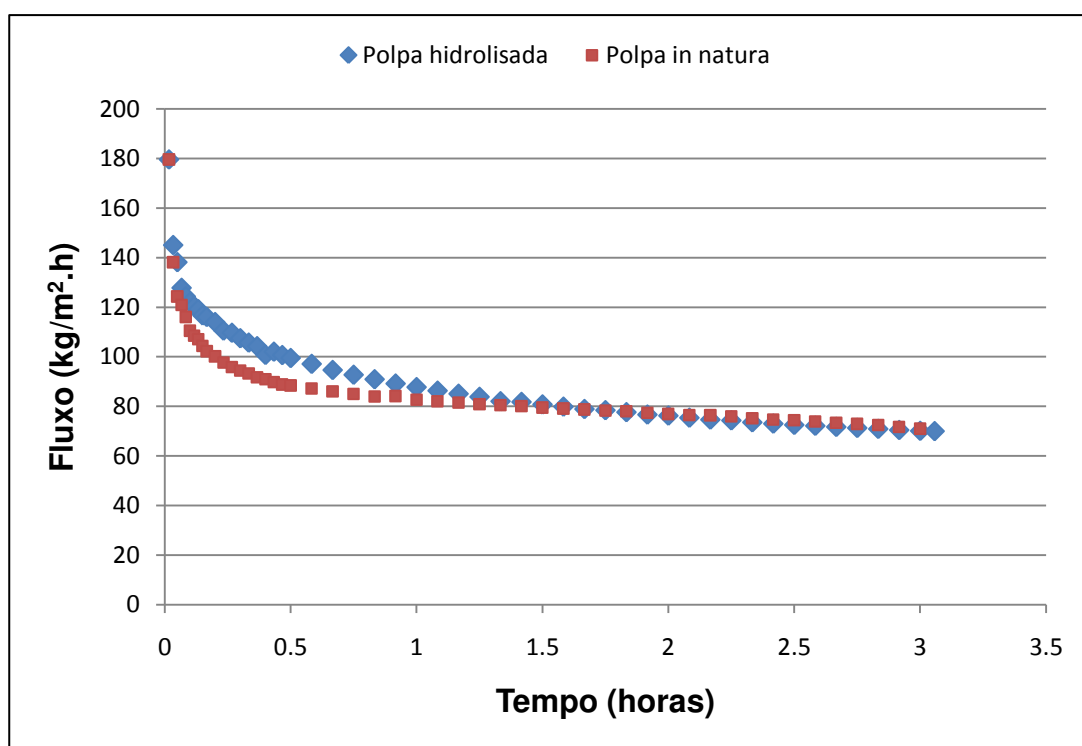


Figura 5.4. Curvas de fluxo de permeado utilizando PS 100kDa, nas condições de 1bar, 3m/s e FC=1,65 fazendo comparativo entre a polpa *in natura* e polpa tratada enzimaticamente.

Pode-se observar na Figura 5.4. que ambas as condições geraram curvas típicas de permeação, não apresentando diferença no fluxo inicial, final e no tempo de processo (3 horas).

A corrida com a polpa hidrolisada resultou em fluxo final de $70,0 \text{ kg. m}^2.\text{h}^{-1}$ e o fluxo com a polpa *in natura* de $71,0 \text{ kg.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$, nas mesmas condições de pressão, velocidade de escoamento, fator de concentração e características da membrana, justificando com isso, a não utilização do tratamento enzimático nos demais corridas.

As curvas de fluxo de permeado para os processos de UF utilizando diferentes condições de processo porém com a mesma membrana PS 100kDa são mostrados na Figura 5.5. e os resultados destes fluxos a $FC=1,65$ são apresentados na Tabela 5.11.

Tabela 5.11. Fluxos de permeado a $FC = 1,65$ para a membrana de PS 100kDa.

Pressão (bar)	Velocidade de escoamento (m/s)	Fluxo final ($\text{kg/m}^2.\text{h}$)	Tempo de processo (horas)
1	3	71,0	3,0
1	6	70,4	2,55
2	3	67,2	2,55
2	6	64,1	3,15

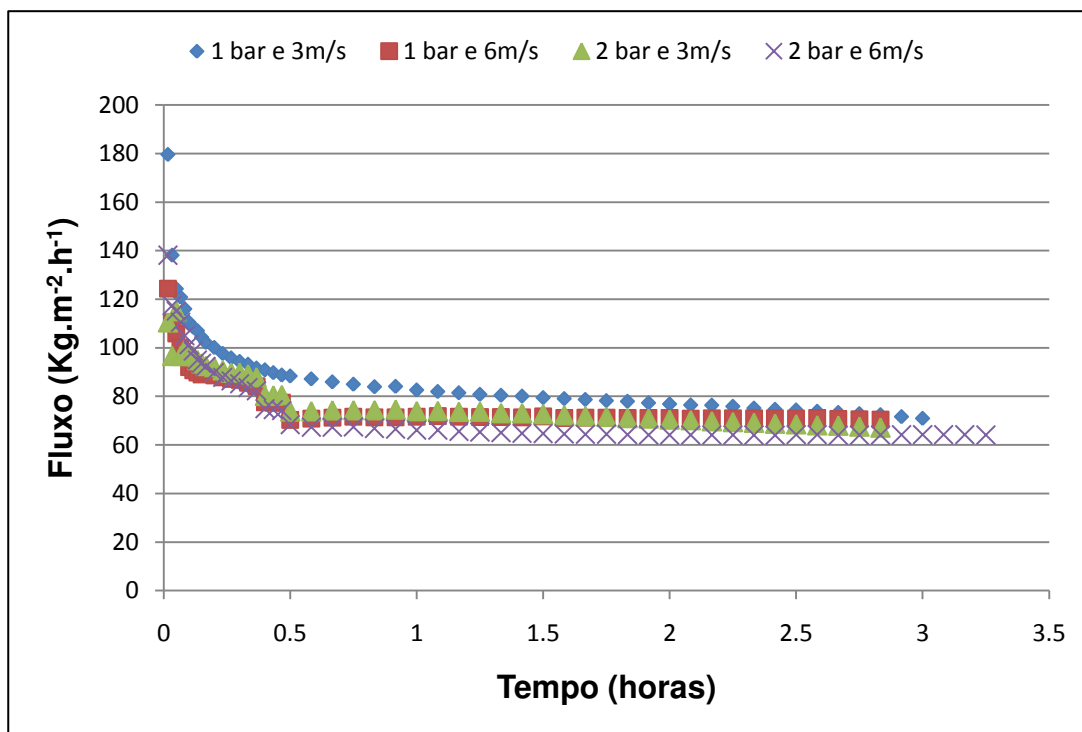


Figura 5.5. Curvas de fluxo de permeado para PS 100 kDa, utilizando as condições de 1bar e 3m/s, 1bar e 6m/s, 2bar e 3m/s, 2bar e 6m/s a FC=1,65.

Observa-se que mesmo apresentando igual massa molecular de corte PS 100 kDa, os fluxos de permeados mostraram-se ligeiramente diferentes, sendo maiores para as pressões de 1 bar.

O fluxo inicial da primeira condição (1bar e 3m/s) foi maior que os demais, no entanto com uma redução de fluxo relevante nos primeiros 30 segundos que segundo Cheryan (1998), o bloqueio físico dos poros é que pode causar o declínio acentuado do mesmo no início do processo.

O tempo para a realização dos experimentos foi relativamente igual, destacando-se a última condição (2bar e 6m/s) que demorou mais para finalizar (3,15 horas).

Fazendo uma comparação com os resultados encontrados por Silva (2010) na Unidade Piloto, utilizando PS 100 KDa e polpa tratada enzimaticamente, os fluxos iniciais e finais deste trabalho foram menores, iniciando com 180 kg/m².h e finalizando com 71,0 kg/m².h na condição de 1 bar e 3m/s.

As curvas de fluxo de permeado para os processos de UF em diferentes condições porém com a mesma membrana PES 50kDa são mostrados na Figura 5.6. e os resultados dos fluxos a FC= 1,50 apresentados na Tabela 5.12.

Tabela 5.12. Fluxos de permeado a FC = 1,50 para membrana de PES 50kDa.

Pressão (bar)	Velocidade de escoamento (m/s)	Fluxo final (kg/m ² .h)	Tempo de processo (horas)
3	6	55,5	3,25
1,5	6	68,0	2,67
0,8	6	34,6	5,34

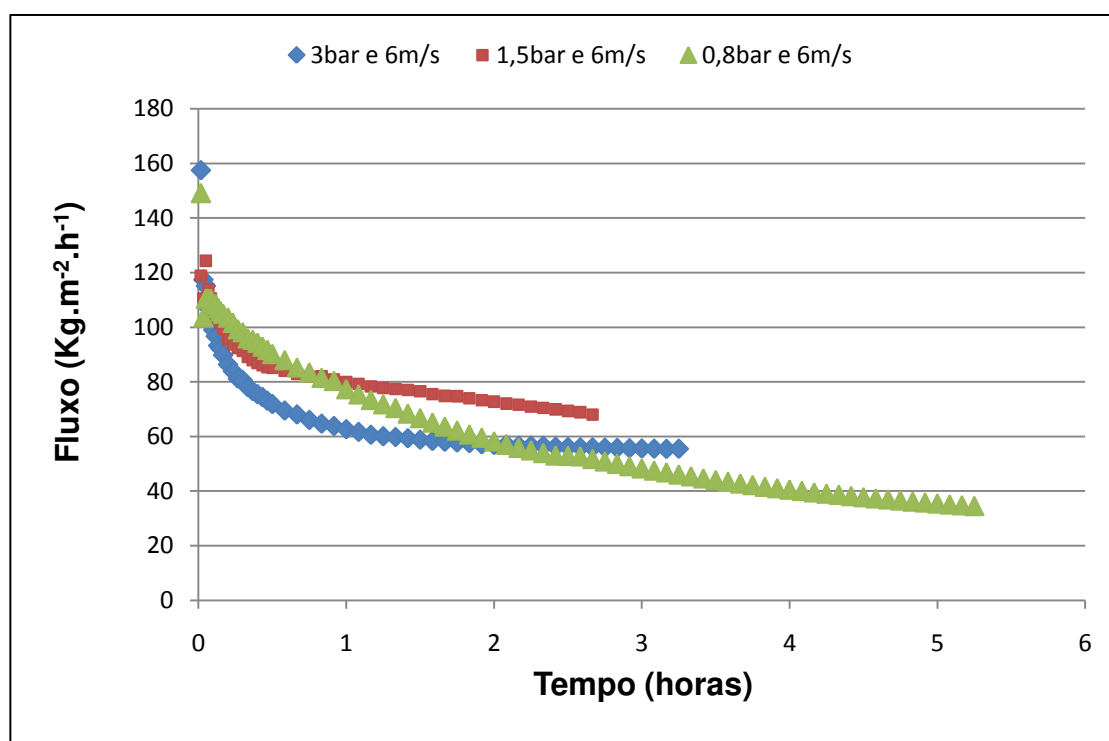


Figura 5.6. Curvas de fluxo de permeado para PES 50, utilizando as condições de 3bar e 6m/s, 1,5bar e 6m/s, 0,8bar e 6m/s a FC=1,50.

Observa-se que a condição de 1,5bar e 6m/s é favorável em relação ao tempo (2,67 horas) e fluxo de permeado (68 kg/m².h). Já a condição de 0,8 e 6m/s

foi extremamente demorada, exatamente o dobro da melhor condição e por conseqüência, com a metade do fluxo ($34,6 \text{ kg/m}^2.\text{h}$).

Percebe-se que nesta última condição, a curva se assemelha às demais, não apresentando queda brusca de permeado, que pode ser provocado pela polarização de concentração ou incrustações, e sim um declínio constante em todo o tempo de processo.

A diferença dos fluxos para as membranas de PS 100kDa e PES 50 kDa se deve principalmente à diferença no diâmetro dos poros. Os maiores fluxos foram observados nos experimentos com a membrana de maior poro (PS 100kDa), contradizendo Chamchong e Nookhorm (1991) e por Fukumoto et. al. (1998) que observaram que o fluxo de permeado de algumas membranas de UF com menor diâmetro de poro que outras, apresentam melhor fluxo de permeado. Isto pode ser justificado pela diferença de pressão utilizados nos experimentos deste trabalho.

As curvas de fluxo de permeado para os processos de diafiltração utilizando duas diferentes condições, porém com a mesma membrana PES 50kDa, são mostrados na Figura 5.7. e os resultados dos fluxos a $FC=1,50$ são apresentados na Tabela 5.13.

Tabela 5.13. Fluxo de permeado a $FC=1,50$ para as membranas de PES 50kDa utilizando diafiltração.

	Condição	Fluxo final ($\text{kg/m}^2.\text{h}$)	Tempo de processo (horas)
Diafiltração e Concentração	1,5 bar 6m/s	82,5	8,85
Concentração e Diafiltração	1,5 bar 6m/s	76,2	7,09

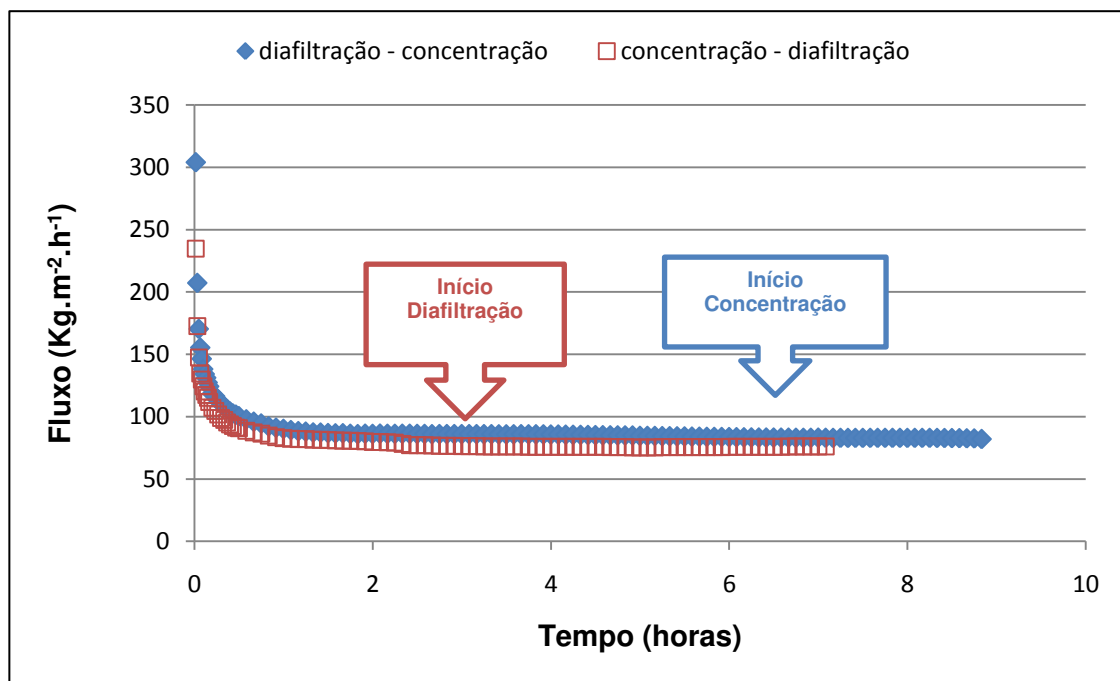


Figura 5.7. Curvas de fluxo de permeado para PES 50kDa para diafiltração utilizando as condições de 1,5bar e 6m/s a FC=1,50.

Observa-se que o experimento diafiltração com posterior concentração teve maior duração que o experimento concentração e diafiltração, excedendo em quase 25%.

Relacionando-se os fluxos de permeado, nota-se que o procedimento diafiltração e concentração obteve maior fluxo final (82,5 kg/m².h) comparando com 76,2 kg/m².h do procedimento concentração e diafiltração.

Os fluxos de permeado diminuíram no início e posteriormente permaneceram quase constantes em relação ao tempo confirmando Cheryan (1998) e Aimar (1993) que indicam que a adição de solvente puro ao retentado evita a concentração excessiva do mesmo, que por sua vez provoca um aumento no efeito da camada polarizada e na formação da incrustação, provocando uma diminuição no fluxo de permeado (CHERYAN, 1998; AIMAR,1993).

Segue o comparativo das curvas de fluxo de permeado em relação ao tempo para os processos de UF utilizando as mesmas condições (1,5bar e 6m/s) e membrana PES 50 kDa demonstrado na Figura 5.8. e os resultados do fluxo a FC=1,50 na Tabela 5.14.

Tabela 5.14. Fluxos de permeado a FC = 1,50 para as membranas de PES 50kDa.

Condição	Fluxo(kg/m ² .h)	Tempo de processo (horas)
Concentração	68,0	2,67
Diafiltração/ Concentração	82,5	8,85
Concentração/Diafiltração	76,2	7,09

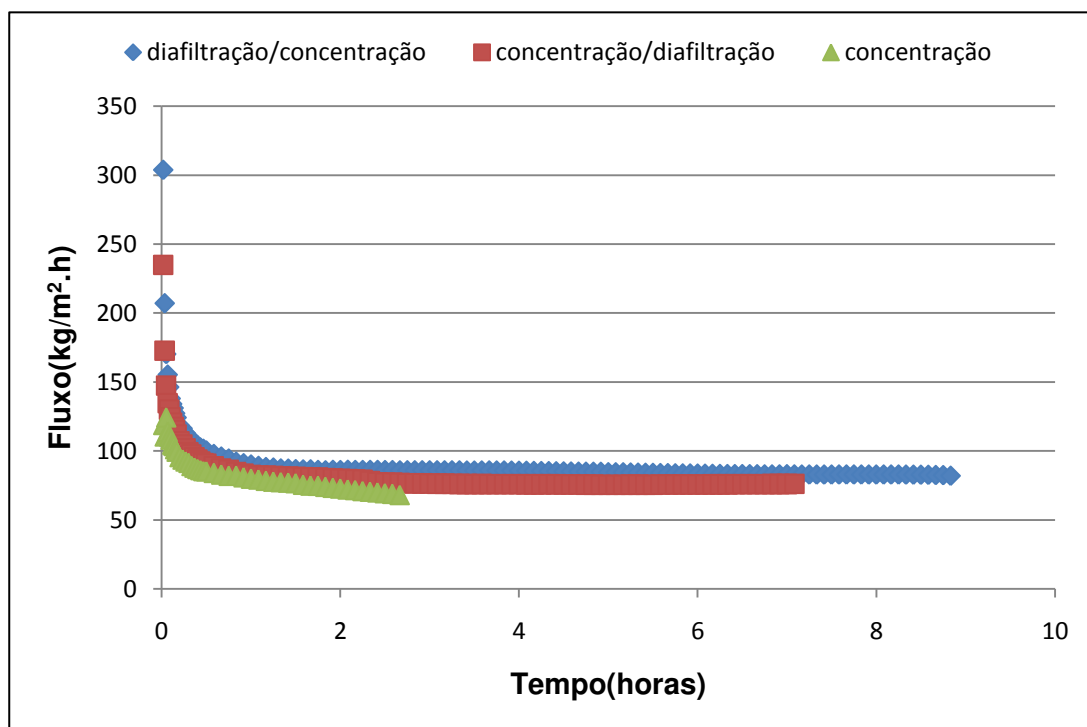


Figura 5.8. Curvas de fluxo de permeado para PES 50kDa para concentração, diafiltração e concentração e concentração e diafiltração utilizando as condições de 1,5bar e 6m/s a FC=1,50.

A corrida utilizando somente a concentração apresentou um tempo inferior à 70% comparado ao experimento diafiltração e posterior concentração e 62%

comparado ao experimento concentração e diafiltração.

As curvas apresentaram semelhantes características de queda de fluxo, consequência da utilização da mesma membrana para os três experimentos.

5.6. Resultados do tratamento enzimático

Foi realizado uma corrida com a membrana de PS 100kDa comparando os resultados da polpa *in natura* com a polpa tratada enzimaticamente, a uma pressão de 1 bar e velocidade de escoamento de 3m/s e FC= 1,65.

Nota-se, que o experimento com a polpa tratada enzimaticamente não apresentou diferença nos fluxo de permeado comparado com os experimentos utilizando a polpa *in natura*.

Com o resultado obtido de sólidos totais (13,52% no retentado e 10,64% no permeado), e pH (4,14), pode-se considerar que não houve diferença com os demais experimentos.

Em relação à concentração de carotenóides, percebeu-se que a corrida com enzimas apresentou uma retenção de licopeno 50% menor (25,83µg/g) que as demais.

Com estas conclusões, foi justificado a realização dos experimentos sem a adição de enzimas na polpa de mamão (alimentação).

5.7. Resultados da modelagem matemática

Os gráficos com os dados experimentais e as curvas representativas dos modelos estão apresentados nos apêndices B e C.

5.7.1. Resultados do modelo de Girard e Fukumoto (1980):

Para o modelo da renovação da superfície, os valores experimentais de J_0 (Fluxo de permeado inicial) e J_F (Fluxo de permeado final) e os parâmetros " λ " (taxa de declínio) e R^2 (coeficiente de determinação) para os processos UF são

apresentados na Tabela 5.15. e Tabelas 5.16., 5.17., 5.18, para os modelos de Cheryan (1998).

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

O modelo baseado na teoria de renovação de superfície representa o fluxo como uma função do tempo, considerando FC constante. Apesar de o FC ser variável ao longo dos processos UF do presente trabalho, observa-se que ainda assim ele consegue representar os dados experimentais.

Tabela 5.15. Melhores parâmetros obtidos para o modelo de Girard e Fukumoto (1980).

Membrana	Condições	J_0	J_F	$\lambda(h^{-1})$	R^2
PS 100	1bar e 6m/s	124,3	70,4	6,0951	0,9226
	2bar e 3m/s	110,5	67,2	2,5265	0,9079
	2bar e 6m/s	138,2	64,1	5,4336	0,9653
PES 50	1,5bar e 6m/s	118,8	68,0	2,0233	0,9117

De modo geral, o modelo de Girard e Fukumoto (1980) consegue representar o comportamento das curvas de fluxo de permeado de algumas corridas, visto que foram obtidos coeficientes de determinação (R^2) superiores a 0,90 (na condição de 2bar na PS 100kDa com $R^2=0,96$ e na condição de 1,5 bar e PES 50 com $R^2=0,91$).

Observa-se que para a maioria das corridas com 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.

Como no início das corridas há variações nas condições operacionais e o sistema ainda está entrando em regime para as condições previamente definidas do processo, então, os primeiros dados de fluxo podem ter flutuações em seus valores.

O modelo foi testado em todas as corridas e considerando os resultados obtidos, pode-se verificar que de maneira genérica o modelo da teoria de renovação de superfície se ajustou melhor para as corridas com a membrana de PS 100kDa.

O menor valor de taxa de declínio de fluxo (λ) foi encontrado no experimento realizado com material de membrana PES 50 kDa e pressão de operação de 1,5 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 nas curvas apresentadas pela Figura 5.6.

Para alguns ensaios este modelo se ajustou com R^2 menor que 0,9 como no caso das corridas utilizando diafiltração e no ensaio com a polpa hidrolisada, por este motivo, não foram citados neste trabalho.

5.7.2. Resultados dos modelos de Cheryan (1998)

Embora estes modelos predigam que o fluxo permeado será zero no tempo infinito, o que na prática não deve ocorrer, eles são extremamente úteis, pela sua simplicidade, para prever o fluxo de permeado, avaliar a incrustação e correlacionar o mesmo com os parâmetros operacionais (CHERYAN, 1998).

As Tabelas 5.16., 5.17., 5.18. e 5.19., apresentam os dados obtidos pelos modelos matemáticos representados pelas equações 6, 7, 8 e 9 do item 3.5.1., deste trabalho.

Tabela 5.16. Parâmetros obtidos para o modelo : $J_t = J_0 t^{-b}$.

Membrana	Condições	J_0	t^{-b}	R^2
PS 100	1bar e 3m/s	82,2074	0,1509	0,9371
	1bar e 3m/s**	86,0931	0,1654	0,9862
	1bar e 6m/s	75,169	0,1091	0,9200
	2bar e 3m/s	75,3367	0,10403	0,9229
	2bar e 6m/s	70,0236	0,1553	0,9524

PES 50	3bar e 6m/s	64,36	0,1938	0,9791
	1,5bar e 6m/s	79,32	0,1185	0,9583

** experimento com a alimentação hidrolisada.

Onde: J_0 = fluxo inicial; t = tempo; b = constante de incrustação; R^2 = coeficiente de determinação.

Tabela 5.17. Parâmetros obtidos para o modelo : $J_t = J_0 e^{-bt}$

Membrana	Condições	J_0	e^{-bt}	R^2
PES 50	0,8bar e 6m/s	107,185	0,2599	0,94

Onde: J_0 = fluxo inicial; t = tempo; b = constante de incrustação; R^2 = coeficiente de determinação.

Tabela 5.18. Parâmetros obtidos para o modelo : $J_t = J_0 V^{-b}$

Membrana	Condições	J_0	V^{-b}	R^2
PS 100	1bar e 3m/s	91,135	0,1748	0,9144
	1bar e 3m/s**	97,495	0,1975	0,9799
	1bar e 6m/s	79,02	0,1199	0,9115
	2bar e 3m/s	80,142	0,1134	0,9136
	2bar e 6m/s	75,683	0,1819	0,9490
PES 50	3bar e 6m/s	69,550	0,2389	0,9699
	1,5bar e 6m/s	85,353	0,1334	0,9464

** experimento com a alimentação hidrolisada

Onde: J_0 = fluxo inicial; V = volume de permeado; b = constante de incrustação; R^2 = coeficiente de determinação.

Tabela 5.19. Parâmetros obtidos para o modelo : $J_t = J_{ss} + K e^{-bt}$

Membrana	Condições	J_{ss}	K	e^{-bt}	R^2
PS 100	1 bar e 3m/s**	75,38	69,32	2,33	0,91
	2 bar e 3m/s	70,12	37,86	2,75	0,94
PES 50 Diaf./Conc.	1,5 bar e 6m/s	86,98	223,7	13,89	0,90
PES 50 Conc./Diaf.	1,5bar e 6m/s	78,74	141,967	9,7114	0,91

** experimento com a alimentação hidrolisada.

Onde: J_{ss} = fluxo em estado estacionário; t = tempo; b e K = constantes de incrustação; R^2 = coeficiente de determinação.

Observando os resultados dos modelos de Cheryan(1998), pode-se concluir que os melhores modelos ajustados para todas as corridas testadas estão representado pela Tabela 5.16 e pela equação $J_t = J_0 t^{-b}$ e Tabela 5.18 e equação $J_t = J_0 V^{-b}$, pois apresentaram maior número de experimentos com o coeficiente de determinação (R^2) acima de 0,9.

O parâmetro “ b ” caracteriza a incrustação do processo, sendo que quanto maior o parâmetro, menor o valor do fluxo ao longo do tempo. Entretanto, a comparação desses valores é de difícil análise, uma vez que diferentes velocidades tangenciais foram utilizadas nas duas membranas.

Observou-se que somente no modelo representado pela equação $J_t = J_{ss} + K e^{-bt}$ na Tabela 5.19, a corrida com diafiltração apresentou coeficiente de determinação acima de 0,9.

Vale ressaltar que as corridas com a polpa de mamão tratada enzimaticamente obteve os maiores valores de R^2 nos modelos das Tabelas 5.16. e 5.18., com coeficiente de determinação de 0,986 e 0,9799 respectivamente, sendo próximo do resultado encontrado por Silva (2010), $R^2=0,9792$, nas mesmas condições de pressão na unidade piloto.

Comparando os resultados das membranas de PS 100kDa e PES 50kDa realizado por Silva (2010) na unidade piloto, os melhores valores encontrados de R^2 foram representados pela membrana PS 100kDa, igualmente justificados neste trabalho.

6. CONCLUSÃO

Os processos de UF para todas as membranas a quaisquer pressões e velocidade de escoamento, resultaram em retenção de aproximadamente 100% de licopeno.

Os experimentos realizados com a polpa de mamão geraram um permeado transparente amarelado com sabor adocicado e desagradável, e um retentado de coloração vermelho intenso, semelhante a tomate adocicado.

O pH apresentou uma reduzida variação da alimentação, retentado e permeado.

O uso de enzimas causou valores semelhantes de composição do retentado, permeado e do fluxo de permeado.

A concentração de carotenóides foram maiores nas corridas com a membrana de PES 50kDa no processo de diafiltração e posterior concentração, obtendo-se um valor de 68,01 $\mu\text{g/g}$ de licopeno no retentado.

A diafiltração apresentou resultados semelhantes de retenção de licopeno, próximos a 100%, relacionados às demais corridas, porém comparando a determinação de sólidos totais, a mesma apresentou resultados positivos, visto que o processo elimina espécies químicas de menor massa molecular que a molécula de licopeno, resultando em maior pureza no concentrado.

O melhor fluxo de permeado foi obtido com a membrana de PES 50 nas condições de 1,5 bar, 6m/s a $FC=1,50$ no processo de diafiltração com posterior concentração com 82,5 $\text{Kg/m}^2\cdot\text{h}$.

As membranas PS 100 e PES 50 kDa à pressões de 1, 1,5, 2 e 3 bar e velocidades de 3 e 6 m/s, apresentaram fluxo entre 55,5 a 71 $\text{Kg/m}^2\cdot\text{h}$. A diafiltração apresentou fluxos maiores que as demais corridas com valores de 76,2 e 82,5 $\text{Kg/m}^2\cdot\text{h}$.

De um modo geral, os modelos de Cheryan (1998) apresentados nas Eq. 6, 8 e 9 representaram bem os dados experimentais obtidos na unidade piloto ($R^2 > 0,9$).

7. 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.

AIMAR, P. Separation by membranes. In: HOWELL, J. A.; SANCHEZ, V.; FIELD, R. W. **Membranes in bioprocessing: theory and applications** 1. ed. Glasgow: Blakie Academic & Professional, 1993. cap.4, p.113-139.

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

ARAB, L.; STECK, S. **Lycopene and cardiovascular disease.** The American Journal of Clinical Nutrition, Bethesda, v.71, n.6, p.1691-1695, Jun. 2000.

ARVANITOYANNIS, I.S.; HOUWELINGENKOUKALIAROGLOU, M.V. **Functional foods: a survey of health, claims, pros and cons, and current legislation.** *Crit. Rev. Food Sci. Nutr.*, v.45, p. 385-404, 2005.

BAHIA. **Secretaria de Agricultura, Irrigação e Reforma Agrária. Mamão.** Disponível em <<http://www.bahia.ba.gov.br/seagri/mamao1.htm>>. Acesso em: 20 de março de 2010.

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

BHATTACHARJEE, S.; KIM, A. S. e ELIMELECH, M. **Concentration Polarization of Interacting Solute particles in Crossflow membrane Filtration,** Journal of Colloid and Interface Science, v. 212, p.81-99, 1999.

BEATON, N. C.; KLINKOWSKI, P. R. **Industrial Ultrafiltration Design and Application of Diafiltration Process.** Journal of Separation Process Technology, 4 (2): 1-10, 1983.

BOBBIO, P. A; BOBBIO, F.O. **Química do processamento de alimentos.** 3. ed. São Paulo: Varela, 2001. 143p.

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

BRITTON, G. UV/visible spectroscopy. In: BRITTON, G.; LIAAEN-JENSEN, S.; PFANDER, H. (Eds.) **Carotenoids volume 1B: Spectroscopy.** Basel: Birkhäuser Verlag, 1995, p. 13-63, 1995.

BRYANT, F. O. **Improved Method for the Isolation of Biosurfactant Glycolipids from *Rhodococcus* sp.** Strain H13A. *Applied and Environmental Microbiology*, 56 (5): 1494-1496, 1990.

CAESSENS, P.; VISSER, S.; GRUPPEN, H. **Method for the isolation of bovine α -lactoglobulin from a cheese whey protein fraction and physicochemical characterization of the purified product.** *International Dairy Journal*, 7 (4): 229-235, 1997.

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.

CHATTERTON, D. E. W.; SMITHERS, G.; ROUPAS, P.; BRODKORB, A. **Bioactivity of α -lactoglobulin and b-lactalbumin – technical implications for processing.** *International Dairy Journal*, 16 (11): 1229-1240, 2006.

CHEANG, B.; ZYDNEY, A. L. **A two-stage ultrafiltration process for fractionation of whey protein isolate.** *Journal of Membrane Science*, v.231, p.159-167, 2004.

CHENG, T.; LIN, C. T. **A study on cross flow ultrafiltration with various membrane orientations.** *Separation Purification Technology*, v.39, p.13-22, 2004.

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.

CUPERUS, F.P.; NIJHUIS, H.H. **Applications of membrane technology to food processing.** *Trends in Food Science & Technology*. Colney, v. 7, p. 277 - 282, 1993.

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.

DALWADI, G.; BENSON, H. A. E.; CHEN, Y. **Comparison of Diafiltration and Tangential Flow Filtration for Purification of Nanoparticle Suspensions.** *Pharmaceutical Research*, 22 (12): 2152-2162, 2005.

DILEO, A.; REYES, G.; WARANCH, L. M. **Diafiltration Method.** UNITED STATES PATENT, number 4728430, 1988.

DUARTE, R. M. B. O.; SANTOS, E. B. H.; DUARTE, A. C. **Comparison between diafiltration and concentration operation modes for the determination of permeation coefficients of humic substances through ultrafiltration membranes.** *Analytica Chimica Acta*, 2001.

DZIEZAK, J. D. **Membrane separation technology offers processors unlimited potential.** *Food technology*, v. 44, n. 9, p. 108-113, 1990.

EUROPEAN COMMISSION CONCERTED ACTION ON FUNCTIONAL FOOD SCIENCE IN EUROPE. **Scientific Concepts of Functional Foods in Europe Consensus Document.** *Br. J. Nutr.*, v.81, n.4, suppl.1, p.S1-S27, 1999.

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.

FESKANICH D, ZIEGLER RG, MICHAUD DS, GIOVANNUCCI EL, SPEIZER FE, WILLETT WC, COLDITZ GA. **Prospective study of fruit and vegetable consumption and risk of lung cancer among men and women.** *J Natl Cancer Inst.* 2000.

FIELD, R. W.; WU, D.; HOWELL, J. A.; GUPTA, B. B. **Critical flux concept for microfiltration fouling.** *Journal of Membrane Science*, Amsterdam, v.100, p.250-272, 1995.

FOLEY, G.; GARCIA, J. **Ultrafiltration flux theory based on viscosity and osmotic effects: application to diafiltration optimisation.** *Journal of Membrane Science*, v.176, p.55-61, 2000.

FOLEY, G. **Ultrafiltration with variable volume diafiltration: a novel approach to water saving in diafiltration processes.** *Desalination*, 199 (1-3): 220-221, 2006.

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

GARDNER, P.T. et al. **The relative contributions of vitamin C, carotenoids and phenolics to the antioxidant potential of fruit juices.** Food chemistry, v.68, p. 471-474, 2000.

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

GEKAS, V.; BARALLA, G.; FLORES, V. **Aplicaciones de la tecnología de membranas en la industria alimentaria.** Food Science and Technology International. v.4(5), p. 311-328, 1998.

GIRARD, B.; FUKUMOTO, L. R. **Membrane Processing of Fruit Juices and Beverages: A Review.** Critical Reviews in Biotechnology, 20 (2): 109-175, 2000.

GOULAS, A. K.; KAPASAKALIDIS, P. G.; SINCLAIR, H. R.; RASTAL, R. A.; GRANDISON, A. S. **Purification of oligosaccharides by nanofiltration.** Journal of Membrane Science, v.209, p.321-335, 2002.

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

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

HANHUI, Z.; JINGJING, Z.; DINGTI, L.; XIAOBIN, L. Reducing concentration polarization in hollow fibre membranes. **Membrane Technology.** Setembro, 5-9, 2004.

HASLER, C.M. **Functional foods: benefits, concerns and challenges – A position paper from American Council on Science and Health .** The Journal of Nutrition, Florida, v. 132, n.12, p. 3772-3781, Dec. 2002.

HASLER, C. M. **The Changing Face of Functional Foods.** Journal of the American College of Nutrition, Detroit, v. 19, n. 5, p. 499S-506S, 2000.

HEASMAN, M. & MELLENTIN, J. **The Functional Foods Revolution.** Healthy People, Healthy Profits? London : Earthscan, 2001.

HENG, K.; GUILBERT, S.; CUQ, J. L. **Osmotic dehydration of papaya: Influence on the product quality.** Science des Aliments, v. 10, p. 831 – 848, 1990.

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.

HOUTCHENS, R. A.; GAWRYL, M. S.; LIGHT, W. R.; BAQAI, J. **Purification of red blood cells by separation and diafiltration.** UNITED STATES PATENT AND TRADEMARK OFFICE GRANTED PATENT, nº US7001715, 2006.

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. ; TANGAMORNUKUSUN, C. **Self-forming dynamic membrane for ultrafiltration of pineapple juice**. Journal of Membrane Science, 129, 135- 143, 1997.

KOSEOGLU, S.S.; ENGELGAU, D.E. **Membrane applications and research in edible oil industry: an assessment**. Journal of American Oil Chemists Society. Champaign, Illinois, v. 67, n. 4, p. 239 – 249, 1990.

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

KUMAR, N. S. K.; YEA, M. K.; CHERYAN, M. **Soy protein concentrates by ultrafiltration**. Journal of Food Science, v.68, n.7, p.2278-2283, 2003.

LI, S. Z.; LI, X. Y.; CUI, Z. F.; WANG, D. Z. **Application of ultrafiltration to improve the extraction of antibiotics**. Separation and Purification Technology, 34 (1-3): 115-123, 2004.

LIN, S. S.; CHIANG, B. H.; HWANG, L. S. **Recovery of Perilla Anthocyanins from Spent Brine by Diafiltration and Electrodialysis**. Journal of Food Engineering, 9 (1): 21-33, 1989.

LIN, L.; RHEE, K. C.; KOSEOGLU, S. S. **Bench-scale membrane degumming of crude vegetable oil: Process optimization**. Journal of Membrane Science, 134, 101-108, 1997.

LIPNIZKI, F.; BOELSMAND, J.; MADSEN, R. F. **Concepts of industrial-scale diafiltration systems**. Desalination, 144: 179-184, 2002.

MADSEN, R. F.; **Design of Sanitary and Sterile UF- and Diafiltration Plants**. Separation and Purification Technology, 22-23: 79-87, 2001.

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 in juice production.** Fruit Processing, v.7, n. 10. oct.1997

MALDONADE, I. R. **Produção de carotenóides por leveduras.** Campinas: Tese de doutorado em Ciência de Alimentos. Universidade Estadual de Campinas, 2003.

MANO, M. C. R. **Estudo da recuperação, concentração e purificação de biossurfactante produzido por *Bacillus subtilis*.** Campinas: Dissertação de mestrado em Ciências de Alimentos. Universidade Estadual de Campinas, 2008.

MARSHALL, A. D; DAUFIN, G. **Physico-chemical aspects of membrane fouling by dairyfluids.** In: FOULING and cleaning in pressure driven membrane processes. Brussels: International Dairy Federation, 1995. cap. 1, p. 8-35.

MARTINEZ-FEREZ, A.; GUADIX, A.; GUADIX, E. M. **Recovery of caprine milk oligosaccharides with ceramic membranes.** Journal of Membrane Science, v.276, p.23-30, 2006.

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

MEDINA, J. C.; GARCIA, J. L. M.; SALOMÓN, E. A. G.; VIEIRA, L. F.; RENESTO, O. V.; FIGUEIREDO, N. M. S.; CANTO, W. L. **Mamão: da cultura ao processamento e comercialização.** Campinas – SP: ITAL, Cap. I, p. 7 – 112 . (Série Frutas Tropicais, 7), 1980.

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.

MENEZES, H. C.; DRAETTA, I. S.; SALES, A. M.; LEITÃO, M. F. F.; CAMPOS, S. D. S.; CABRAL, A. C. D.; ORTIZ, S. A.; MADI, L. F. C.; SOLER, R. M.; GAZETA, E. F. **Alguns Aspectos Tecnológicos das Frutas Tropicais e Seus Produtos,** p. 46 – 50, 1980.

MICHAUD, D.S.; FESKANICH, D.; RIMM, E.R.; COLDITZ, G.A.; SPEIZER, F.E.; WILLET, W.C.; GIOVANNUCCI, E. **Intake of specific carotenoids and risk of lung cancer in two prospective US cohorts.** The American Journal of Clinical Nutrition, Bethesda, v.72, n.4, p. 990-997, Oct. 2000.

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.** Revista de nutrição, v.19, n.2, p. 265-273, 2006.
- MULDER, M. **Basic principles of membrane technology.** [s.i.]: Kluwer Academic Publishers, 1991.
- MULDER, Marcel. **Basic Principles of Membrane technology.** 2ª [s. L.]: Kluwer Academic Publishers, 2003. 564 p.
- NAGY, S.; SHAW, P.E.; VELDHUIS, M. **Citrus Science and Technology.** Westport: The Avi Publishing Company, 1977. 531p.
- NG, P.; LUNDBLAD, J.; MITRA, G. **Optimization of Solute Separation by Diafiltration.** Separation Science, 2: 499 – 502, 1976.
- NGUYEN, M.L.; SCHWARTZ, S.J. Lycopene: chemical and biological properties. **Food Technology**, v.53, n.2, p.38-45, 1999.
- OLSON, J.A. **Carotenoids and human health.** Archivos latinoamericanos de nutrición, v.49, n. 1, p. 7-11, 1999.
- ONGARATTO, R. S. **Micro e Ultrafiltração do 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.
- PAULSON, D. J.; WILSON, R. L.; SPATZ, D. D. **Crossflow membrane technology and its applications.** Food technology, v.38, n.12, p.77-87, 1984.
- PORTER, M. C. **Handbook of industrial membrane technology.** New Jersey: Noyes, 1990.
- RAO AV, AGARWAL S **Role of antioxidant lycopene in cancer and heart disease.** J Am Coll Nutr 19, 2000, 563–569.
- RAO, A.V.; SHEN, H. **Effect of low dose lycopene intake on lycopene bioavailability and oxidative stress.** Nutrition Research, Indianapolis, v.22, n. 10, p.1125-1131, Oct. 2002.
- RAO, A. V.; RAO, L. G. **Carotenoids and human health.** Pharmacological Research, London, v.55, p.207-216, 2007.
- RAUTENBACH, R; ALBRECHT, R. **Membrane processes.** Chichester: John Wiley & Sons, 1989. 359p.
- 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, 1991.

SILVA,A.M.; SCHENEIDER, V.C.; PEREIRA,C.A.M. **Propriedades químicas e farmacológicas do licopeno.** REVISTA ELETRÔNICA DE FARMÁCIA. Ref. ISSN1808-0804. Vol.VI(2), Unicep, 2009.

ROBERFROID, M.B. **Introducing inulin-type fructans.** *Br. J. Nutr.*, v.93, suppl. 1, p.S13-S25, 2005.

RODRIGUEZ-AMAYA D.B. **Latin American food sources of carotenoids.** Archivos Latinoamericanos de Nutrición, Caracas, v. 49, n.1, p.74-84, sept.1999.

RODRIGUEZ-AMAYA, D.B. **Brazil: a bounty of carotenoid source.** Sight and life newsletter, v.4, p.3-9, 2002a.

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

SABLANI, S.S., GOOSEN, M.F.A., AL-BELUSHI, R., WILF, M. (2001). **Concentration polarization in ultrafiltration and reverse osmosis: a critical review,** Desalination, 141, 269-289.

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.

SANDERS, M.E. **Overview of functional foods: emphasis on probiotic bacteria.** *Int. Dairy J.*, v.8, p.341-347, 1998.

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.

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

SANJINEZ ARGANDOÑA, E. J. **Goiabas desidratadas osmoticamente e secas: avaliação de um sistema osmótico semicontínuo, da secagem e da**

qualidade. 157f. Tese (Doutorado) – Faculdade de Engenharia de Alimentos, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2005.

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 19/03/2010.

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

SCOTT, K; HUGHES, R. **Industrial membrane separation technology.** 2.ed. [s.i.]: Blackie Academic & Professional, 1996. 305p.

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

SGARBIERI, V.C; PACHECO, M.T.B. **Revisão: alimentos funcionais fisiológicos.** Brazilian Journal of Food Technology, v.2, n.1/2, p. 7-19, 1999.

SILVA, F.C., **Aplicação de membranas poliméricas para obtenção de licopeno concentrado a partir de polpa de mamão (*carica papaya* L.)** .Dissertação (Mestrado em Engenharia de Alimentos). Faculdade de Engenharia de Alimentos, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2010.

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.

STAHL, W.; SIES, H. **Lycopene: a biologically important carotenoid for Humans.** Archives of Biochemistry and Biophysics, New York, v.336, p.1-9, 1996.

STANTON, C.; ROSS, R.P.; FITZGERALD, G. F.; VAN SINDEREN, D. **Fermented functional foods based on probiotics and their biogenic metabolites.** *Curr. Opin. Biotechnol.*, v.16, p.196-203, 2005.

STONER, M. R.; FISCHER, N.; NIXON, L.; BUCKEL, S.; BENKE, M.; AUSTIN, F.; RANDOLPH, T. W.; KENDRICK, B. S. **Protein-solute interactions affect the outcome of ultrafiltration/diafiltration operations.** Journal of Pharmaceutical Sciences, 93 (9): 2332-2342, 2004.

STRATHMANN, H. **Synthetic membranes and their preparation**. In: PORTER, Mark C. (ed.) Handbook of industrial membrane technology. Park Ridge: Noyes Publications, 1990.

TESSIER, L.; BOUCHARD, P.; RAHNI, M. **Separation and purification of benzylpenicilin produced by fermentation using coupled ultrafiltration and nanofiltration technologies**. Journal of Biotechnology, 116 (1): 79-89, 2005.

TOLKACH, A.; KULOZIK, U. **Fractionation of whey proteins and caseinopeptide by means of enzymatic crosslinking and membrane separation techniques**. Journal of Food Engineering, 67 (1-2): 13-20, 2005.

TROP BRASIL Disponível em <http://www.tropbrasil.com.br> Acesso em 10/04/2010.

VAN REIS, R.; BRAKE, J. M.; CHARKOUDIAN, J.; BURNS, D. B.; ZYDNEY, A. L. **High-performance tangential flow filtration using charged membranes**. Journal of Membrane Science, 159 (1-2): 133-142, 1999.

VIKBJERG, A. F.; JOHNSON, G.; MU, H.; XU, X. **Application of ultrafiltration membranes for purification of structured phospholipids produced by lipase-catalyzed acidolysis**. Separation and Purification Technology, v.50, p.184-191, 2006.

XIANQUAN, S. et al. **Stability of lycopene during food processing and storage**. Journal of medicinal food, v.8, n.4, p. 413-422, 2005.

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.

WATANABE, A. P. **Microfiltração de suco de tamarindo (Tamarindus indica L.) por membrana polimérica: efeito do tratamento enzimático, da velocidade tangencial e da pressão transmembrana**. 2007. 95f. Dissertação (Mestrado) – Universidade Estadual de Campinas, Faculdade de Engenharia de Alimentos, Campinas, 2007.

WEISBURGER J.H. **Lycopene and tomato products en health promotion: mediterranean diet in disease prevention**. Experimental Biology and Medicine, New York, v.227, n.10, p. 924- 927, Apr. 2002.

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.

8. APÊNDICES

8.1. Apêndice A :Curvas de fluxos de permeado e resultados.

Todos os experimentos foram realizados com a mesma temperatura e área de permeação, 50°C e 0,02 m² , respectivamente. As pressões variaram de 0,8 a 3 bar e as velocidades de escoamento, de 3 a 6m/s. A massa da alimentação foi de 11,8 kg e nos ensaios de PS 100kDa o FC= 1,65 e nos ensaios com a membrana PES 50kDa, o FC= 1,5.

Nas Tabelas 8.1. a 8.11.e nas Figuras 8.1. a 8.13. são apresentados os dados obtidos para o fluxo permeado de cada experimento.

Tabela 8.1. Dados experimentais para ultrafiltração, utilizando membrana de PS 100 kDa com pressão a 1 bar e velocidade de escoamento de 3m/s (FC=1,65) para polpa de mamão *in natura*.

Tempo (horas)	Massa Permeado (Kg)	Fluxo pontual (Kg.m ⁻² .h ⁻¹)	Fluxo acumulado (Kg.m ⁻² .h ⁻¹)	FC
0,016667	0,065	358,13	179,6	1,006
0,033333	0,100	96,69	138,2	1,009
0,05	0,135	96,69	124,3	1,012
0,066667	0,175	110,50	120,9	1,015
0,083333	0,210	96,69	116,0	1,018
0,1	0,240	82,88	110,5	1,021
0,116667	0,275	96,69	108,5	1,024
0,133333	0,310	96,69	107,1	1,027
0,15	0,340	82,88	104,4	1,030
0,166667	0,370	82,88	102,2	1,032
0,2	0,435	89,62	100,2	1,038
0,233333	0,495	82,73	97,7	1,044
0,266667	0,555	82,73	95,8	1,049
0,3	0,615	82,73	94,4	1,055
0,333333	0,675	82,73	93,3	1,061
0,366667	0,730	75,83	91,7	1,066
0,4	0,790	82,73	91,0	1,072
0,433333	0,845	75,83	89,8	1,077
0,466667	0,900	75,83	88,8	1,083
0,5	0,960	82,73	88,4	1,089

0,583333	1,105	80,12	87,2	1,103
0,666667	1,245	77,36	86,0	1,118
0,75	1,385	77,36	85,0	1,133
0,833333	1,520	74,60	84,0	1,148
0,916667	1,675	85,65	84,1	1,165
1	1,795	66,31	82,7	1,179
1,083333	1,930	74,60	82,0	1,196
1,166667	2,065	74,60	81,5	1,212
1,25	2,195	74,60	80,9	1,229
1,333333	2,330	74,60	80,5	1,246
1,416667	2,465	74,60	80,1	1,264
1,5	2,590	69,07	79,5	1,281
1,583333	2,720	71,83	79,1	1,300
1,666667	2,850	71,83	78,7	1,318
1,75	2,975	69,07	78,3	1,337
1,833333	3,105	71,83	78,0	1,357
1,916667	3,220	63,55	77,4	1,375
2	3,340	66,31	76,9	1,395
2,083333	3,460	66,31	76,5	1,415
2,166667	3,595	74,60	76,4	1,438
2,25	3,710	63,55	75,9	1,459
2,333333	3,810	55,26	75,2	1,477
2,416667	3,920	60,78	74,7	1,497
2,5	4,040	66,31	74,4	1,521
2,583333	4,145	58,02	73,9	1,541
2,666667	4,250	58,02	73,4	1,563
2,75	4,355	58,02	72,9	1,585
2,833333	4,460	58,02	72,5	1,608
2,916667	4,540	44,21	71,7	1,625

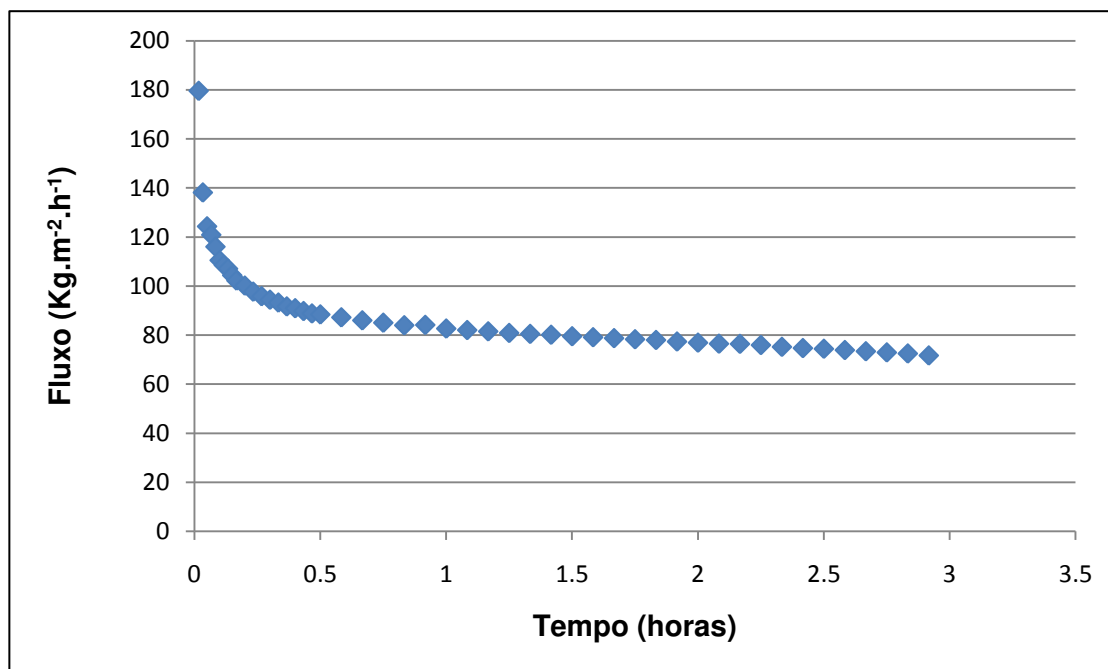


Figura 8.1. Curva de fluxo acumulado, utilizando permeado para ultrafiltração, com membrana de PS 100 kDa e com pressão a 1 bar e velocidade de escoamento de 3m/s (FC=1,65) , de polpa de mamão *in natura*.

Tabela 8.2. Dados experimentais para ultrafiltração, utilizando membrana de PS 100 kDa com pressão a 1 bar e velocidade de escoamento de 3m/s (FC=1,65) para polpa de mamão tratada enzimaticamente com 0,1% de Pectinex Ultra SPL.

Tempo (horas)	Massa Permeado (Kg)	Fluxo pontual (Kg.m ⁻² .h ⁻¹)	Fluxo acumulado (Kg.m ⁻² .h ⁻¹)	FC
0,016667	0,065	359,13	179,6	1,009
0,033333	0,105	110,50	145,1	1,013
0,05	0,150	124,31	138,2	1,016
0,066667	0,185	96,69	127,8	1,019
0,083333	0,225	110,50	124,3	1,023
0,1	0,265	110,50	122,0	1,027
0,116667	0,305	110,50	120,4	1,030
0,133333	0,345	110,50	119,2	1,033
0,15	0,380	96,69	116,7	1,037
0,166667	0,420	110,50	116,0	1,044
0,2	0,495	103,41	114,0	1,050

0,233333	0,560	89,62	110,5	1,057
0,266667	0,635	103,41	109,7	1,063
0,3	0,700	89,62	107,5	1,069
0,333333	0,765	89,62	105,7	1,076
0,366667	0,830	89,62	104,2	1,080
0,4	0,875	89,62	100,7	1,089
0,433333	0,960	89,62	102,0	1,095
0,466667	1,020	82,73	100,7	1,101
0,5	1,080	82,73	99,5	1,116
0,583333	1,230	82,73	97,1	1,131
0,666667	1,370	77,36	94,6	1,147
0,75	1,510	77,36	92,7	1,162
0,833333	1,645	74,60	90,9	1,177
0,916667	1,775	71,83	89,2	1,193
1	1,905	71,83	87,7	1,208
1,083333	2,030	69,07	86,3	1,223
1,166667	2,155	69,07	85,1	1,239
1,25	2,275	66,31	83,8	1,252
1,333333	2,375	66,31	82,0	1,271
1,416667	2,515	66,31	81,8	1,287
1,5	2,630	63,55	80,7	1,303
1,583333	2,745	63,55	79,8	1,319
1,666667	2,855	60,78	78,9	1,338
1,75	2,980	69,07	78,4	1,355
1,833333	3,090	60,78	77,6	1,370
1,916667	3,190	55,26	76,6	1,390
2	3,310	66,31	76,2	1,406
2,083333	3,410	55,26	75,4	1,423
2,166667	3,510	55,26	74,6	1,444
2,25	3,630	66,31	74,3	1,461
2,333333	3,725	52,49	73,5	1,481
2,416667	3,830	58,02	73,0	1,500
2,5	3,935	58,02	72,5	1,522
2,583333	4,045	60,78	72,1	1,542
2,666667	4,150	58,02	71,7	1,564
2,75	4,255	58,02	71,3	1,586
2,833333	4,360	58,02	70,9	1,608
2,916667	4,460	58,02	70,4	1,631
3	4,565	55,26	70,1	1,649

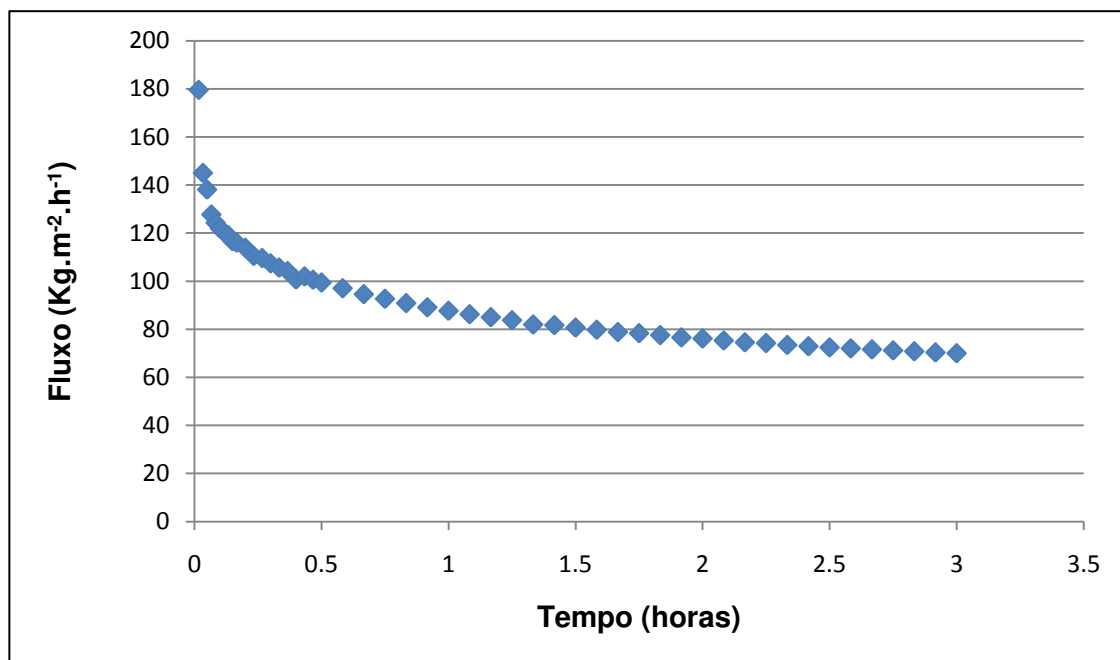


Figura 8.2. Curva de fluxo acumulado, utilizando permeado para ultrafiltração e membrana de PS 100 kDa com pressão a 1 bar e velocidade de escoamento de 3m/s (FC=1,65) para polpa de mamão tratada enzimaticamente com 0,1% de Pectinex Ultra SPL.

Tabela 8.3. Dados experimentais para ultrafiltração, utilizando membrana de PS 100 kDa com pressão a 1 bar e velocidade de escoamento de 6 m/s (FC=1,65) para polpa de mamão *in natura*.

Tempo (horas)	Massa Permeado (Kg)	Fluxo pontual (Kg.m ⁻² .h ⁻¹)	Fluxo acumulado (Kg.m ⁻² .h ⁻¹)	FC
0,016667	0,045	96,69	124,3	1,004
0,033333	0,08	96,69	110,5	1,007
0,05	0,115	82,88	105,9	1,010
0,066667	0,145	96,69	100,2	1,012
0,083333	0,175	86,06	96,7	1,015
0,1	0,2	82,88	92,1	1,017
0,116667	0,23	82,88	90,8	1,020
0,133333	0,26	82,88	89,8	1,023
0,15	0,29	96,69	89,0	1,025
0,166667	0,325	82,73	89,8	1,028

0,2	0,385	82,73	88,6	1,034
0,233333	0,445	82,73	87,8	1,039
0,266667	0,505	82,73	87,2	1,045
0,3	0,565	75,83	86,7	1,050
0,333333	0,62	68,94	85,7	1,055
0,366667	0,67	82,73	84,1	1,060
0,4	0,73	75,97	77,6	1,066
0,433333	0,785	75,97	77,5	1,071
0,466667	0,84	74,60	77,4	1,077
0,5	0,89	74,60	70,3	1,082
0,583333	1,025	74,60	70,8	1,095
0,666667	1,16	69,07	71,2	1,109
0,75	1,295	71,83	71,6	1,123
0,833333	1,42	71,83	71,3	1,137
0,916667	1,55	71,83	71,4	1,151
1	1,685	69,07	71,6	1,167
1,083333	1,82	69,07	71,8	1,182
1,166667	1,945	71,83	71,7	1,197
1,25	2,07	69,07	71,5	1,213
1,333333	2,2	77,36	71,5	1,229
1,416667	2,325	60,78	71,4	1,245
1,5	2,465	71,83	71,7	1,264
1,583333	2,575	71,83	71,1	1,279
1,666667	2,705	69,07	71,2	1,297
1,75	2,835	69,07	71,2	1,316
1,833333	2,96	71,83	71,1	1,335
1,916667	3,085	66,31	71,0	1,354
2	3,215	71,83	71,1	1,374
2,083333	3,335	71,83	70,9	1,394
2,166667	3,465	71,83	70,9	1,416
2,25	3,595	69,07	71,0	1,438
2,333333	3,725	69,07	71,0	1,461
2,416667	3,85	77,36	70,9	1,484
2,5	3,975	58,02	70,9	1,508
2,583333	4,115	66,31	71,1	1,535
2,666667	4,22	66,31	70,7	1,557
2,75	4,34	66,31	70,5	1,582
2,833333	4,46	66,31	70,4	1,638

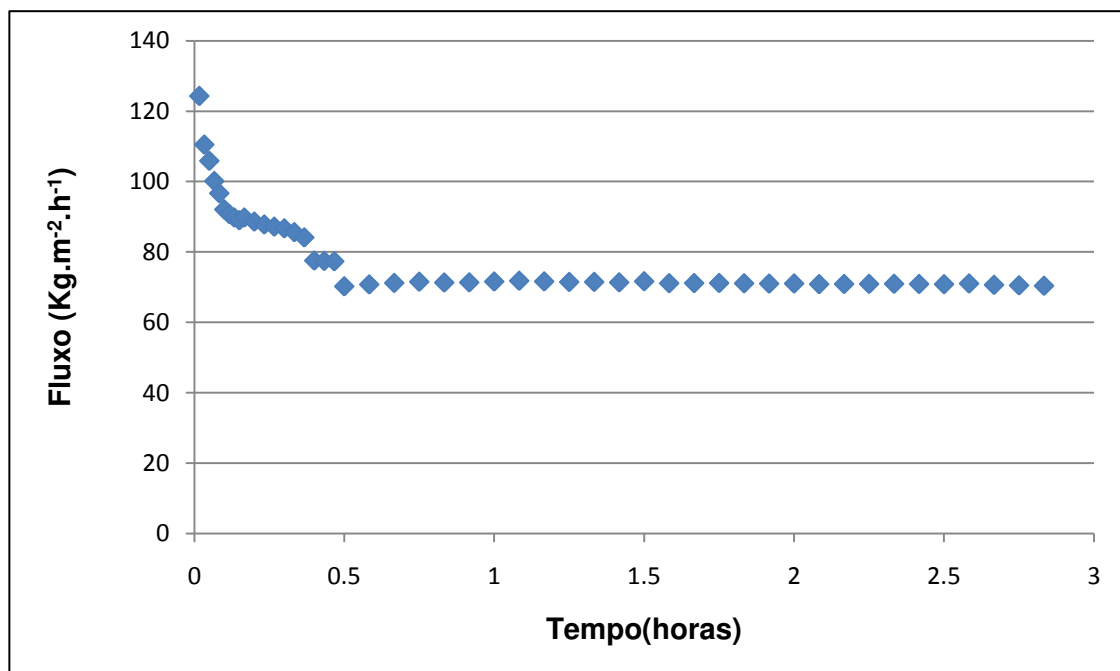


Figura 8.3. Curva de fluxo acumulado, utilizando permeado para ultrafiltração, com membrana de PS 100 kDa e com pressão a 1 bar e velocidade de escoamento de 6 m/s (FC=1,65), de polpa de mamão *in natura*.

Tabela 8.4. Dados experimentais para ultrafiltração, utilizando membrana de PS 100 kDa com pressão a 2 bar e velocidade de escoamento de 3 m/s (FC=1,65) para polpa de mamão *in natura*.

Tempo (horas)	Massa Permeado (Kg)	Fluxo pontual (Kg.m ⁻² .h ⁻¹)	Fluxo acumulado (Kg.m ⁻² .h ⁻¹)	FC
0,016667	0,040	220,8686	110,5	1,00
0,033333	0,070	149,175	96,7	1,01
0,05	0,125	149,175	115,1	1,01
0,066667	0,140	126,1750	96,7	1,01
0,083333	0,180	116,0256	99,5	1,02
0,1	0,210	82,8754	96,7	1,02
0,116667	0,245	96,688	96,7	1,02
0,133333	0,275	82,8754	95,0	1,02
0,15	0,305	82,8754	93,6	1,03
0,166667	0,335	82,8754	92,6	1,03

0,2	0,400	89,7817	92,1	1,04
0,233333	0,460	82,8754	90,8	1,04
0,266667	0,520	82,8754	89,8	1,05
0,3	0,585	89,7817	89,8	1,05
0,333333	0,645	82,8754	89,1	1,06
0,366667	0,700	75,9691	87,9	1,06
0,4	0,755	75,9691	80,2	1,07
0,433333	0,815	82,8754	80,4	1,07
0,466667	0,875	82,8754	80,6	1,08
0,5	0,935	82,8754	73,8	1,09
0,583333	1,070	77,3596	73,9	1,10
0,666667	1,210	74,5968	74,3	1,11
0,75	1,345	74,5968	74,3	1,13
0,833333	1,480	77,3596	74,4	1,14
0,916667	1,620	66,3083	74,6	1,16
1	1,740	74,5968	74,0	1,17
1,083333	1,875	69,0711	74,0	1,19
1,166667	2,000	69,0711	73,7	1,20
1,25	2,135	63,5454	73,7	1,22
1,333333	2,250	71,8339	73,1	1,24
1,416667	2,380	66,3083	73,1	1,25
1,5	2,500	63,5454	72,7	1,27
1,583333	2,615	63,5454	72,3	1,28
1,666667	2,730	66,3083	71,8	1,30
1,75	2,850	60,7826	71,6	1,32
1,833333	2,960	66,3083	71,1	1,33
1,916667	3,080	60,7826	70,9	1,35
2	3,190	58,0197	70,5	1,37
2,083333	3,305	60,7826	70,2	1,39
2,166667	3,410	60,7826	69,8	1,41
2,25	3,520	58,0197	69,5	1,43
2,333333	3,630	60,7826	69,2	1,44
2,416667	3,735	60,7826	68,8	1,46
2,5	3,845	55,2569	68,5	1,48
2,583333	3,945	63,5454	68,1	1,50
2,666667	4,060	52,494	68,0	1,52
2,75	4,160	58,0197	67,6	1,54
2,833333	4,255	55,2569	67,2	1,56
2,916667	4,260	44,2055	67,2	1,65

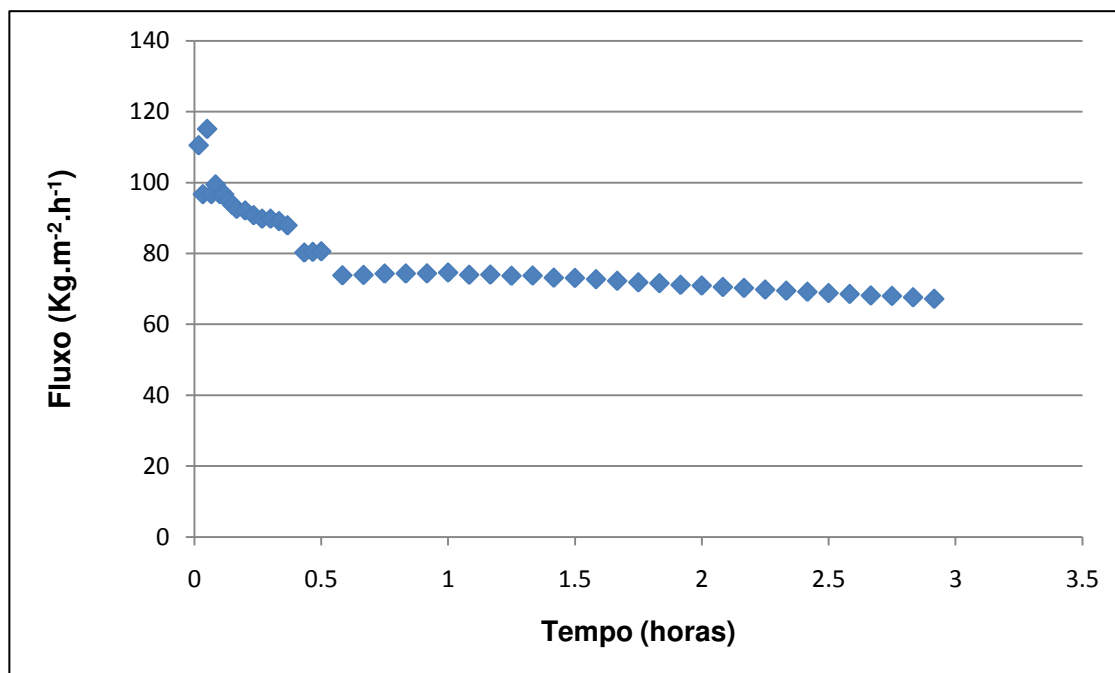


Figura 8.4. Curva de fluxo acumulado, utilizando permeado para ultrafiltração, com membrana de PS 100 kDa e com pressão a 2 bar e velocidade de escoamento de 3 m/s ($FC=1,65$), de polpa de mamão *in natura*.

Tabela 8.5. Dados experimentais para ultrafiltração, utilizando membrana de PS 100 kDa com pressão a 2 bar e velocidade de escoamento de 6 m/s ($FC=1,65$) para polpa de mamão *in natura*.

Tempo (horas)	Massa Permeado (Kg)	Fluxo pontual ($\text{Kg.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$)	Fluxo acumulado ($\text{Kg.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$)	FC
0,016667	0,050	265,04	138,2	1,004
0,033333	0,085	104,98	117,4	1,007
0,05	0,125	104,98	115,1	1,011
0,066667	0,160	93,93	110,5	1,014
0,083333	0,190	88,40	105,0	1,016
0,1	0,220	82,88	101,3	1,019
0,116667	0,250	82,88	98,7	1,022
0,133333	0,275	69,06	95,0	1,024
0,15	0,305	82,88	93,6	1,027
0,166667	0,334	82,88	92,3	1,029
0,2	0,390	75,97	89,8	1,034

0,233333	0,445	75,97	87,8	1,039
0,266667	0,500	75,97	86,3	1,044
0,3	0,555	75,97	85,2	1,049
0,333333	0,605	69,06	83,6	1,054
0,366667	0,655	69,06	82,3	1,059
0,433333	0,705	69,06	74,9	1,064
0,466667	0,755	69,06	74,5	1,068
0,5	0,805	82,88	74,1	1,073
0,583333	0,865	60,78	68,3	1,079
0,666667	0,975	66,31	67,3	1,090
0,75	1,095	69,07	67,2	1,102
0,833333	1,220	60,78	67,4	1,115
0,916667	1,330	63,55	66,8	1,127
1	1,445	60,78	66,5	1,140
1,083333	1,555	66,31	66,1	1,152
1,166667	1,675	58,02	66,1	1,165
1,25	1,780	55,26	65,6	1,178
1,333333	1,890	60,78	65,3	1,191
1,416667	2,000	60,78	65,0	1,204
1,5	2,110	63,55	64,8	1,218
1,583333	2,225	60,78	64,7	1,232
1,666667	2,335	60,78	64,5	1,247
1,75	2,445	66,31	64,3	1,261
1,833333	2,565	60,78	64,4	1,278
1,916667	2,675	60,78	64,3	1,293
2	2,785	60,78	64,1	1,309
2,083333	2,900	63,55	64,1	1,326
2,166667	2,025	63,55	64,1	1,207
2,25	2,135	63,55	64,1	1,221
2,333333	3,250	60,78	64,1	1,380
2,416667	3,360	63,55	64,0	1,398
2,5	3,475	71,83	64,0	1,417
2,583333	3,605	63,55	64,3	1,440
2,666667	3,720	55,26	64,2	1,460
2,75	3,820	66,31	64,0	1,479
2,833333	3,940	66,31	64,0	1,501
2,916667	4,060	66,31	64,1	1,525
3	4,180	66,31	64,2	1,549
3,083333	4,300	63,55	64,2	1,573
3,166667	4,415	63,55	64,2	1,598
3,25	4,515	60,78	64,2	1,620
3,333333	4,640	60,78	64,1	1,648

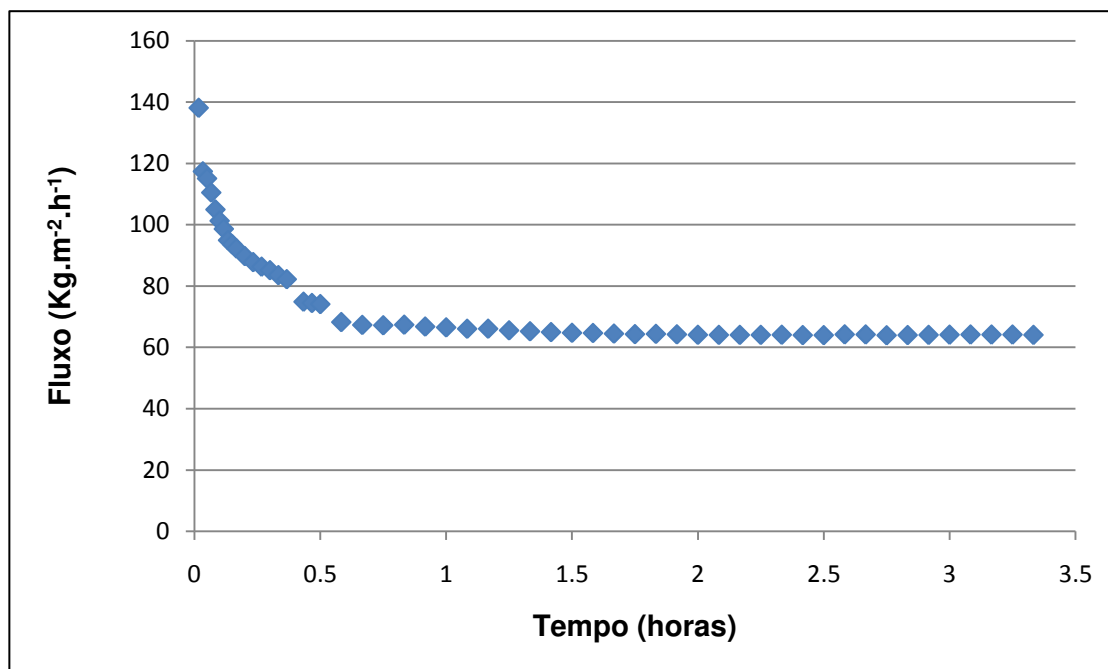


Figura 8.5. Curva de fluxo acumulado, utilizando permeado para ultrafiltração, com membrana de PS 100 kDa e com pressão a 2 bar e velocidade de escoamento de 6 m/s (FC=1,65) , de polpa de mamão *in natura*.

Tabela 8.6. Dados experimentais para ultrafiltração, utilizando membrana de PES 50 kDa com pressão a 3 bar e velocidade de escoamento de 6 m/s (FC=1,50) para polpa de mamão *in natura*.

Tempo (horas)	Massa Permeado (Kg)	Fluxo pontual (Kg.m ⁻² .h ⁻¹)	Fluxo acumulado (Kg.m ⁻² .h ⁻¹)	FC
0,016667	0,057	314,74	157,5	1,00
0,033333	0,085	77,35	117,4	1,01
0,05	0,125	110,50	115,1	1,01
0,066667	0,155	82,88	107,1	1,01
0,083333	0,185	82,88	102,2	1,02
0,1	0,215	82,88	99,0	1,02
0,116667	0,245	82,88	96,7	1,02
0,133333	0,27	69,06	93,3	1,02
0,15	0,3	82,88	92,1	1,03
0,166667	0,325	69,06	89,8	1,03
0,2	0,375	69,06	86,3	1,03

0,233333	0,425	69,06	83,9	1,04
0,266667	0,47	62,16	81,2	1,04
0,3	0,525	75,97	80,6	1,05
0,333333	0,565	55,25	78,1	1,05
0,366667	0,61	62,16	76,6	1,05
0,433333	0,655	62,16	75,4	1,06
0,466667	0,7	55,26	74,4	1,06
0,5	0,74	55,26	73,0	1,07
0,583333	0,78	55,26	71,8	1,07
0,666667	0,88	58,02	69,5	1,08
0,75	0,985	49,73	68,0	1,09
0,833333	1,075	52,49	66,0	1,10
0,916667	1,17	52,49	64,7	1,11
1	1,27	55,26	63,8	1,12
1,083333	1,36	49,73	62,6	1,13
1,166667	1,45	49,73	61,6	1,14
1,25	1,535	46,97	60,6	1,15
1,333333	1,63	52,49	60,1	1,16
1,416667	1,73	55,26	59,8	1,17
1,5	1,825	52,49	59,3	1,18
1,583333	1,915	49,73	58,8	1,19
1,666667	2,005	49,73	58,3	1,20
1,75	2,1	52,49	58,0	1,22
1,833333	2,195	52,49	57,8	1,23
1,916667	2,29	52,49	57,5	1,24
2	2,375	46,97	57,1	1,25
2,083333	2,47	52,49	56,9	1,26
2,166667	2,58	60,78	57,0	1,28
2,25	2,66	44,21	56,5	1,29
2,333333	2,765	58,02	56,6	1,31
2,416667	2,865	55,26	56,5	1,32
2,5	2,95	46,97	56,2	1,33
2,583333	3,045	52,49	56,1	1,35
2,666667	3,14	52,49	56,0	1,36
2,75	3,24	55,26	56,0	1,38
2,833333	3,335	52,49	55,8	1,39
2,916667	3,43	52,49	55,7	1,41
3	3,525	52,49	55,7	1,43
3,083333	3,62	52,49	55,6	1,44
3,166667	3,715	52,49	55,5	1,46
3,25	3,81	52,49	55,4	1,48
3,333333	3,915	58,02	55,5	1,50

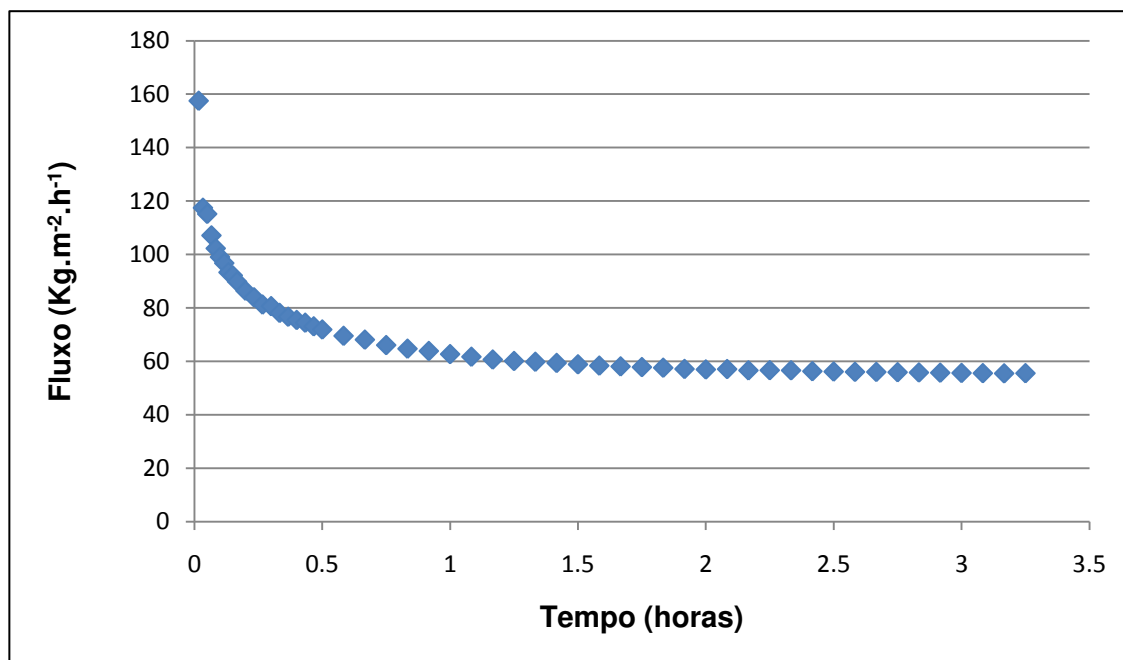


Figura 8.6. Curva de fluxo acumulado, utilizando permeado para ultrafiltração, com membrana de PES 50 kDa e com pressão a 3 bar e velocidade de escoamento de 6 m/s ($FC=1,50$), de polpa de mamão *in natura*.

Tabela 8.7. Dados experimentais para ultrafiltração, utilizando membrana de PES 50 kDa com pressão a 1,5 bar e velocidade de escoamento de 6 m/s ($FC=1,50$) para polpa de mamão *in natura*.

Tempo (horas)	Massa Permeado (Kg)	Fluxo pontual ($\text{Kg.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$)	Fluxo acumulado ($\text{Kg.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$)	FC
0,016667	0,043	237,43	118,8	1,00
0,033333	0,080	102,21	110,5	1,01
0,05	0,135	151,94	124,3	1,01
0,066667	0,165	82,88	114,0	1,01
0,083333	0,200	96,69	110,5	1,02
0,1	0,235	96,69	108,2	1,02
0,116667	0,265	96,69	104,6	1,02
0,133333	0,300	82,88	103,6	1,03
0,15	0,330	82,88	101,3	1,03
0,166667	0,360	75,97	99,5	1,03
0,2	0,415	82,88	95,6	1,04
0,233333	0,475	82,88	93,7	1,04

0,266667	0,535	82,88	92,4	1,05
0,3	0,595	69,06	91,3	1,05
0,333333	0,645	75,97	89,1	1,06
0,366667	0,700	75,97	87,9	1,06
0,433333	0,755	75,97	86,9	1,07
0,466667	0,810	75,97	86,1	1,07
0,5	0,865	82,88	85,4	1,08
0,583333	0,925	77,36	85,2	1,09
0,666667	1,065	74,60	84,1	1,10
0,75	1,200	74,60	82,9	1,11
0,833333	1,335	82,89	82,0	1,13
0,916667	1,485	69,07	82,1	1,14
1	1,610	69,07	80,9	1,16
1,083333	1,735	71,83	79,9	1,17
1,166667	1,865	66,31	79,3	1,19
1,25	1,985	69,07	78,4	1,20
1,333333	2,110	71,83	77,7	1,22
1,416667	2,240	71,83	77,4	1,23
1,5	2,370	69,07	77,0	1,25
1,583333	2,495	55,26	76,6	1,27
1,666667	2,595	71,83	75,5	1,28
1,75	2,710	58,02	74,9	1,30
1,833333	2,840	58,02	74,7	1,32
1,916667	2,945	60,78	74,0	1,33
2	3,050	55,26	73,3	1,35
2,083333	3,160	60,78	72,8	1,37
2,166667	3,260	52,49	72,1	1,38
2,25	3,370	58,03	71,6	1,40
2,333333	3,465	55,26	70,9	1,42
2,416667	3,570	52,49	70,5	1,43
2,5	3,670	55,26	69,9	1,45
2,583333	3,765	41,44	69,4	1,47
2,666667	3,865	40,44	68,9	1,49
2,75	3,940	40,00	68,0	1,50

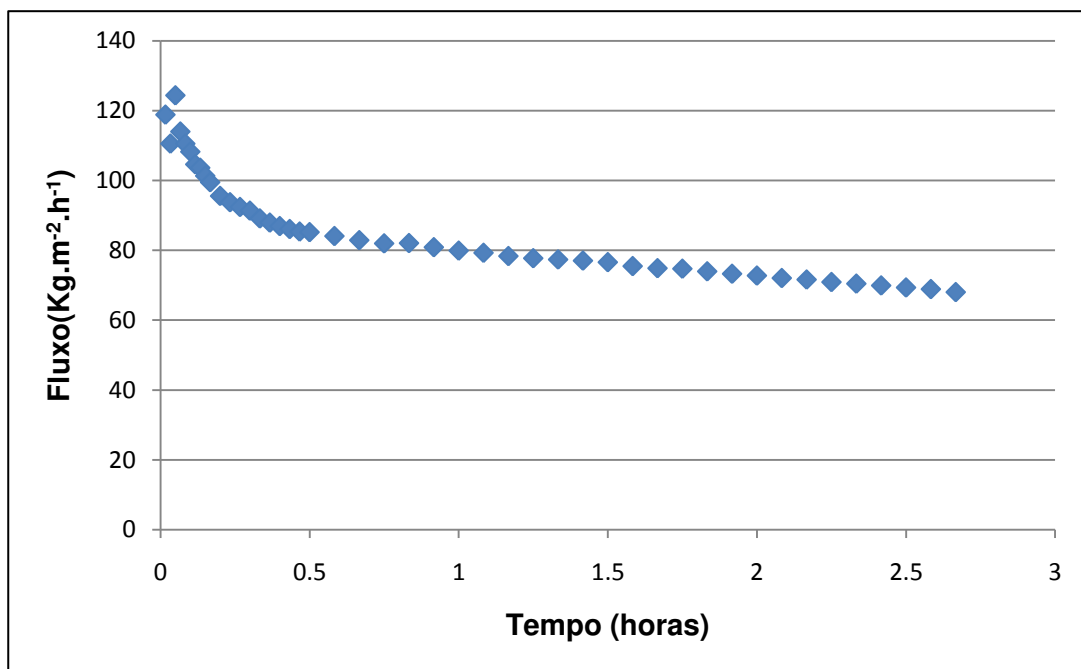


Figura 8.7. Curva de fluxo acumulado, utilizando permeado para ultrafiltração, com membrana de PES 50 kDa e com pressão a 1,5 bar e velocidade de escoamento de 6 m/s (FC=1,50) , de polpa de mamão *in natura*.

Tabela 8.8. Dados experimentais para ultrafiltração, utilizando membrana de PES 50 kDa com pressão a 0,8 bar e velocidade de escoamento de 6 m/s (FC=1,50) para polpa de mamão *in natura*.

Tempo (horas)	Massa Permeado (Kg)	Fluxo pontual (Kg.m ⁻² .h ⁻¹)	Fluxo acumulado (Kg.m ⁻² .h ⁻¹)	FC
0,016667	0,054	298,17	149,2	1,00
0,033333	0,075	58,01	103,6	1,01
0,05	0,12	124,31	110,5	1,01
0,066667	0,16	110,50	110,5	1,01
0,083333	0,2	110,50	110,5	1,02
0,1	0,235	96,69	108,2	1,02
0,116667	0,275	110,50	108,5	1,02
0,133333	0,31	96,69	107,1	1,03
0,15	0,345	96,69	105,9	1,03
0,166667	0,38	96,69	105,0	1,03
0,2	0,45	96,69	103,6	1,04
0,233333	0,515	89,78	101,6	1,05

0,266667	0,575	82,88	99,3	1,05
0,3	0,64	89,78	98,2	1,06
0,333333	0,695	75,97	96,0	1,06
0,366667	0,76	89,78	95,5	1,07
0,4	0,82	82,88	94,4	1,07
0,433333	0,875	75,97	93,0	1,08
0,466667	0,93	75,97	91,8	1,09
0,5	0,98	69,06	90,3	1,09
0,583333	1,115	74,60	88,0	1,10
0,666667	1,235	66,31	85,3	1,12
0,75	1,36	69,07	83,5	1,13
0,833333	1,475	63,55	81,5	1,14
0,916667	1,6	69,07	80,4	1,16
1	1,68	44,21	77,4	1,17
1,083333	1,775	52,49	75,5	1,18
1,166667	1,86	46,97	73,4	1,19
1,25	1,95	49,73	71,8	1,20
1,333333	2,04	49,73	70,5	1,21
1,416667	2,105	35,92	68,4	1,22
1,5	2,175	33,15	66,8	1,23
1,583333	2,24	33,15	65,2	1,23
1,666667	2,305	35,92	63,7	1,24
1,75	2,365	33,15	62,2	1,25
1,833333	2,42	30,39	60,8	1,26
1,916667	2,48	33,15	59,6	1,27
2	2,53	27,63	58,3	1,27
2,083333	2,58	27,61	57,0	1,28
2,166667	2,63	27,61	55,9	1,29
2,25	2,685	30,39	55,0	1,29
2,333333	2,735	27,63	54,0	1,30
2,416667	2,785	27,63	53,1	1,31
2,5	2,875	24,87	53,0	1,32
2,583333	2,96	22,10	52,8	1,33
2,666667	3	24,87	51,8	1,34
2,75	3,04	22,10	50,9	1,35
2,833333	3,08	22,10	50,1	1,35
2,916667	3,115	22,10	49,2	1,36
3	3,15	19,34	48,4	1,36
3,083333	3,185	19,34	47,6	1,37
3,166667	3,225	19,34	46,9	1,38
3,25	3,255	22,10	46,1	1,38
3,333333	3,29	16,58	45,5	1,39
3,416667	3,315	19,34	44,7	1,39
3,5	3,35	13,81	44,1	1,40
3,583333	3,38	19,34	43,4	1,40

3,666667	3,41	22,10	42,8	1,41
3,75	3,44	16,58	42,2	1,41
3,833333	3,465	16,58	41,6	1,42
3,916667	3,495	13,81	41,1	1,42
4	3,525	16,58	40,6	1,43
4,083333	3,555	13,81	40,1	1,43
4,166667	3,58	16,58	39,6	1,44
4,25	3,61	16,58	39,1	1,44
4,333333	3,64	16,58	38,7	1,45
4,416667	3,665	13,81	38,2	1,45
4,5	3,695	16,58	37,8	1,46
4,583333	3,72	16,58	37,4	1,46
4,666667	3,75	13,81	37,0	1,47
4,75	3,775	16,58	36,6	1,47
4,833333	3,8	13,81	36,2	1,48
4,916667	3,83	16,58	35,9	1,48
5	3,855	13,81	35,5	1,49
5,083333	3,88	16,58	35,1	1,49
5,166667	3,91	13,81	34,9	1,50
5,25	3,94	13,81	34,6	1,50
5,333333	3,94	13,81	34,6	1,50

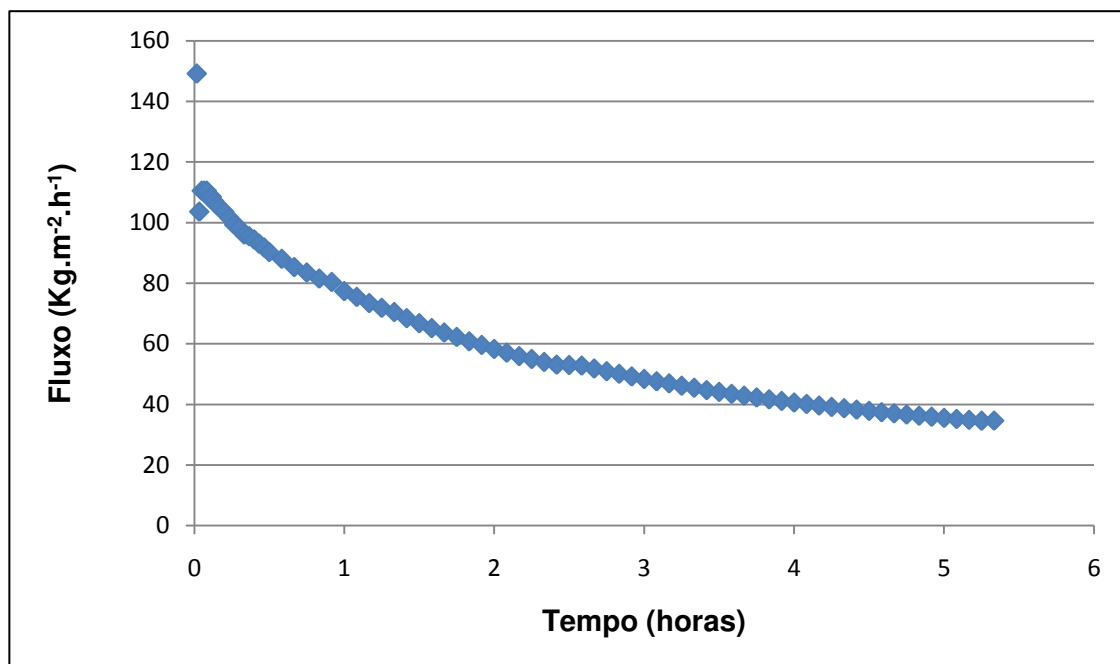


Figura 8.8. Curva de fluxo acumulado, utilizando permeado para ultrafiltração, com membrana de PES 50 kDa e com pressão a 0,8 bar e velocidade de escoamento de 6 m/s ($\text{FC}=1,50$) , de polpa de mamão *in natura*.

Tabela 8.9. Dados experimentais para diafiltração com posterior concentração, utilizando membrana de PES 50 kDa com pressão a 1,5 bar e velocidade de escoamento de 6 m/s ($\text{FC}=1,50$) para polpa de mamão *in natura*.

Tempo (horas)	Massa Permeado (Kg)	Fluxo pontual ($\text{Kg.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$)	Fluxo acumulado ($\text{Kg.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$)	FC
0,01667	0,110	607,39	303,9	1,01
0,03333	0,150	110,50	207,2	1,01
0,05000	0,185	96,69	170,4	1,02
0,06667	0,225	110,50	155,4	1,02
0,08333	0,265	110,50	146,4	1,02
0,10000	0,300	96,69	138,2	1,03
0,11667	0,340	110,50	134,2	1,03
0,13333	0,380	110,50	131,2	1,03
0,15000	0,415	96,69	127,4	1,04
0,16667	0,450	96,69	124,3	1,04
0,20000	0,515	103,59	118,6	1,05
0,23333	0,590	89,78	116,4	1,05

0,26667	0,655	89,78	113,1	1,06
0,30000	0,720	89,78	110,5	1,06
0,33333	0,785	82,88	108,5	1,07
0,36667	0,845	82,88	106,1	1,08
0,40000	0,905	89,78	104,2	1,08
0,43333	0,965	89,78	102,6	1,09
0,46667	1,030	89,78	101,6	1,10
0,50000	1,090	82,88	100,4	1,10
0,58333	1,240	82,89	97,9	1,12
0,66667	1,390	82,89	96,0	1,13
0,75000	1,540	82,89	94,6	1,15
0,83333	1,670	71,83	92,3	1,16
0,91667	1,815	80,12	91,2	1,18
1,00000	1,960	80,12	90,3	1,20
1,08333	2,100	77,36	89,3	1,22
1,16667	2,240	82,89	88,4	1,23
1,25000	2,390	77,36	88,0	1,25
1,33333	2,530	85,65	87,4	1,27
1,41667	2,685	80,12	87,3	1,29
1,50000	2,830	82,90	86,9	1,32
1,58333	2,980	88,41	86,7	1,34
1,66667	3,140	77,36	86,8	1,36
1,75000	3,280	80,12	86,3	1,38
1,83333	3,425	93,94	86,0	1,41
1,91667	3,595	82,89	86,4	1,44
2,00000	3,745	85,65	86,2	1,46
2,08333	3,910	88,41	86,4	1,50
2,16667	4,060	85,65	86,3	1,52
2,25000	4,215	82,89	86,3	1,56
2,33333	4,375	85,67	86,3	1,59
2,41667	4,530	80,14	86,3	1,62
2,50000	4,680	88,41	86,2	1,66
2,58333	4,835	85,65	86,2	1,69
2,66667	4,980	85,65	86,0	1,73
2,75000	5,140	85,65	86,1	1,77
2,83333	5,295	85,65	86,1	1,81
2,91667	5,450	85,65	86,0	1,86
3,00000	5,605	85,65	86,0	1,90
3,08333	5,760	85,65	86,0	1,95
3,16667	5,915	80,12	86,0	2,01
3,25000	6,070	85,65	86,0	2,06
3,33333	6,225	88,41	86,0	2,12
3,41667	6,370	82,89	85,9	2,17
3,50000	6,525	85,65	85,9	2,24
3,58333	6,685	82,90	85,9	2,31

3,66667	6,845	80,12	86,0	2,38
3,75000	6,995	85,65	85,9	2,46
3,83333	7,150	80,12	85,9	2,54
3,91667	7,300	80,12	85,8	2,62
4,00000	7,445	82,89	85,7	2,71
4,08333	7,600	80,12	85,7	2,81
4,16667	7,745	80,12	85,6	2,91
4,25000	7,890	80,12	85,5	3,02
4,33333	8,040	80,12	85,4	3,14
4,41667	8,185	82,89	85,3	3,26
4,50000	8,330	82,89	85,2	3,40
4,58333	8,475	82,89	85,2	3,55
4,66667	8,620	66,31	85,1	3,71
4,75000	8,770	82,89	85,0	3,89
4,83333	8,920	82,89	85,0	4,10
4,91667	9,070	74,60	85,0	4,32
5,00000	9,190	80,12	84,6	4,52
5,08333	9,340	77,36	84,6	4,80
5,16667	9,490	80,12	84,6	5,11
5,25000	9,625	74,60	84,4	5,43
5,33333	9,770	80,12	84,4	5,81
5,41667	9,910	74,60	84,3	6,24
5,50000	10,055	80,12	84,2	6,76
5,58333	10,190	80,12	84,0	7,33
5,66667	10,335	77,36	84,0	8,05
5,75000	10,470	77,36	83,9	8,87
5,83333	10,615	77,36	83,8	9,96
5,91667	10,760	77,36	83,7	11,35
6,00000	10,900	77,36	83,7	13,11
6,08333	11,040	80,12	83,6	15,53
6,16667	11,180	82,89	83,5	19,03
6,25000	11,320	80,12	83,4	24,58
6,33333	11,460	80,12	83,3	34,71
6,41667	11,605	74,60	83,3	60,51
6,50000	11,755	80,12	83,3	262,22
6,58333	11,900	85,65	83,2	-118,00
6,66667	12,045	93,94	83,2	-48,16
6,75000	12,180	71,83	83,1	-31,05
6,83333	12,325	74,60	83,1	-22,48
6,91667	12,480	85,65	83,1	-17,35

Fim do ciclo
de Diaf. e
início da
Conc.

7,00000	12,650	80,12	83,2	-13,88
7,08333	12,780	82,89	83,1	-12,04
7,16667	12,915	82,89	83,0	-10,58
7,25000	13,070	85,65	83,0	-9,29
7,33333	13,215	82,89	83,0	-8,34
7,41667	13,365	82,89	83,0	-7,54
7,50000	13,515	82,89	83,0	-6,88
7,58333	13,670	82,89	83,0	-6,31
7,66667	13,820	80,12	83,0	-5,84
7,75000	13,970	85,65	83,0	-5,44
7,83333	14,120	82,89	83,0	-5,09
7,91667	14,270	82,89	83,0	-4,78
8,00000	14,415	77,36	83,0	-4,51
8,08333	14,570	77,36	83,0	-4,26
8,16667	14,720	77,36	83,0	-4,04
8,25000	14,870	77,36	83,0	-3,84
8,33333	15,010	69,07	82,9	-3,68
8,41667	15,150	71,83	82,9	-3,52
8,50000	15,290	71,83	82,8	-3,38
8,58333	15,430	71,83	82,8	-3,25
8,66667	15,555	71,83	82,7	-3,14
8,75000	15,685	69,07	82,5	-3,04
8,83333	15,750	69,07	82,5	-2,99

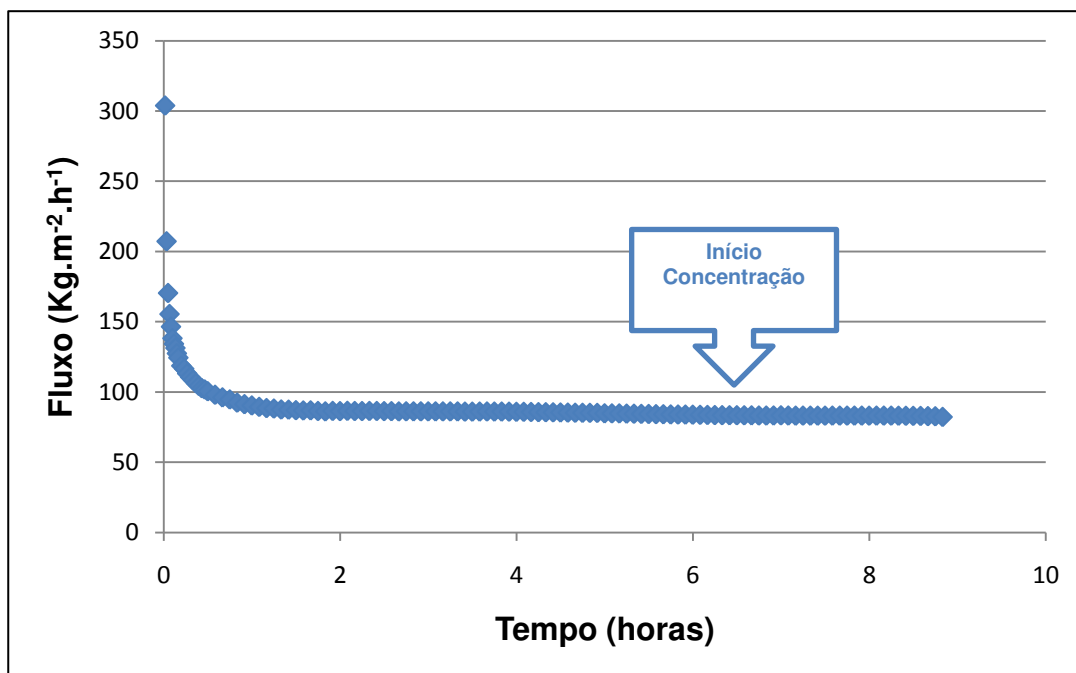


Figura 8.9. Curva de fluxo acumulado para diafiltração e concentração, com membrana de PES 50 kDa e pressão de 0,8 bar e velocidade de escoamento de 6 m/s ($\text{FC}=1,50$), de polpa de mamão *in natura*.

Tabela 8.10. Dados experimentais para concentração com posterior diafiltração, utilizando membrana de PES 50 kDa, pressão de 1,5 bar e velocidade de escoamento de 6 m/s ($\text{FC}=1,50$) para polpa de mamão *in natura*.

Tempo (horas)	Massa Permeado (Kg)	Fluxo pontual ($\text{Kg.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$)	Fluxo acumulado ($\text{Kg.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$)	FC
0,016667	0,085	469,68	234,9	1,01
0,033333	0,125	96,69	172,7	1,01
0,05	0,160	96,69	147,4	1,01
0,066667	0,195	124,31	134,7	1,02
0,083333	0,235	96,69	129,9	1,02
0,1	0,270	96,69	124,3	1,02
0,116667	0,305	96,69	120,4	1,03
0,133333	0,340	96,69	117,4	1,03
0,15	0,375	82,88	115,1	1,03
0,166667	0,405	82,88	111,9	1,04
0,2	0,465	89,78	107,1	1,04

Fim da
Conc. e
início do
ciclo de
Diaf.

0,233333	0,530	82,89	104,6	1,05
0,266667	0,590	75,97	101,9	1,05
0,3	0,645	82,89	99,0	1,06
0,333333	0,705	75,97	97,4	1,06
0,366667	0,760	75,97	95,5	1,07
0,4	0,815	75,97	93,8	1,07
0,433333	0,870	75,97	92,5	1,08
0,466667	0,925	82,88	91,3	1,09
0,5	0,985	77,36	90,7	1,09
0,583333	1,125	77,36	88,8	1,11
0,666667	1,265	77,36	87,4	1,12
0,75	1,405	71,83	86,3	1,14
0,833333	1,535	71,83	84,8	1,15
0,916667	1,665	71,83	83,6	1,16
1	1,795	77,36	82,7	1,18
1,083333	1,935	80,12	82,3	1,20
1,166667	2,080	80,12	82,1	1,21
1,25	2,225	74,60	82,0	1,23
1,333333	2,360	80,12	81,5	1,25
1,416667	2,505	77,36	81,4	1,27
1,5	2,645	80,12	81,2	1,29
1,583333	2,785	80,12	81,0	1,31
1,666667	2,925	80,12	80,8	1,33
1,75	3,065	74,60	80,7	1,35
1,833333	3,200	74,60	80,4	1,37
1,916667	3,335	71,83	80,1	1,39
2	3,465	74,60	79,8	1,42
2,083333	3,600	74,60	79,6	1,44
2,166667	3,735	71,83	79,4	1,46
2,25	3,865	55,26	79,1	1,49
2,333333	3,965	46,97	78,3	1,51
2,416667	4,050	74,60	77,2	1,52
2,5	4,185	74,60	77,1	1,55
2,583333	4,320	74,60	77,0	1,58
2,666667	4,455	74,60	76,9	1,61
2,75	4,575	74,60	76,6	1,63
2,833333	4,710	71,83	76,6	1,66
2,916667	4,845	74,60	76,5	1,70
3	4,975	74,60	76,4	1,73
3,083333	5,110	74,60	76,3	1,76
3,166667	5,245	69,07	76,3	1,80
3,25	5,380	74,60	76,2	1,84
3,333333	5,505	74,60	76,1	1,87
3,416667	5,640	80,12	76,0	1,92
3,5	5,775	74,60	76,0	1,96

3,583333	5,915	71,83	76,0	2,01
3,666667	6,050	74,60	76,0	2,05
3,75	6,180	80,12	75,9	2,10
3,833333	6,315	74,60	75,9	2,15
3,916667	6,455	74,60	75,9	2,21
4	6,590	74,60	75,9	2,26
4,083333	6,725	74,60	75,8	2,33
4,166667	6,860	80,12	75,8	2,39
4,25	7,000	80,12	75,8	2,46
4,333333	7,145	69,07	75,9	2,53
4,416667	7,270	74,60	75,8	2,60
4,5	7,405	74,60	75,8	2,68
4,583333	7,540	71,83	75,8	2,77
4,666667	7,670	71,83	75,7	2,86
4,75	7,800	71,83	75,6	2,95
4,833333	7,930	66,31	75,6	3,05
4,916667	8,050	80,12	75,4	3,15
5	8,190	80,12	75,4	3,27
5,083333	8,330	74,60	75,5	3,40
5,166667	8,465	85,65	75,4	3,54
5,25	8,620	71,83	75,6	3,71
5,333333	8,750	74,60	75,6	3,87
5,416667	8,885	74,60	75,5	4,05
5,5	9,020	82,89	75,5	4,24
5,583333	9,170	80,12	75,6	4,49
5,666667	9,315	80,12	75,7	4,75
5,75	9,450	74,60	75,7	5,02
5,833333	9,590	74,60	75,7	5,34
5,916667	9,725	77,36	75,7	5,69
6	9,870	74,60	75,8	6,11
6,083333	10,010	80,12	75,8	6,59
6,166667	10,150	77,36	75,8	7,15
6,25	10,290	77,36	75,8	7,81
6,333333	10,430	77,36	75,8	8,61
6,416667	10,580	77,36	75,9	9,67
6,5	10,720	82,89	75,9	10,93
6,583333	10,855	77,36	75,9	12,49
6,666667	11,000	74,60	76,0	14,75
6,75	11,140	80,12	76,0	17,88
6,833333	11,280	77,36	76,0	22,69

6,916667	11,425	77,36	76,1	31,47
7	11,565	80,12	76,1	50,21
7,083333	11,715	77,36	76,2	138,82

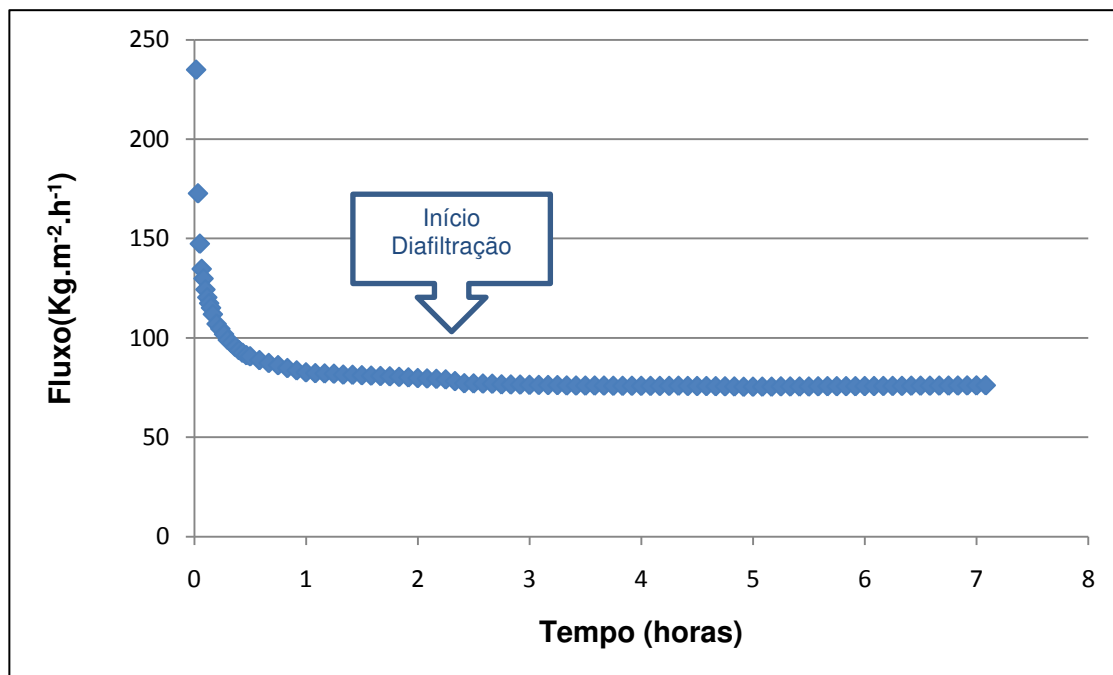


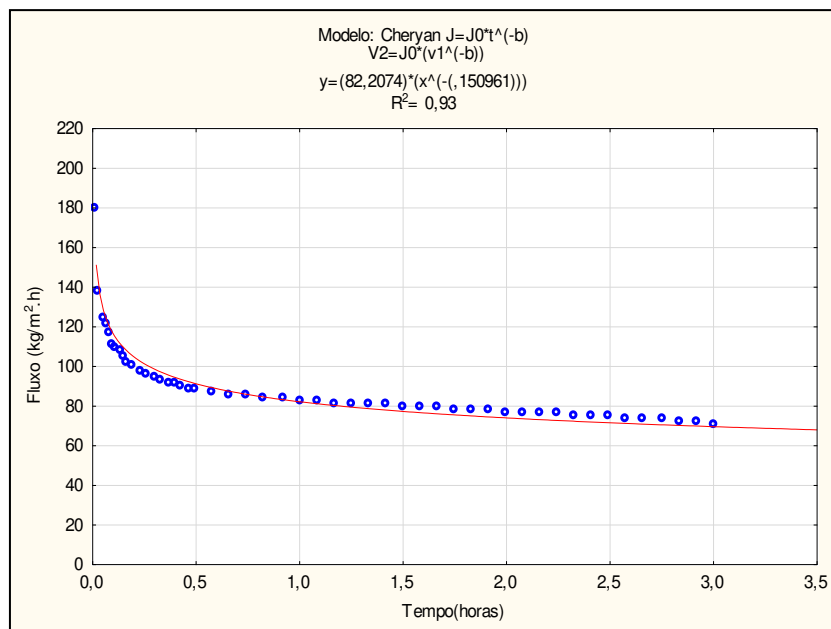
Figura 8.10. Curva de fluxo acumulado para concentração e diafiltração, com membrana de PES 50 kDa e pressão de 0,8 bar e velocidade de escoamento de 6 m/s ($FC=1,50$), de polpa de mamão *in natura*.

8.2. Apêndice B : Ajuste ao modelo matemático baseado nos modelos de Cheryan (1998).

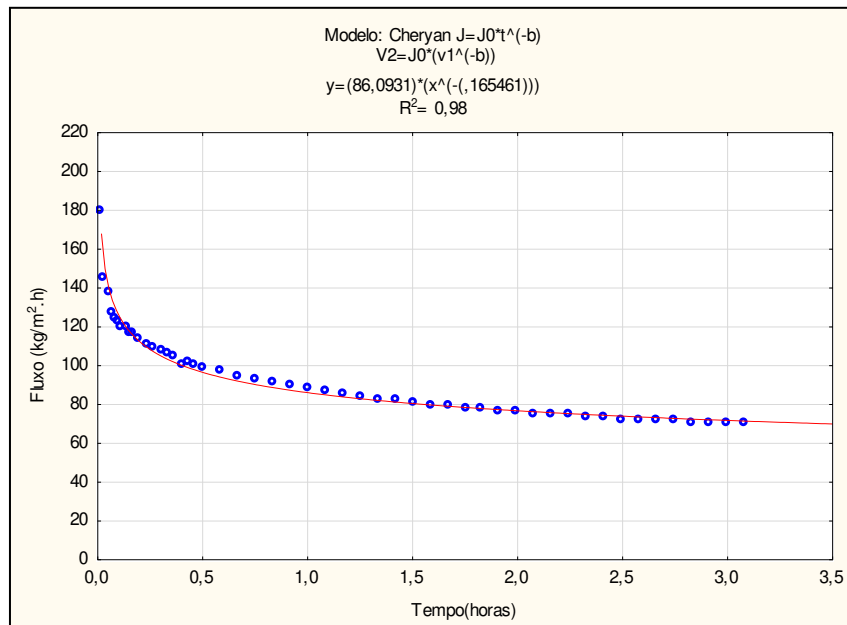
8.2.1. Resultados para o modelo $J_t = J_0 t^{-b}$

Figuras 8.11. Gráficos de modelagem - PS 100kDa

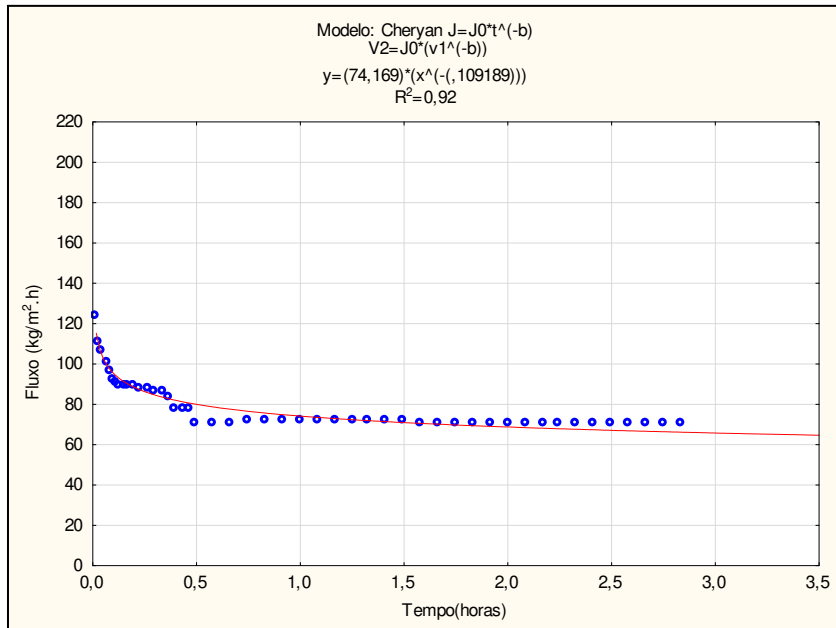
Corrida 1



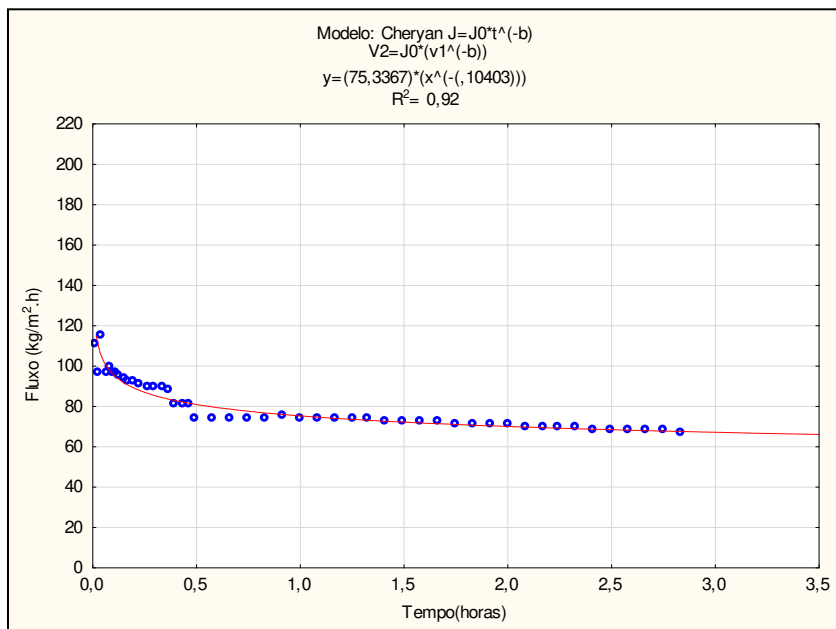
Corrida utilizando polpa tratada enzimaticamente.



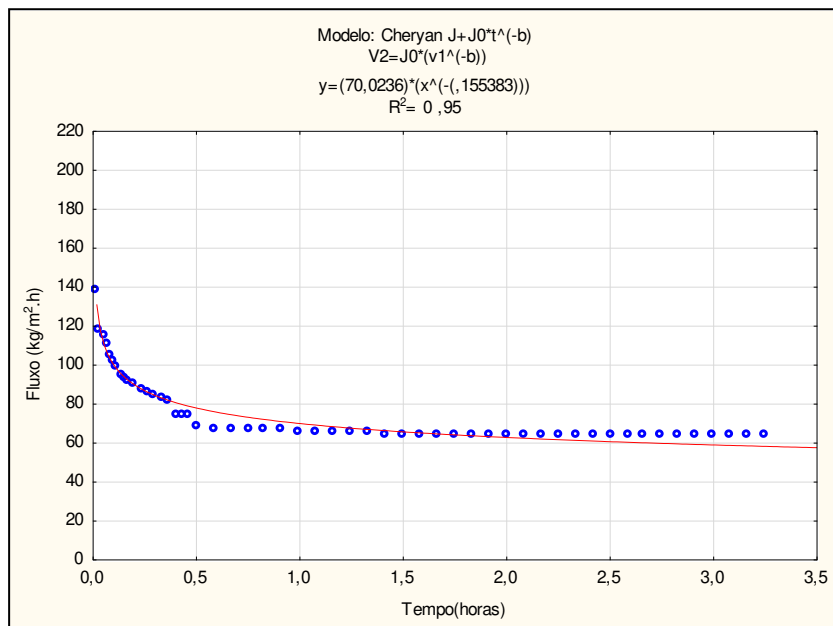
Corrida 2.



Corrida 3.

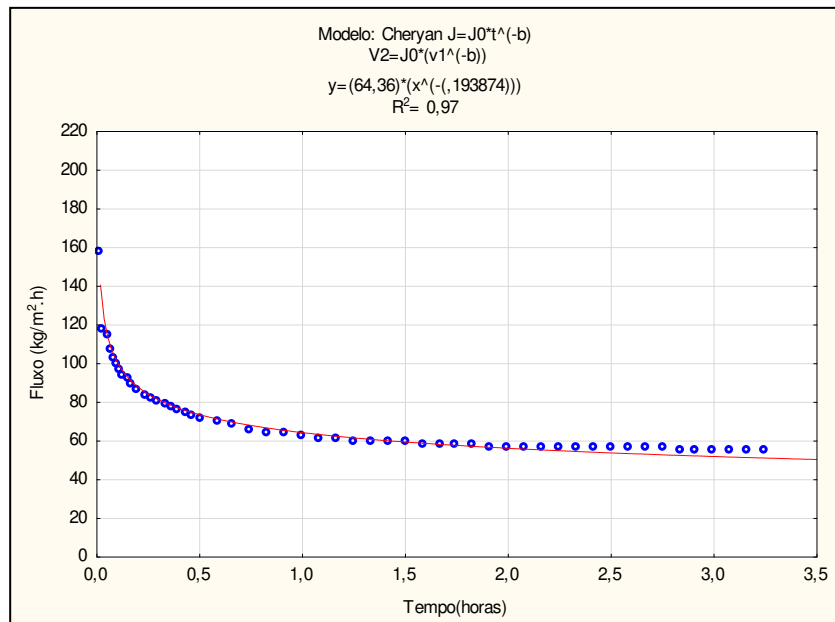


Corrida 4.

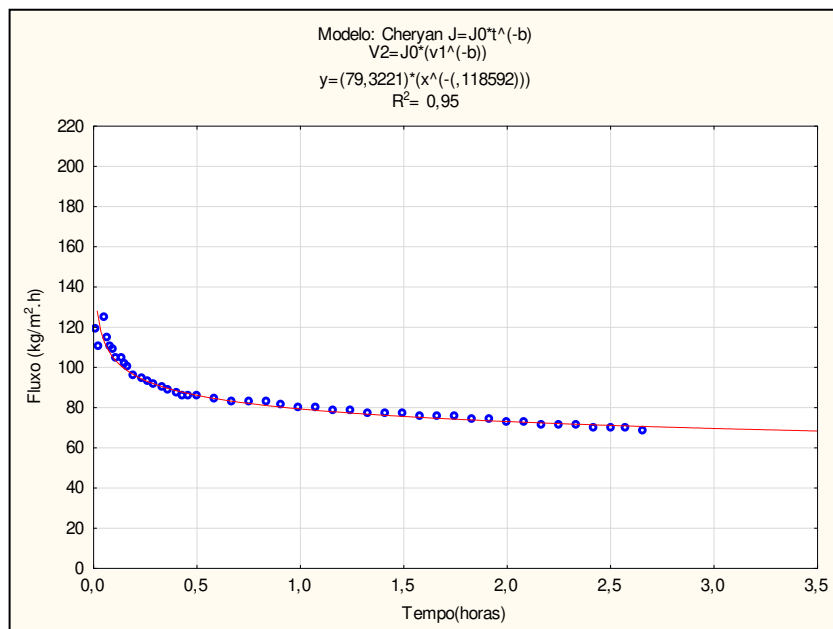


Figuras 8.12. Gráficos de modelagem - PES 50kDa

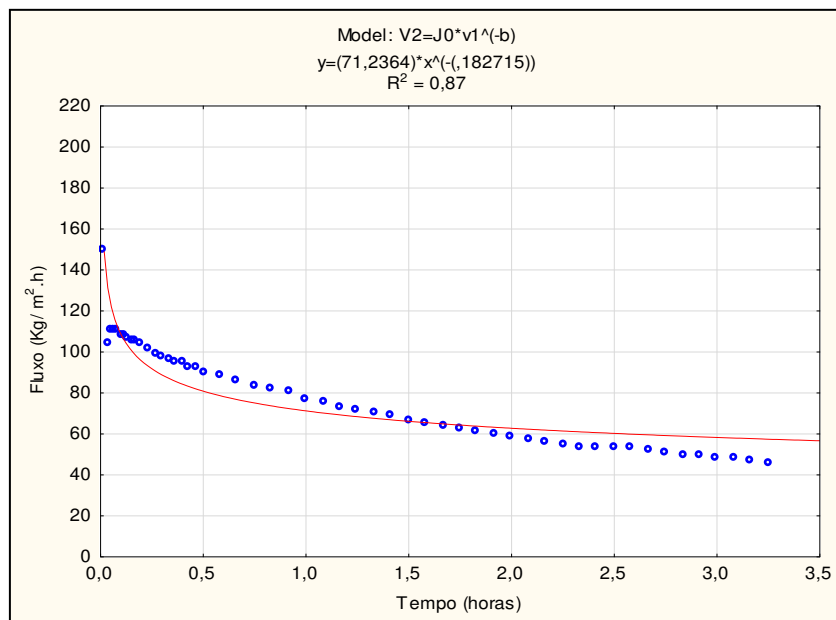
Corrida 5.



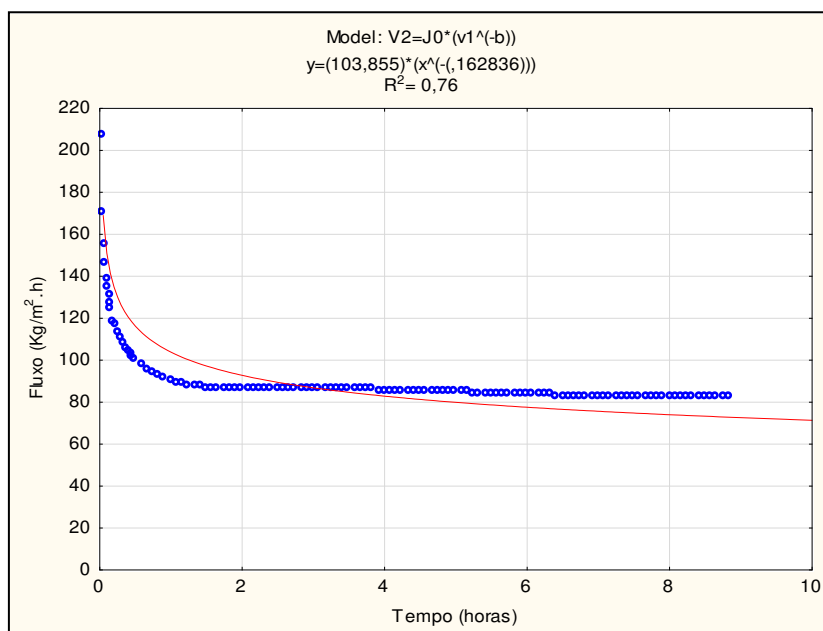
Corrida 6.



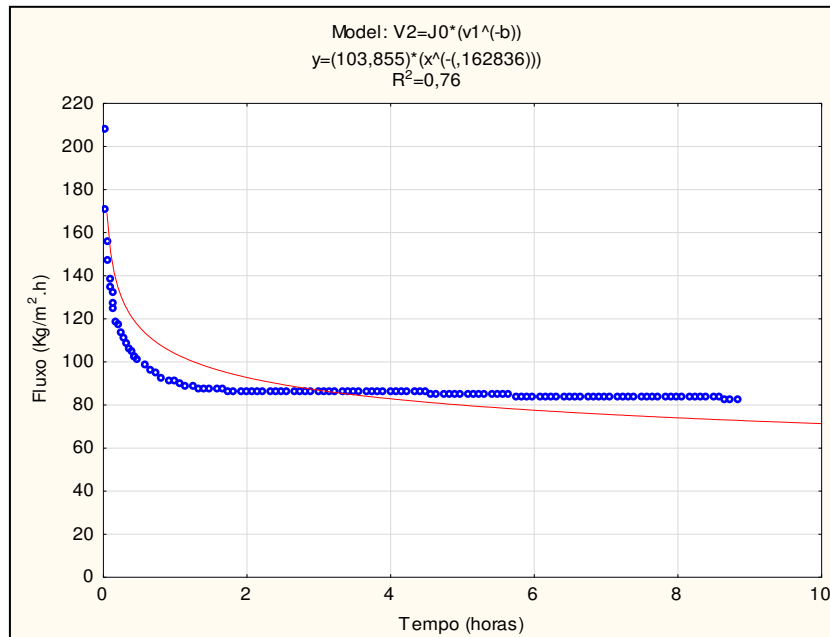
Corrida 7.



Diafiltração com posterior concentração.



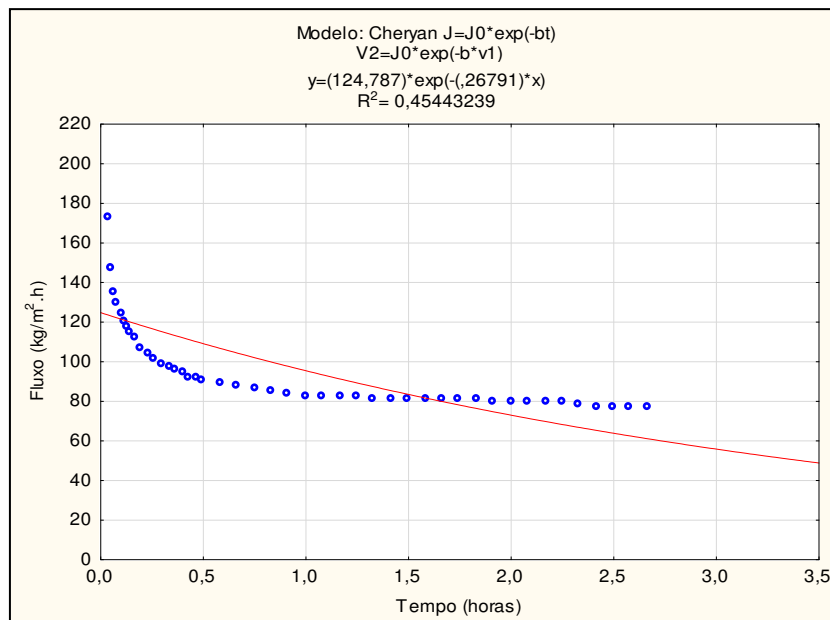
Concentração com posterior diafiltração.



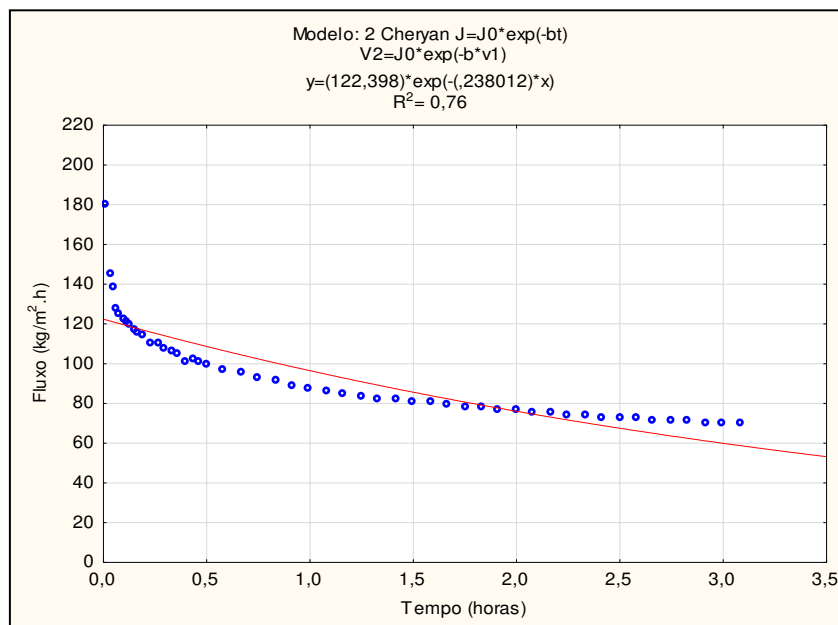
8.2.2 Resultados para o modelo $J_t=J_0e^{-bt}$

Figuras 8.13. Gráficos de modelagem - PS 100kDa

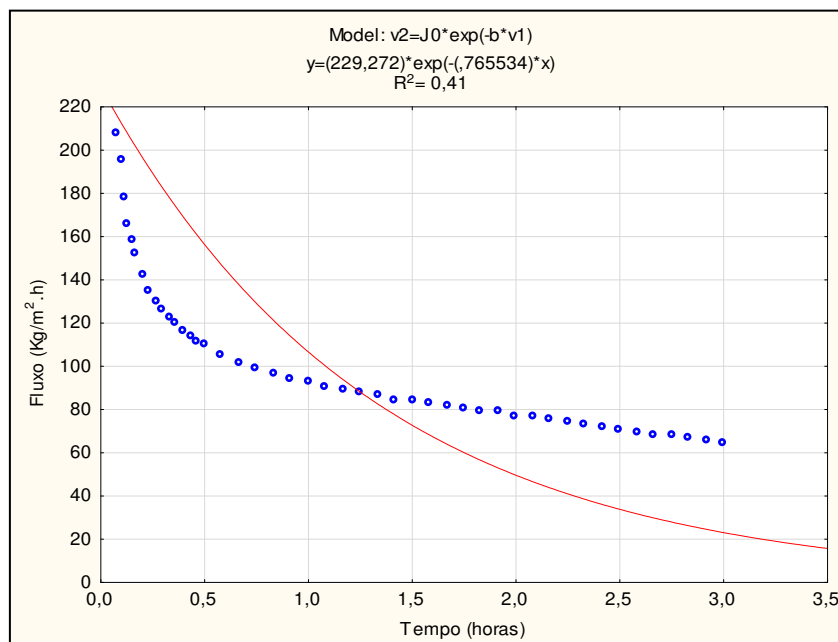
Corrida 1.



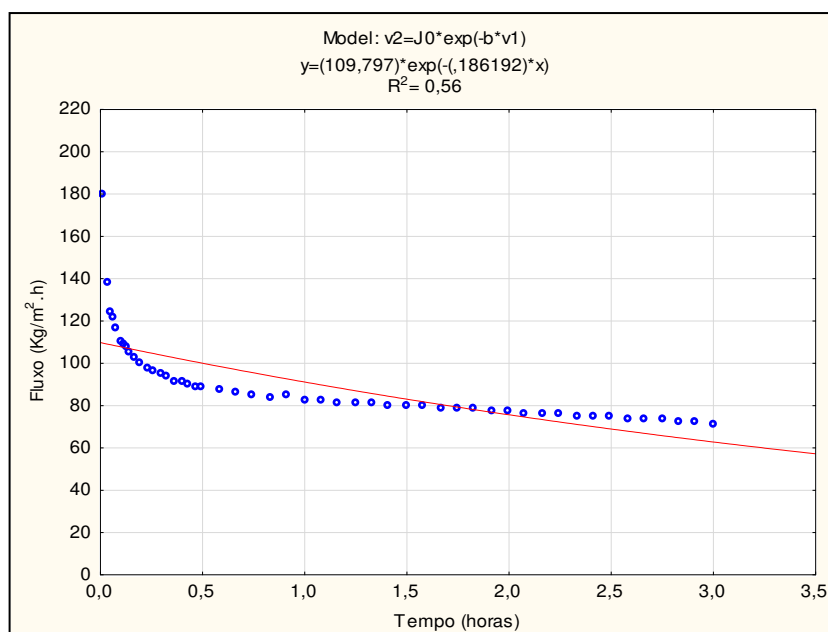
Corrida com polpa tratada enzimaticamente.



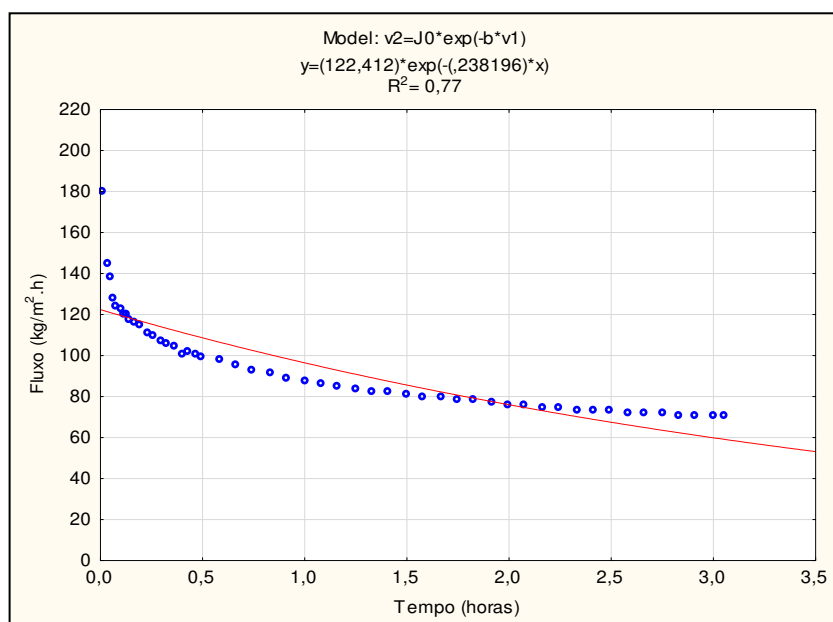
Corrida 2.



Corrida 3.

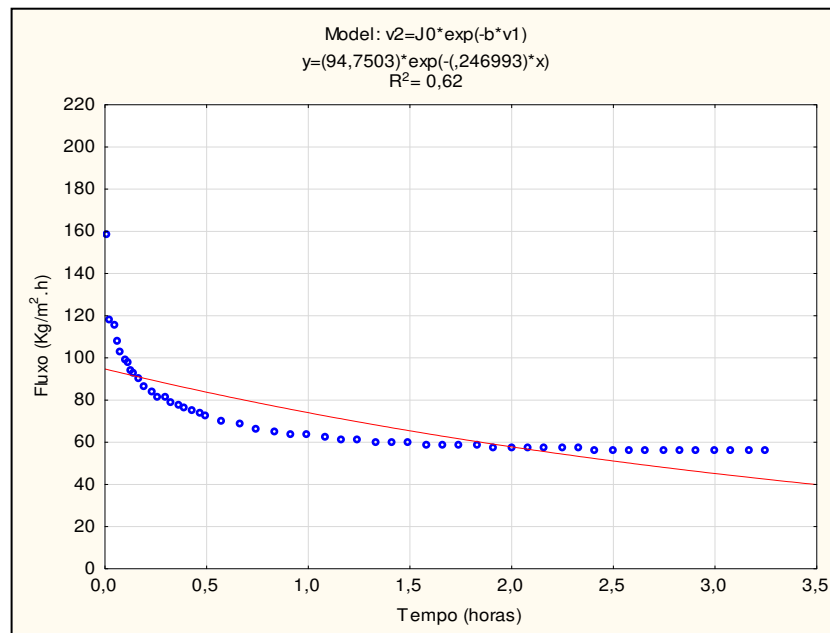


Corrida 4.

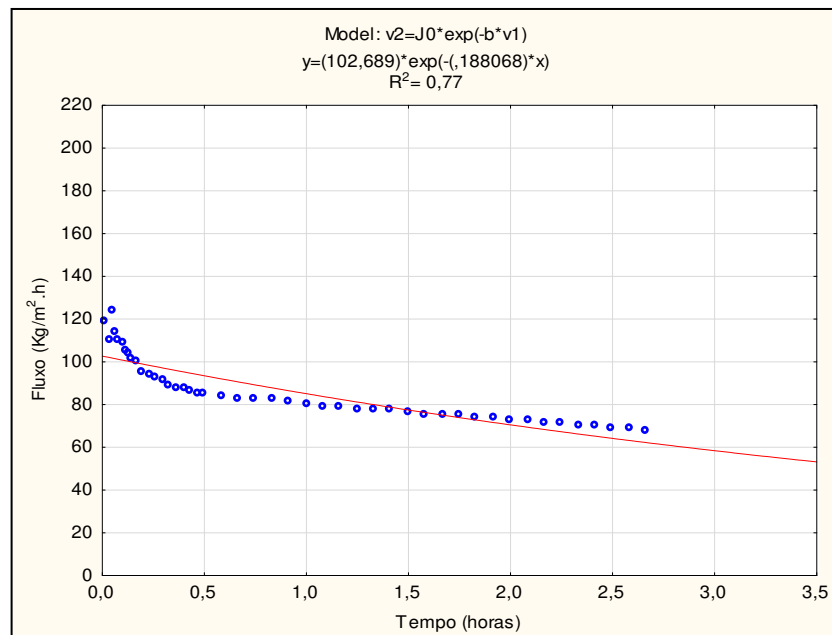


Figuras 8.14. Gráficos de modelagem - PES 50kDa

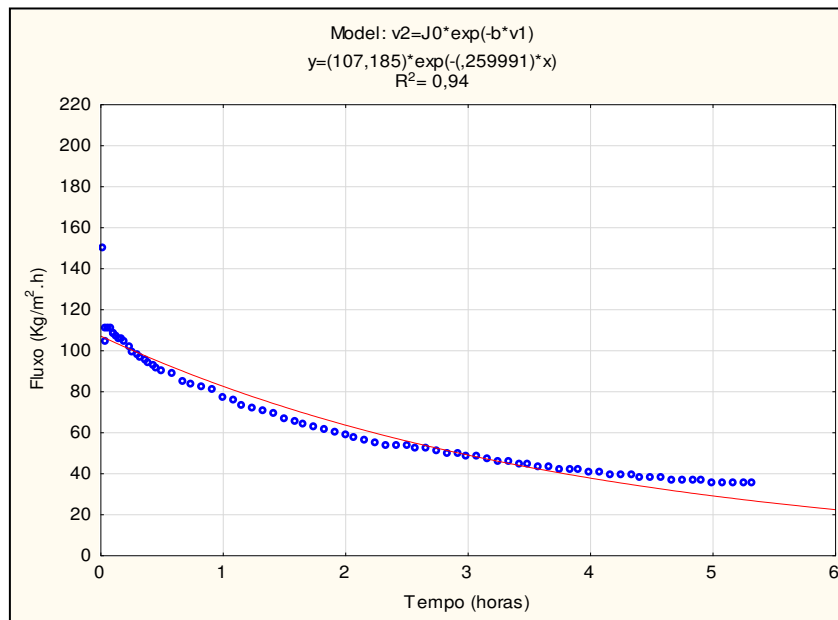
Corrida 5.



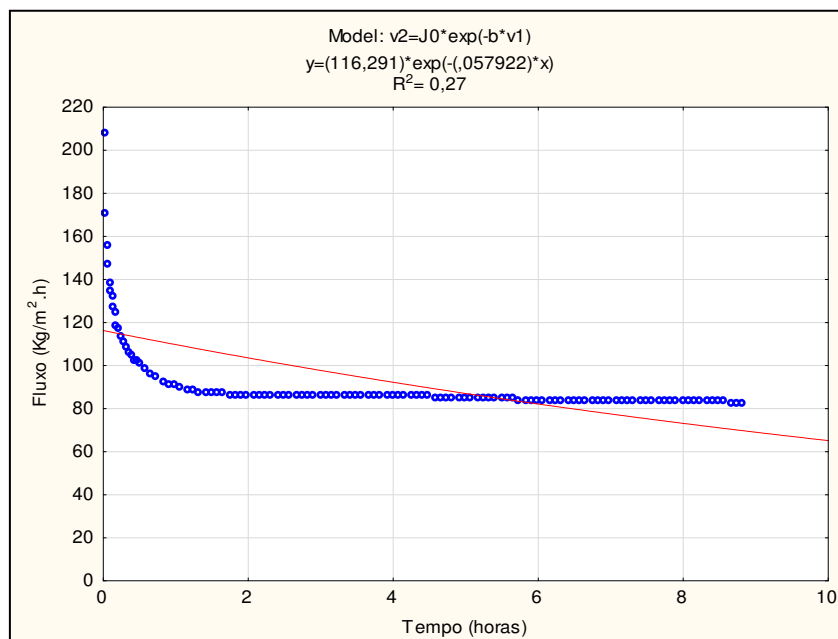
Corrida 6.



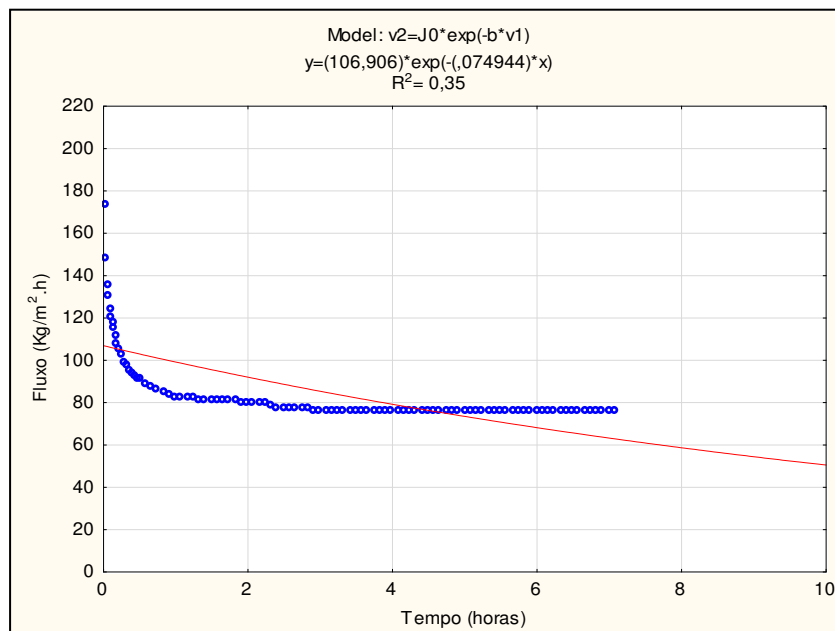
Corrida 7.



Diafiltração com posterior concentração.



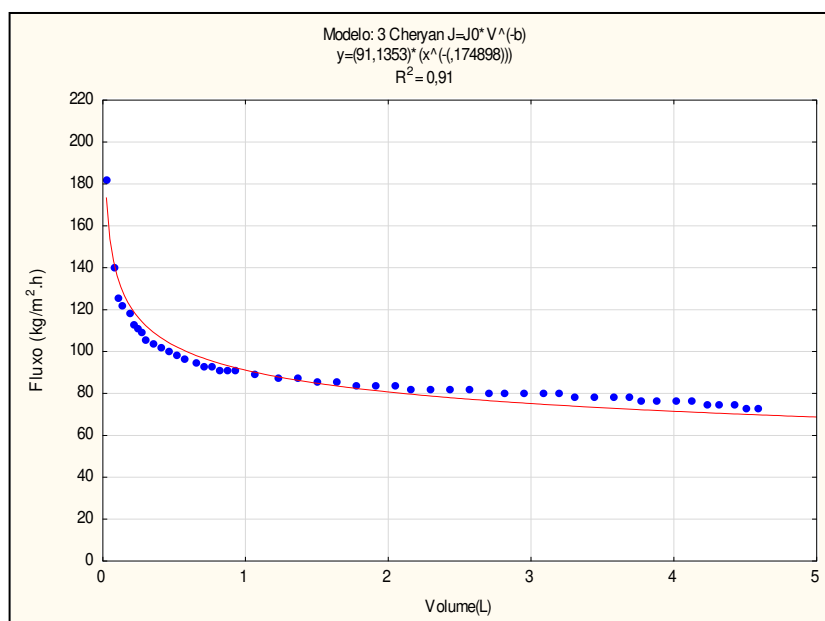
Concentração com posterior diafiltração.



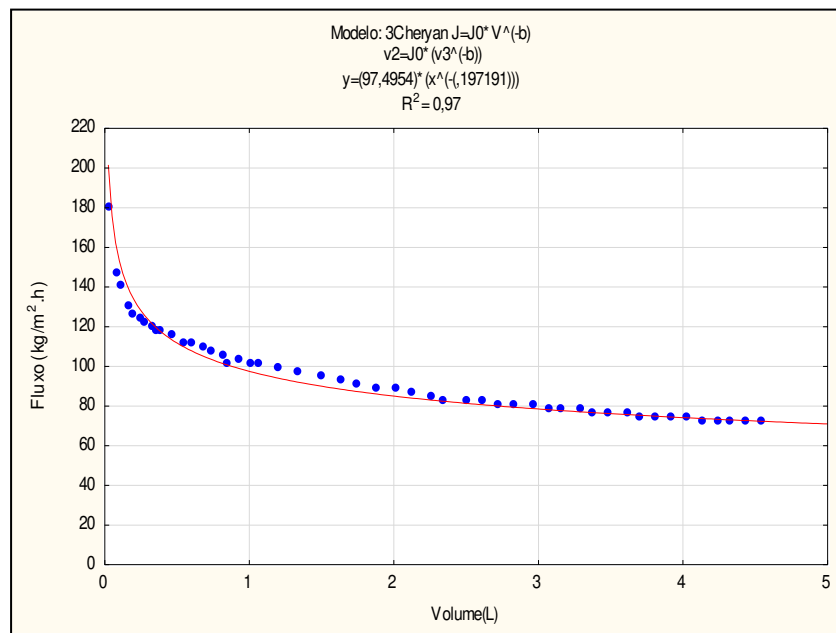
8.2.3 Resultados para o modelo $J_t = J_0 V^{-b}$

Figuras 8.15. Gráficos de modelagem - PS 100kDa

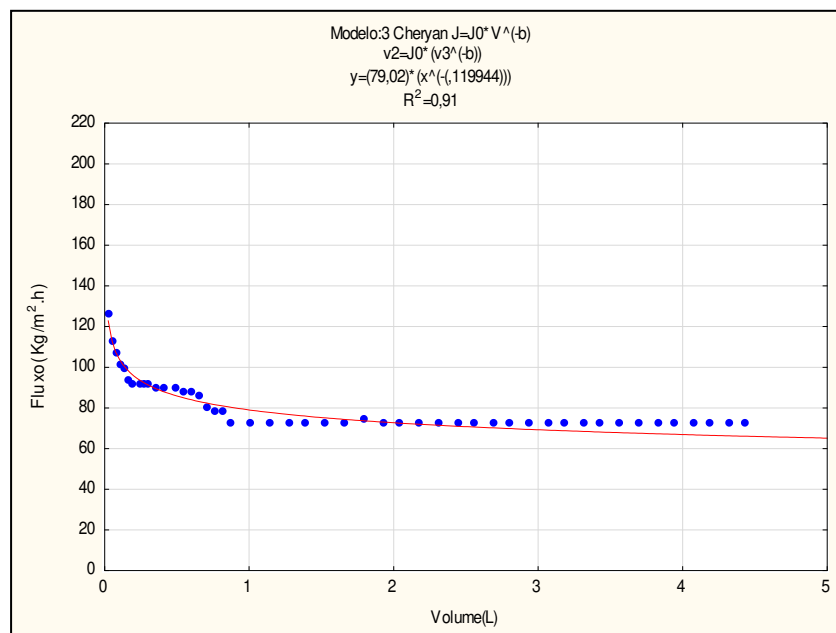
Corrida 1.



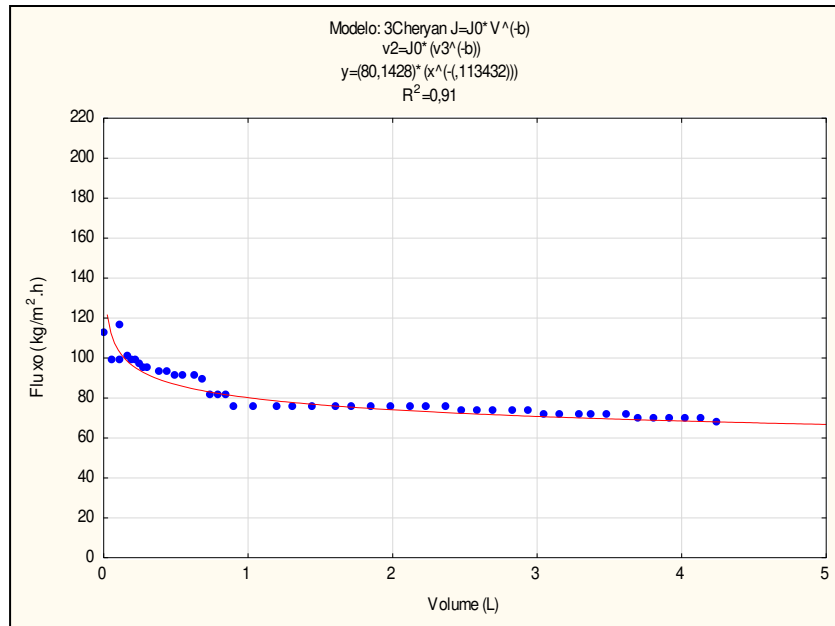
Corrida com polpa tratada enzimaticamente.



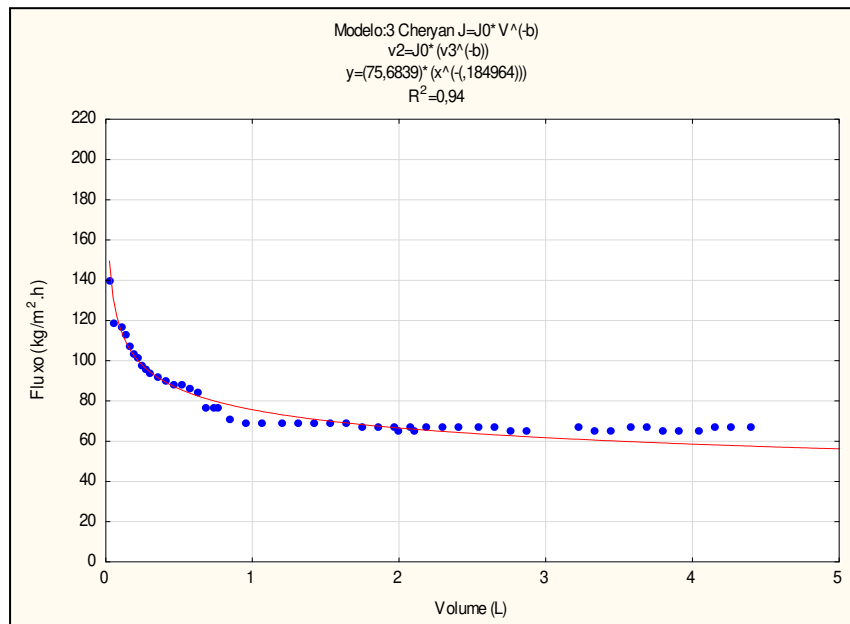
Corrida 2.



Corrida 3.

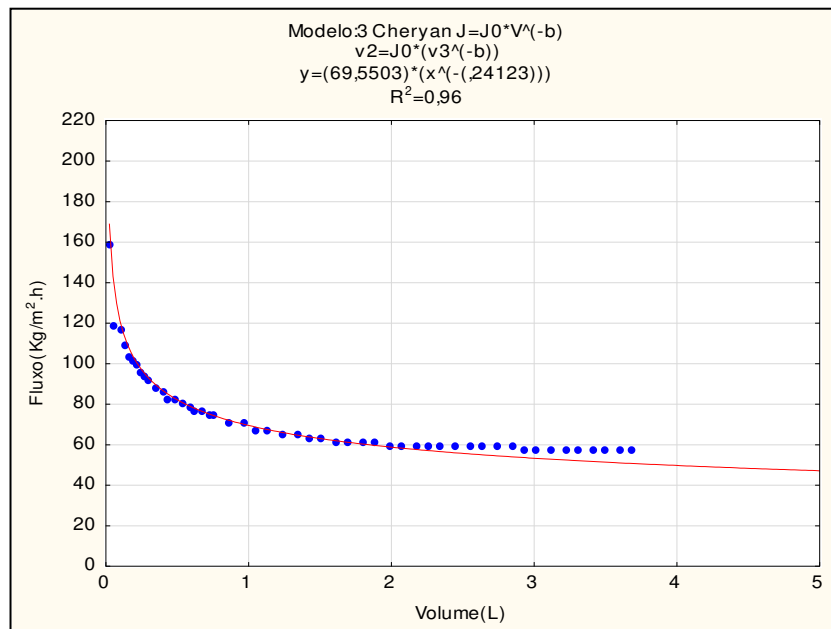


Corrida 4.

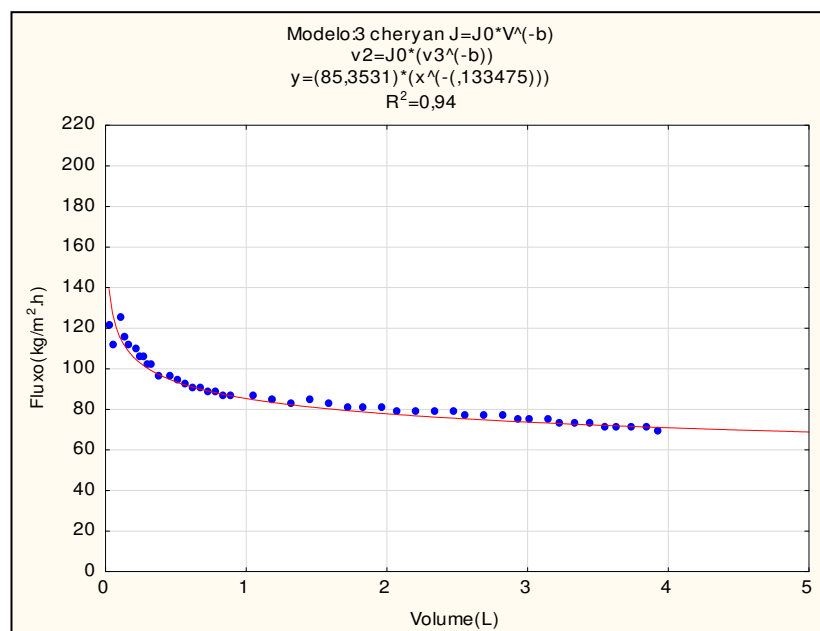


Figuras 8.16. Gráficos de modelagem - PES 50kDa

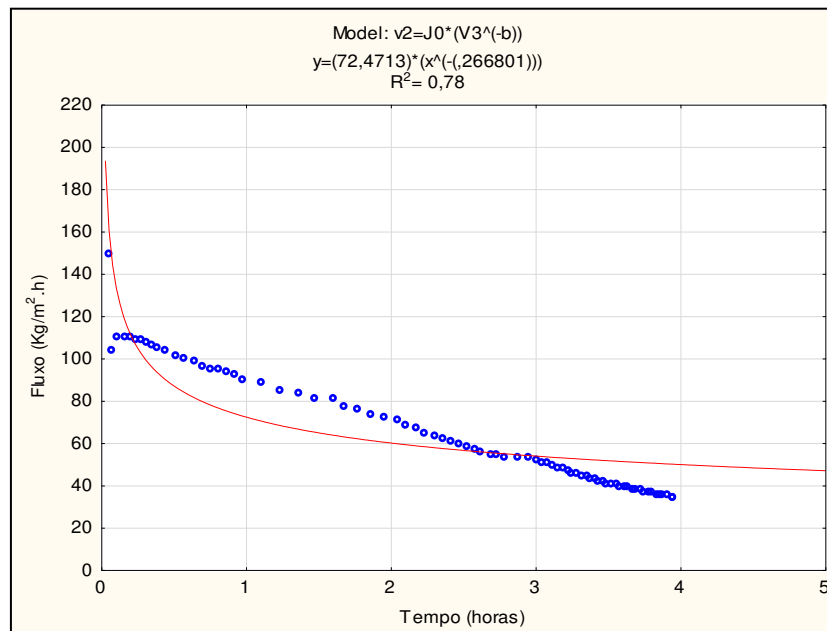
Corrida 5.



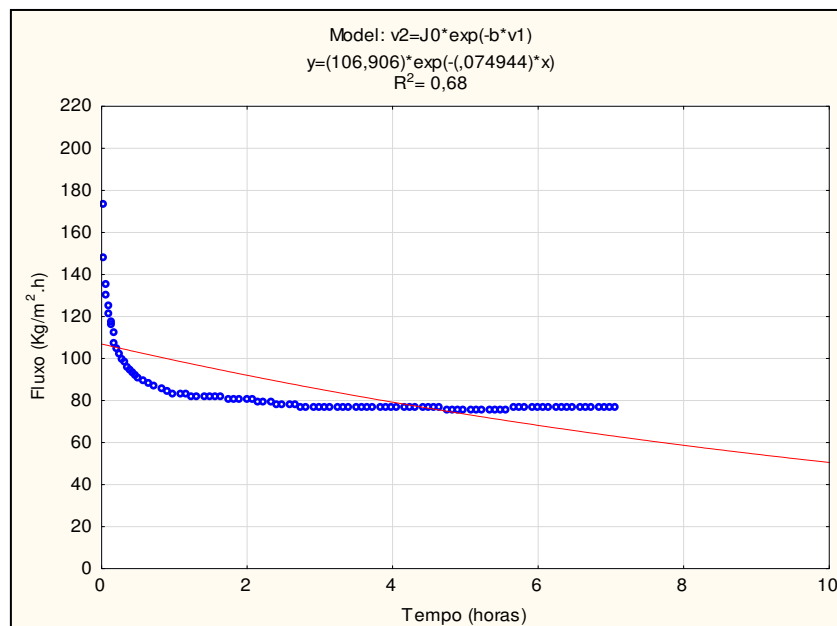
Corrida 6.



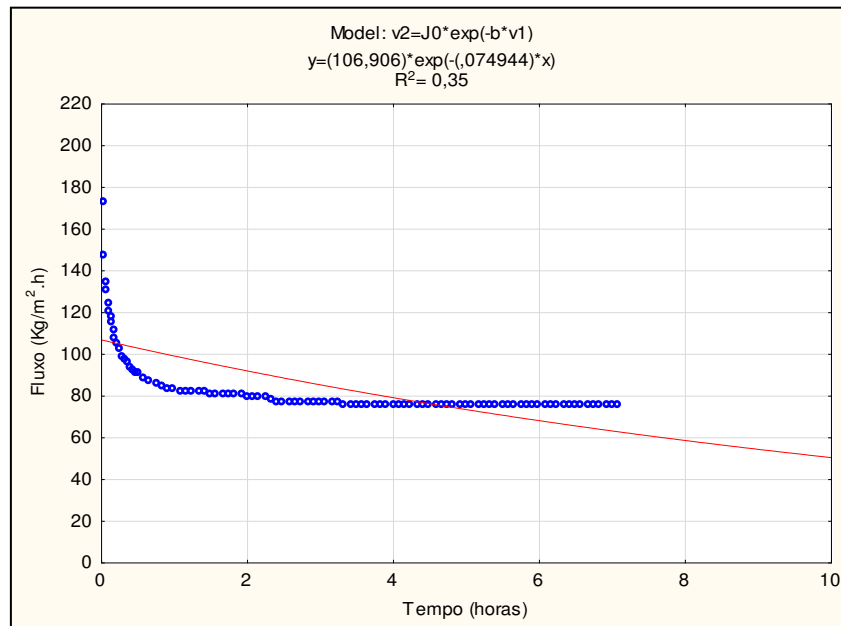
Corrida 7.



Diafiltração com posterior concentração.



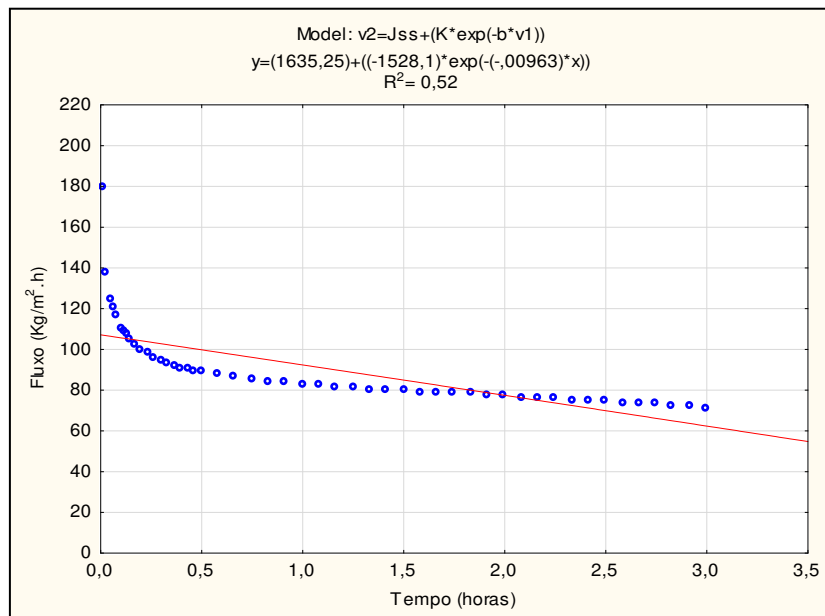
Concentração com posterior diafiltração



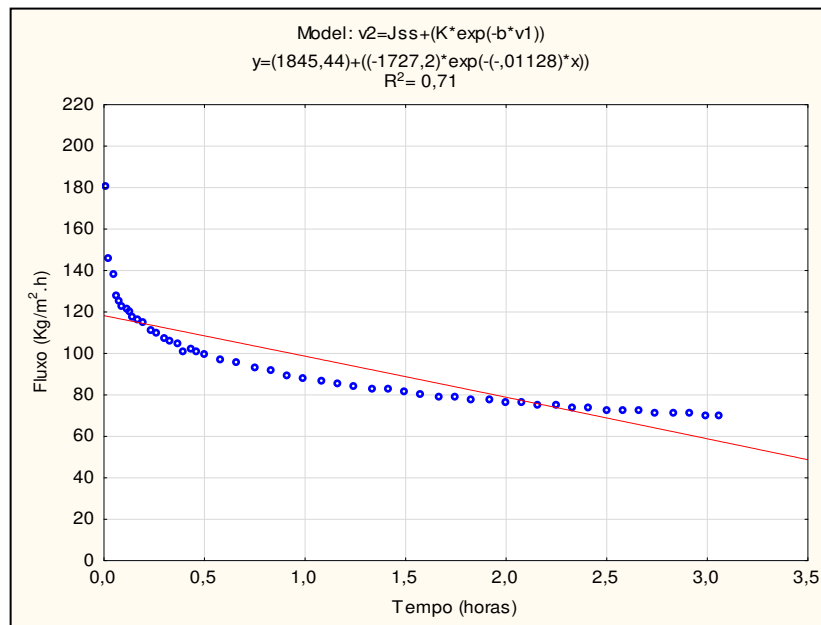
8.2.4 Resultados para o modelo $J_t = J_{ss} + K e^{-bt}$

Figuras 8.17. Gráficos de modelagem - PS 100kDa

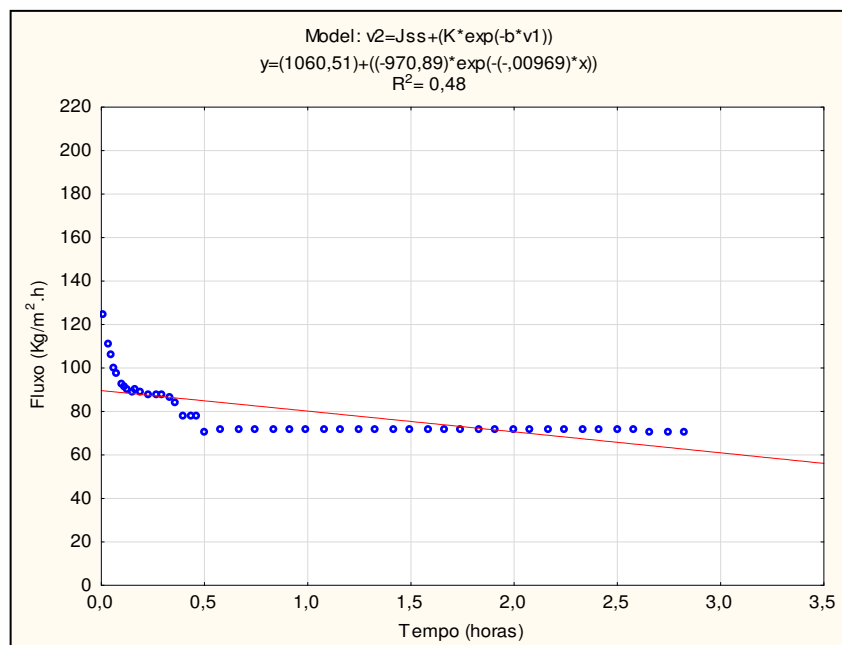
Corrida 1.



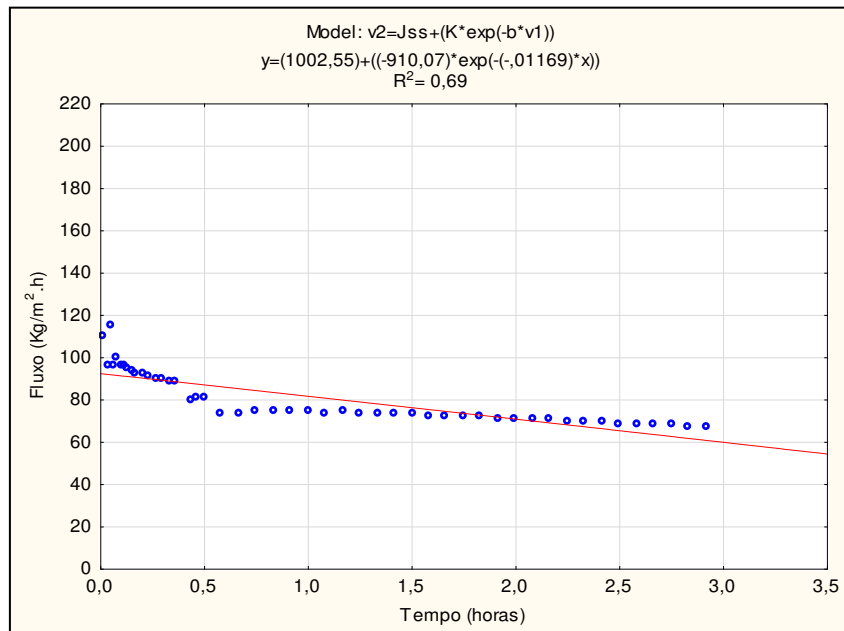
Corrida com polpa tratada enzimaticamente.



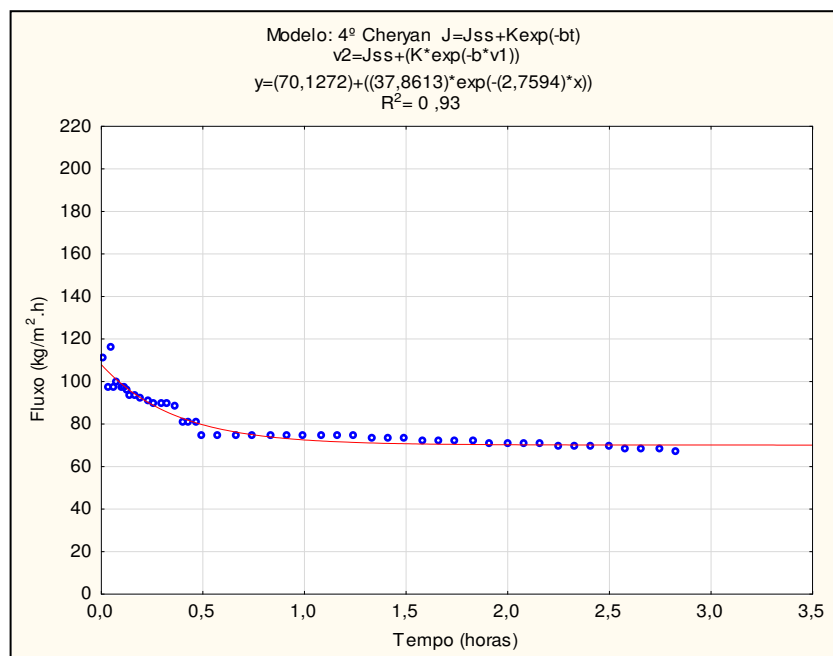
Corrida 2.



Corrida 3.

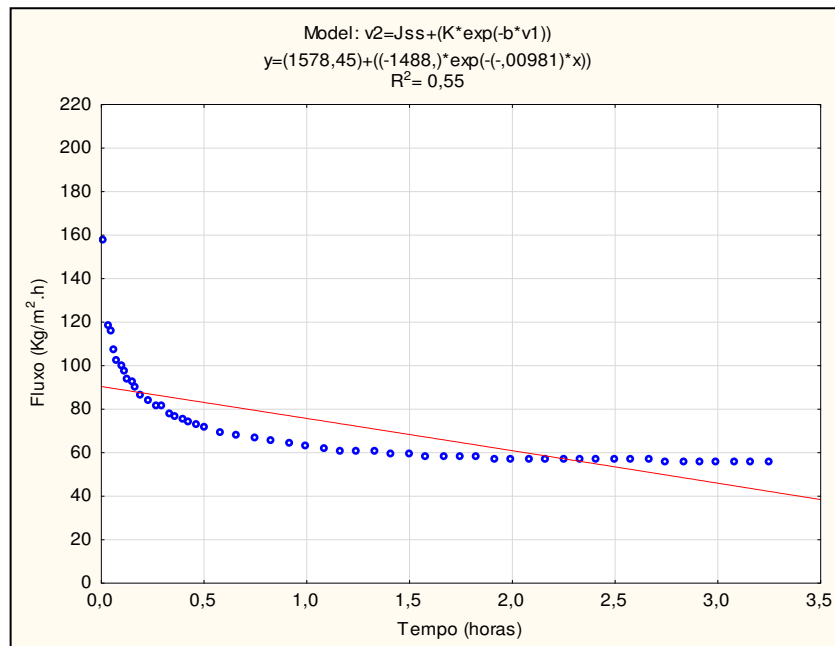


Corrida 4.

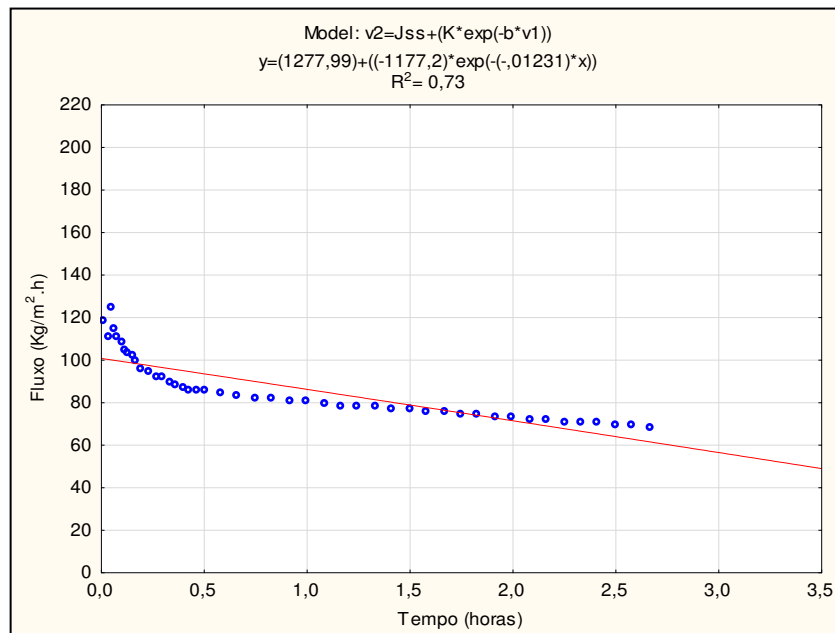


Figuras 8.18. Gráficos de modelagem - PES 50kDa

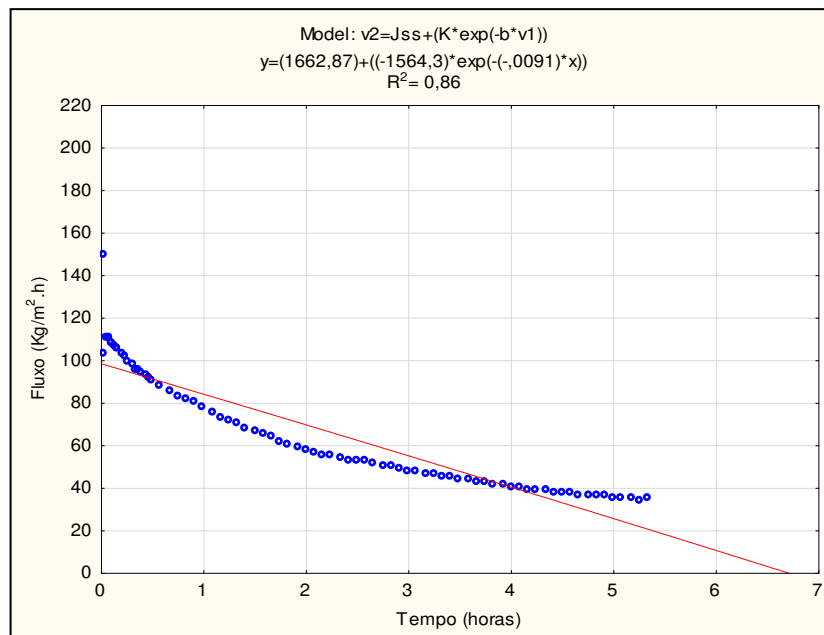
Corrida 5.



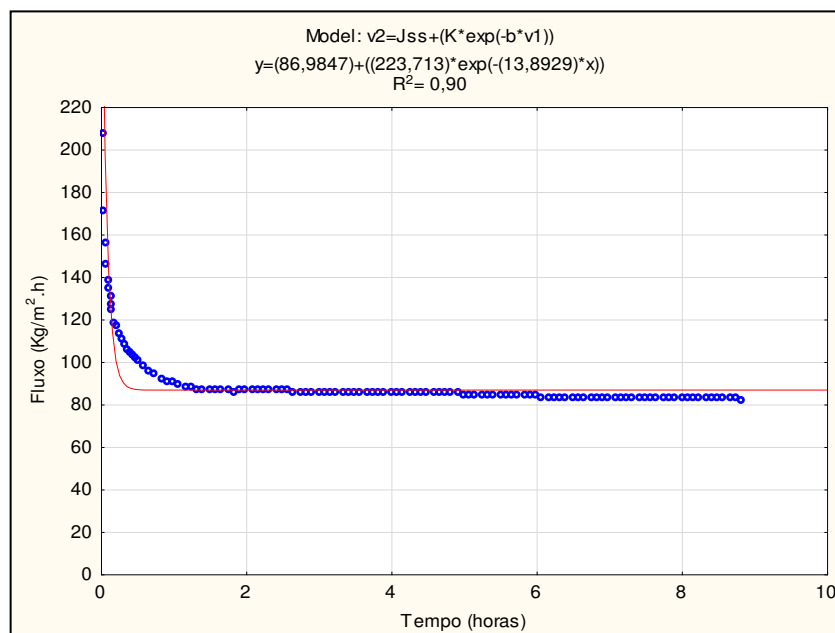
Corrida 6.



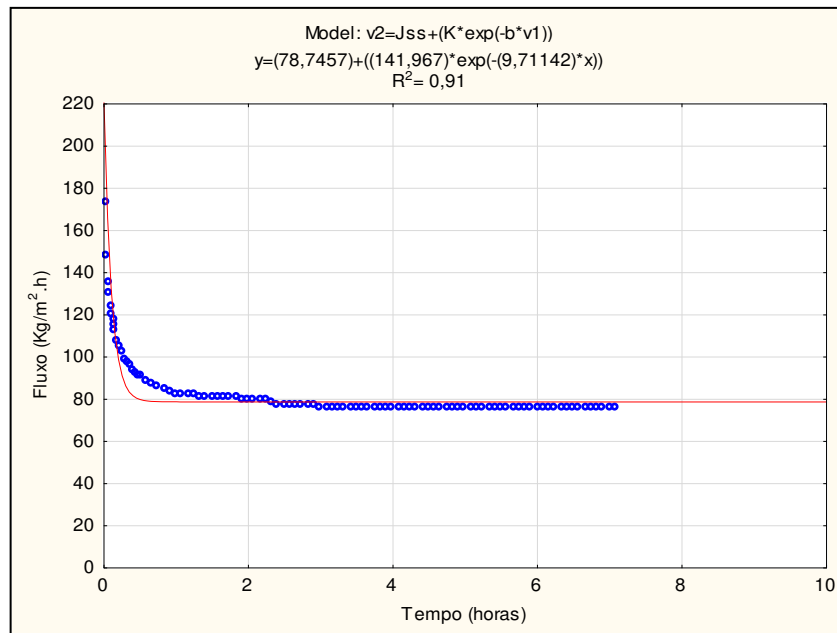
Corrida 7.



Diafiltração com posterior concentração.



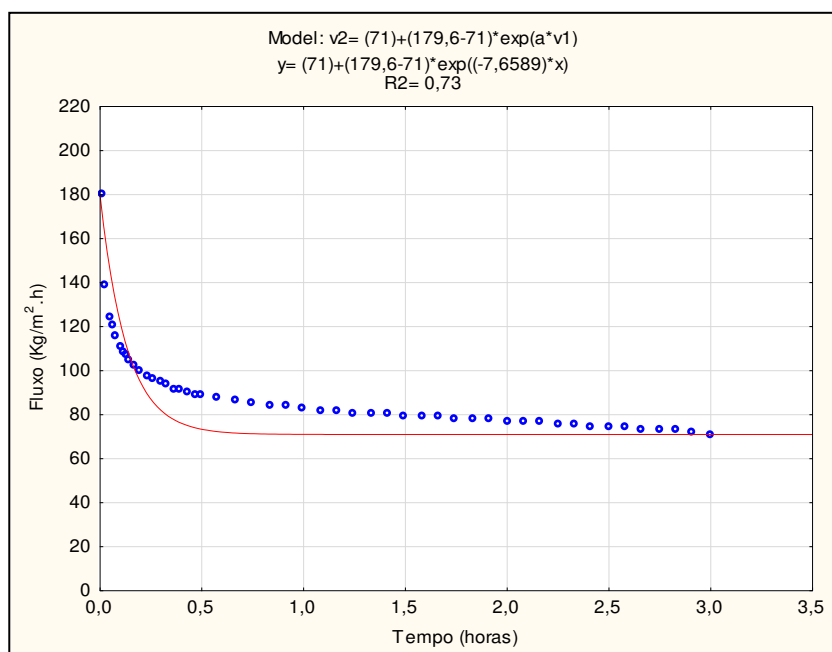
Concentração com posterior diafiltração.



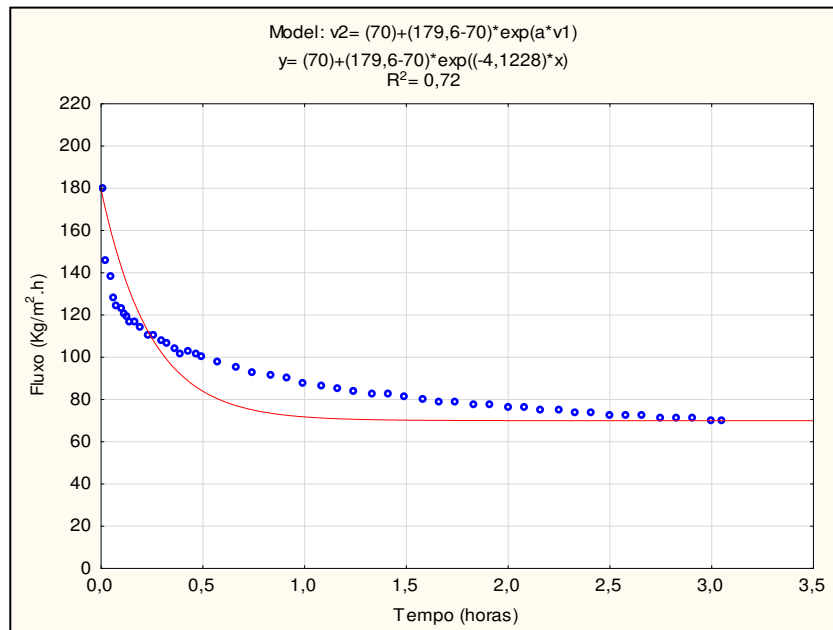
8.3. Apêndice C: Ajuste ao modelo matemático de Girard e Fukumoto (2000).

Figuras 8.19. Gráficos de modelagem para a Teoria da Renovação da Superfície - PS 100kDa

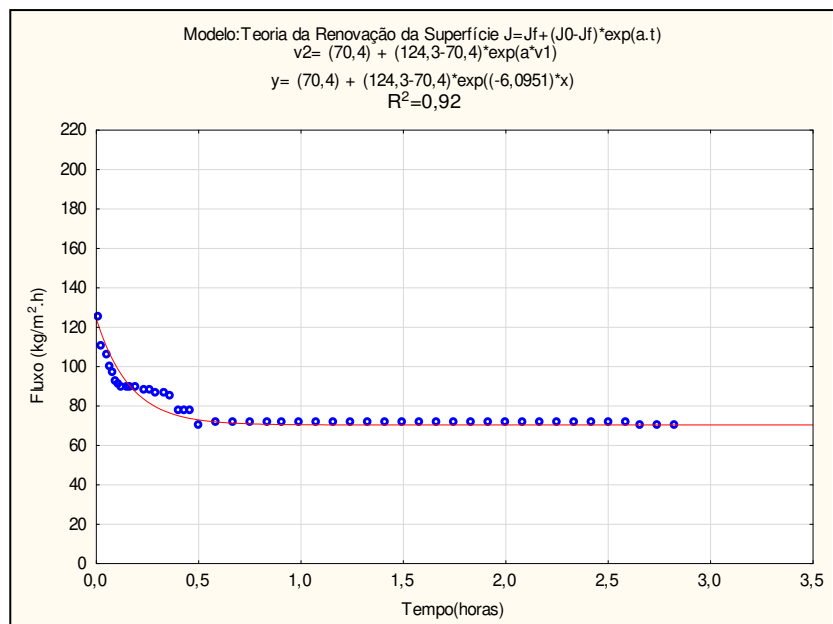
Corrida 1.



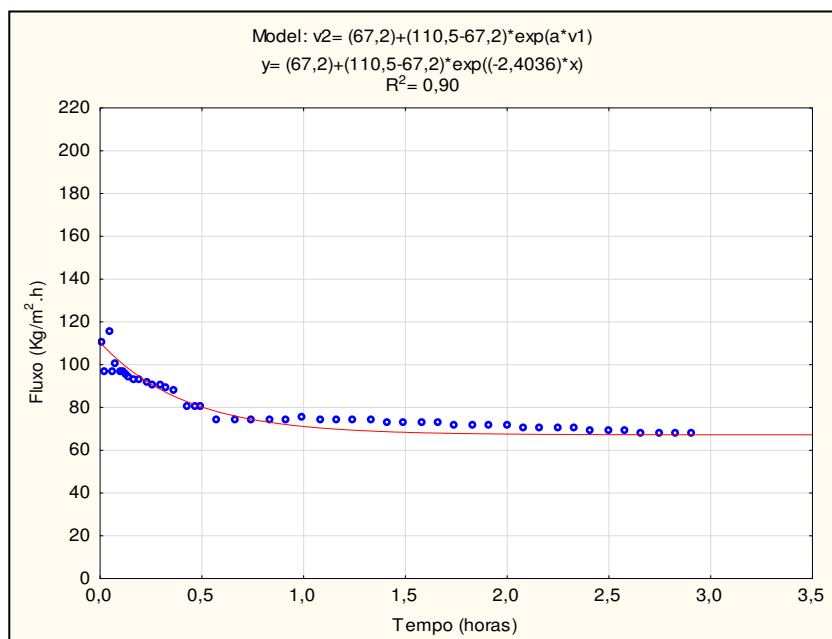
Corrida com polpa tratada enzimaticamente.



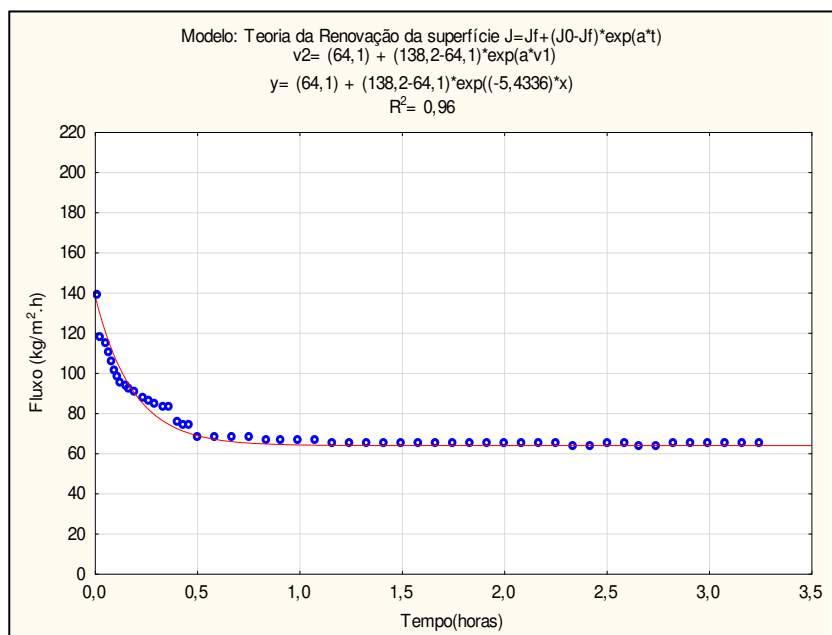
Corrida 2.



Corrida 3.

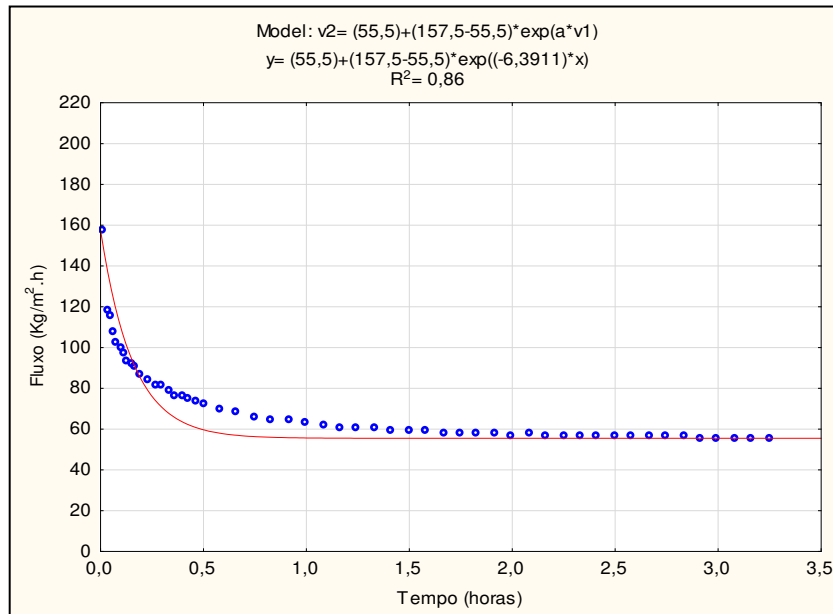


Corrida 4.

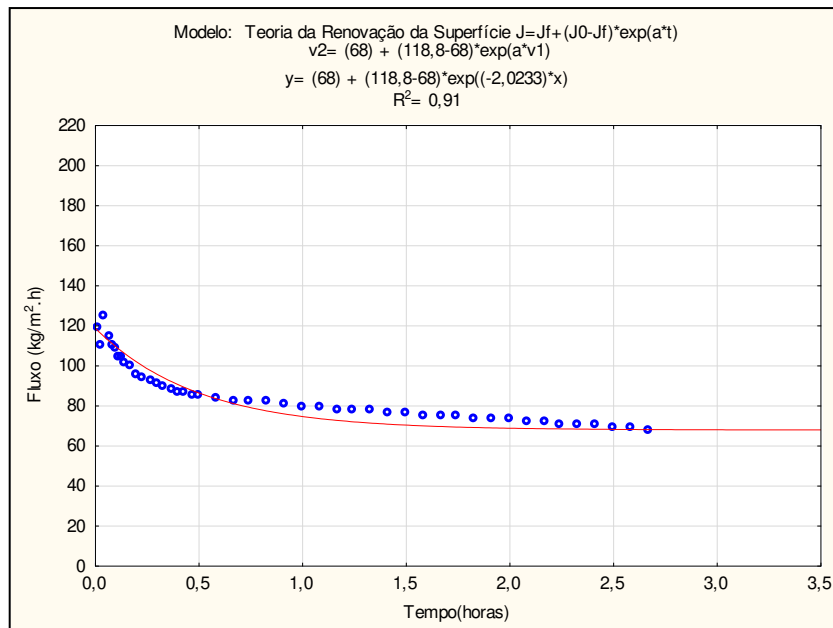


Figuras 8.20. Gráficos de modelagem para a Teoria da Renovação da Superfície - PES 50kDa.

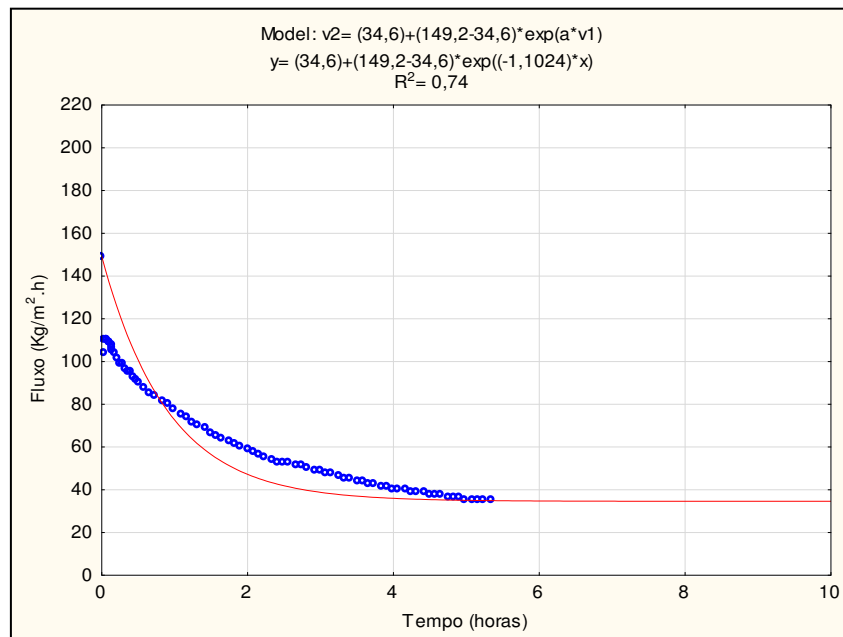
Corrida 5.



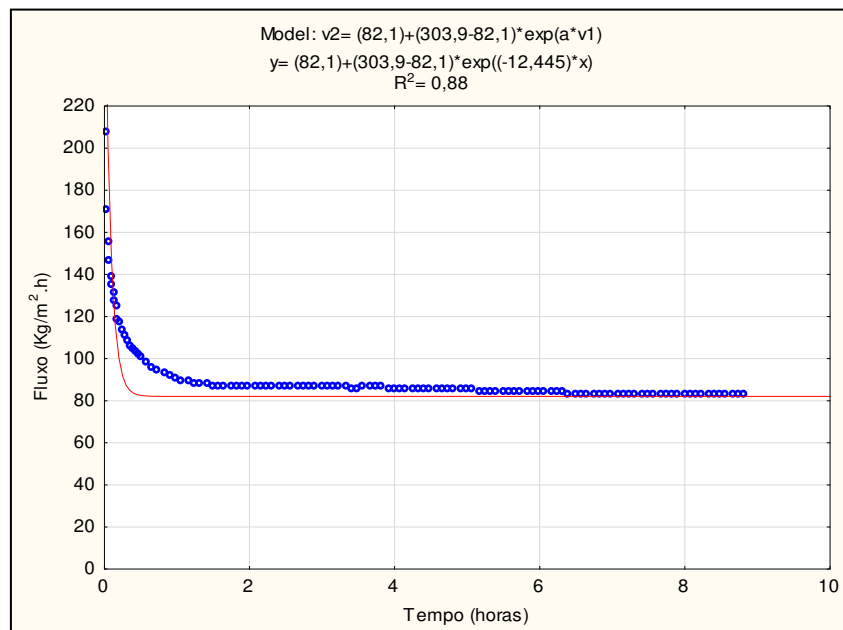
Corrida 6.



Corrida 7.



Diafiltração com concentração.



Concentração com posterior diafiltração.

