

CARINY MARIA POLESCA DE FREITAS

**PECTINA DA CASCA DO MARACUJÁ (*Passiflora edulis flavicarpa*):
OTIMIZAÇÃO DA EXTRAÇÃO E VIABILIDADE TÉCNICO-ECONÔMICA DO
PROCESSO**

Dissertação apresentada à Universidade Federal de Viçosa, como parte das exigências do Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química, para obtenção do título de *Magister Scientiae*.

Orientadora: Rita de Cássia Superbi de Sousa

Coorientadores: Fábio de Ávila Rodrigues

Manoela Maciel dos Santos Dias

VIÇOSA - MINAS GERAIS

2020

**Ficha catalográfica preparada pela Biblioteca Central da
Universidade Federal de Viçosa - Campus Viçosa**

T

F866p
2020 Freitas, Cariny Maria Polesca de, 1995-
Pectina da casca do maracujá (*Passiflora edulis flavicarpa*) :
otimização da extração e viabilidade técnico-econômica do processo /
Cariny Maria Polesca de Freitas. - Viçosa, MG, 2020.
101f. : il. (algumas color.) ; 29 cm.

Orientador: Rita de Cássia Superbi de Sousa.
Dissertação (mestrado) - Universidade Federal de Viçosa.
Referências bibliográficas: f.94-101.

1. Maracujá - Processamento. 2. Superfícies de resposta
(Estatística). 3. Equipamentos - Medição. 4. Extração (Química) -
Subproduto. 5. Estudos de viabilidade. I. Universidade Federal de
Viçosa. Departamento de Química. Programa de Pós-Graduação em
Engenharia Química. II. Título.

CDD 22 ed. 660.2842

CARINY MARIA POLESCA DE FREITAS

**PECTINA DA CASCA DO MARACUJÁ (*Passiflora edulis flavicarpa*):
OTIMIZAÇÃO DA EXTRAÇÃO E VIABILIDADE TÉCNICO-ECONÔMICA DO
PROCESSO**

Dissertação apresentada à Universidade Federal de Viçosa, como parte das exigências do Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química, para obtenção do título de *Magister Scientiae*.

APROVADA: 20 de fevereiro de 2020.

Assentimento:



Cariny Maria Polesca de Freitas
Autora



Rita de Cássia Superbi de Sousa
Orientadora

***“O bom Deus não poderia me inspirar
desejos irrealizáveis.”
(Santa Teresinha do Menino Jesus)***

AGRADECIMENTOS

Primeiramente agradeço a Deus e a Santa Teresinha, por serem luzes divinas que sempre guiam o meu caminho.

Aos meus pais, Célio Afrânio e Maria Antonia, pelo amor incondicional e por não medirem esforços para compartilharmos juntos mais uma conquista! Vocês são a base de tudo!

À minha irmã Keliny e meu cunhado Alan, por me acolherem como filha durante esses dois anos. Obrigada por todo apoio, cuidado e incentivo ao longo dessa jornada. Ao meu sobrinho, Arthur, pelos momentos de alegria e descontração.

À minha irmã, Aliny, por todo carinho e compreensão. Obrigada por sempre acreditar em mim e me apoiar!

Ao meu namorado, Ricardo, pelo companheirismo, cuidado, paciência e dedicação. Você viveu comigo cada minuto desse mestrado e tornou tudo mais leve.

As minhas amigas, por me lembrarem que eu nunca estou só.

À minha madrinha, Ana Cristina, que é minha segunda mãe e uma grande amiga: obrigada por viver os meus sonhos.

À Universidade Federal de Viçosa e ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química, pelas oportunidades concebidas. O presente trabalho foi realizado com apoio da Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior – Brasil (CAPES) – Código de Financiamento 001.

À professora Rita, pela orientação, oportunidade e confiança durante todo este período de convivência.

Aos professores Fábio e Manoela, pela coorientação e auxílio neste trabalho.

Aos demais professores do Programa de Pós-Graduação, em especial Deusanilde, Alexandre e Wagner, por serem sempre solícitos.

Aos demais membros da banca examinadora, Angélica, Demuner e Jane, por serem sempre atenciosos e parte fundamental para conclusão desta etapa.

Ao Ébio, por estar sempre disponível para ajudar.

A todos aqueles que colaboraram, direta ou indiretamente, para realização deste trabalho: muito obrigada!

RESUMO

FREITAS, Cariny Maria Polesca, M.Sc., Universidade Federal de Viçosa, fevereiro de 2020. **Pectina da casca do maracujá (*Passiflora edulis flavicarpa*): otimização da extração e análise da viabilidade técnico-econômica do processo.** Orientadora: Rita de Cássia Superbi de Sousa. Coorientadores: Manoela Maciel dos Santos Dias e Fábio de Ávila Rodrigues.

Uma fruta que se destaca por gerar subprodutos com potencial de aproveitamento à indústria é o maracujá (*Passiflora edulis flavicarpa*), cujo processamento em indústrias de polpa e suco origina cerca de 51 % (m/m) de casca. A casca do maracujá contém quantidades significativas de fibras, destacando-se a pectina, um polissacarídeo utilizado como agente estabilizante e/ou gelificante na indústria de alimentos. Desta forma, o presente estudo objetivou a otimização das variáveis que influenciam a extração da pectina da casca do maracujá, além da análise de viabilidade técnico-econômica do processo. Para a otimização, quatro etapas foram realizadas: i) produção da farinha da casca do maracujá; ii) estudo da influência das variáveis temperatura, tempo e concentração de ácido cítrico na extração da pectina da farinha obtida; iii) otimização de variáveis significativas para obtenção da pectina com bom rendimento e alto grau de esterificação utilizando o delineamento composto central rotacional; e iv) extração da pectina da casca *in natura* usando os níveis estabelecidos pela condição otimizada. Com a condição otimizada, foram realizados estudos para ampliação da escala, com base nos cálculos de balanços de massa e energia e dimensionamento dos equipamentos. Os resultados indicam que as pectinas obtidas a partir da farinha e casca *in natura* apresentaram rendimentos de extração de 13,18 % e 13,44 %, respectivamente, e alto grau de esterificação, sob condições operacionais de 52,5 min; 80 °C e 0,0002 mol.L⁻¹ de ácido cítrico. A partir da análise da viabilidade econômica do processo de implantação dessa linha de extração em uma indústria processadora de frutas, foi possível obter ponto de equilíbrio de 23,10 %, o que indica que o investimento é flexível, permitindo à indústria uma lucratividade anual de R\$ 471.634,51. Os indicadores financeiros calculados demonstraram boa rentabilidade, atratividade e viabilidade econômica.

Palavras-chave: Dimensionamento. Metodologia de superfície de resposta. Processamento. Subproduto. Viabilidade.

ABSTRACT

FREITAS, Cariny Maria Polesca, M.Sc., Universidade Federal de Viçosa, February, 2020. **Passion fruit peel pectin (*Passiflora edulis flavicarpa*): optimization of extraction and analysis of the technical and economic viability of the process.** Adviser: Rita de Cássia Superbi de Sousa. Co-advisers: Manoela Maciel dos Santos Dias and Fábio de Ávila Rodrigues.

A fruit that stands out for generating by-products with potential for use in the industry is the passion fruit (*Passiflora edulis flavicarpa*), whose processing in pulp and juice industries originates about 51% (m/m) of the peel. The passion fruit peel contains significant amounts of fiber, especially pectin, a polysaccharide used as a stabilizing and / or gelling agent in the food industry. Thus, the present study aimed at optimizing the variables that influence the extraction of pectin from the passion fruit peel. For optimization, four steps were taken: i) production of passion fruit peel flour; ii) study of the influence of the variables temperature, time and citric acid concentration on the extraction of pectin from the flour obtained; iii) optimization of significant variables to obtain pectin with good yield and high degree of esterification using the central rotational composite design; and iv) extraction of fresh shell pectin using the levels established by the optimized condition. With the condition optimized, studies were carried out to expand the scale, based on the calculations of mass and energy balances and equipment sizing. The results indicate that the pectins obtained from fresh flour and peel showed extraction yields of 13.18% and 13.44%, respectively, and a high degree of esterification, under 52.5 min operating conditions; 80 °C and 0.0002 mol.L⁻¹ of citric acid. From the analysis of the economic viability of the process of implementation of this extraction line in a fruit processing industry, it was possible to obtain a balance point of 23.10%, which indicates that the investment is flexible, allowing the industry annual profitability of R\$ 471,634.51. The calculated financial indicators showed good profitability, attractiveness and economic viability.

Keywords: Sizing. Response surface methodology. Processing. Byproduct. Viability.

LISTA DE ILUSTRAÇÕES

Figura 1 Estrutura do fruto de maracujá.....	14
Figura 2 Fluxograma do processamento do maracujá na indústria.....	16
Quadro 1 Estudos realizados com o objetivo de aproveitamento da casca do maracujá obtida durante o processamento do fruto	17
Figura 3 Estrutura do ácido galacturônico e da pectina.....	20
Figura 4 Turbina de Rushton.....	25
Figura 5 Padrão de escoamento radial.....	25
Figura 6 Representação da filtração.	26
Figura 7 Filtro tipo prensa.....	26
Figura 8 Metodologia para concepção do processo.....	32
Figura 9 Fluxograma para extração da pectina.....	35
Figura 10 Curva de secagem da casca do maracujá.	42
Figura 11 Curva de secagem da casca de maracujá com diâmetro de 1,5 cm obtida pelo ajuste dos modelos matemáticos aos dados experimentais.	43
Figura 12 Representação gráfica para avaliação do rendimento: (A) Valores preditos em função dos valores observados; (B) Resíduos brutos em função dos valores observados.	48
Figura 13 Representação gráfica para avaliação do grau de esterificação: (A) Valores preditos em função dos valores observados; (B) Resíduos brutos em função dos valores observados.....	49
Figura 14 Superfícies de resposta para o efeito das variáveis independentes no rendimento: (A) TemperaturaxConcentração do ácido; (B) TempoxConcentração do ácido; (C) TemperaturaxTempo.	49
Figura 15 Superfícies de resposta para o efeito das variáveis independentes no grau de esterificação: (A) TemperaturaxConcentração do ácido; (B) TempoxConcentração do ácido; (C) TemperaturaxTempo.	50
Figura 16 Imagens da (A) farinha da casca do maracujá; (B) etapa de precipitação da pectina; (C) pectina úmida extraída; (D) pectina seca extraída.	51
Figura 17 Espectros da região infravermelho das amostras de pectina: comercial, extraída da farinha e extraída da casca in natura.....	52
Figura 18 Curva de secagem do gel de pectina em temperatura de 45 °C.....	54
Figura 19 Modelos matemáticos aplicados à curva de secagem do gel de pectina.	54
Figura 20 Diagrama de blocos do processo.....	57
Figura 21 Representação do balanço de energia no tanque.....	68
Figura 22 Diagrama de fluxo para o secador.....	69
Figura 23 Representação das medidas internas do tanque.....	72
Figura 24 Número de potência para diferentes agitadores do tipo turbina em função do número de Reynolds: (a): hélice naval; (b) pás retas; (c) pás retas e discos (turbina de Rushton), $W/D_a = 0,2$; (d) pás encurvadas, $W/D_a = 1/8$; (e) pás inclinadas com passo de 45 °C e $W/D_a = 1/8$; (f) shoured; (g) pás retas sem chicanas.	74
Figura 25 Dados experimentais realizados para filtração a pressão constante: (A) filtração 1; (B) filtração 2; (C) filtração 3.	75
Figura 26 Ponto de equilíbrio do projeto.....	88

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 Características do maracujá amarelo	14
Tabela 2 Maiores estados produtores de maracujá no Brasil	15
Tabela 3 Estudos realizados entre 2010 e 2016 para extração da pectina a partir da casca de maracujá...	23
Tabela 4 Matriz do delineamento 2 ³ , variáveis e níveis codificados e decodificados	34
Tabela 5 Matriz do delineamento composto central, variáveis e níveis codificados e decodificados	35
Tabela 6 Modelos matemáticos utilizados para descrever o processo de secagem	43
Tabela 7 Parâmetros de ajustes dos modelos aplicados aos dados experimentais referentes à secagem da casca do maracujá (diâmetro = 1,5 cm).....	44
Tabela 8 Composição físico-química da farinha da casca do maracujá.....	44
Tabela 9 Variáveis e níveis codificados para o delineamento 2 ³ e as respostas obtidas para o rendimento de extração (R) e grau de esterificação da pectina (DE).....	45
Tabela 10 Coeficientes das variáveis independentes, valor t e significância dos fatores para as variáveis respostas: rendimento e grau de esterificação	45
Tabela 11 Variáveis e níveis codificados para o delineamento composto central e as respostas obtidas para o rendimento de extração e grau de esterificação da pectina	47
Tabela 12 Teste ANOVA para rendimento e grau de esterificação	47
Tabela 13 Parâmetros de ajustes dos modelos aplicados aos dados experimentais referentes à secagem do gel de pectina.....	55
Tabela 14 Balanço de massa por lote: A composição de cada componente é dada em porcentagem.....	66
Tabela 15 Dimensões internas do tanque	73
Tabela 16 Ensaio de filtração a vácuo em laboratório	75
Tabela 17 Determinação dos parâmetros dos ensaios de filtração.....	76
Tabela 18 Dados para dimensionamento do filtro	76
Tabela 19 Informações introdutórias para a aplicação do processo de extração de pectina	79
Tabela 20 Itens de investimento fixo e respectivos valores.....	80
Tabela 21 Preços considerados para cálculo de capital de giro e custos variáveis	80
Tabela 22 Itens, prazos e valores de capital de giro	80
Tabela 23 Estimativa dos custos fixos.....	82
Tabela 24 Estimativa dos custos variáveis	83
Tabela 25 Estimativa da receita anual do empreendimento.....	84
Tabela 26 Dados sobre o financiamento.....	85
Tabela 27 Cálculo do financiamento dos equipamentos.....	86
Tabela 28 Cálculo do financiamento do capital de giro	86
Tabela 29 Fluxo de caixa do empreendimento	87
Tabela 30 Indicadores financeiros	89
Tabela 31 Análise de sensibilidade.....	90

SUMÁRIO

1 INTRODUÇÃO	12
2 OBJETIVOS.....	13
2.1 Objetivo geral	13
2.2 Objetivos específicos	13
3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	14
3.1 Casca do maracujá	14
3.2 Maracujá como matéria-prima para a indústria	15
3.3 Processamento do maracujá na indústria.....	16
3.4 Aproveitamento da casca do maracujá proveniente do processamento industrial	17
3.5 Pectina	19
3.6 Métodos de extração da pectina	22
3.7 Equipamentos empregados	24
3.8 Análise econômica	27
4 MATERIAL E MÉTODOS	30
4.1 Material.....	30
4.2 Métodos	30
4.2.1 <i>Obtenção e caracterização da farinha da casca do maracujá - Atividade 1</i>	<i>33</i>
4.2.2 <i>Planejamento estatístico - Atividade 2</i>	<i>34</i>
4.2.3 <i>Extração da pectina - Atividade 3</i>	<i>35</i>
4.2.4 <i>Extração e caracterização da pectina na condição otimizada - Atividade 4.....</i>	<i>37</i>
4.2.4.1 <i>Teor de umidade e cinzas</i>	<i>37</i>
4.2.4.2 <i>Espectroscopia no infravermelho</i>	<i>37</i>
4.2.4.3 <i>Construção da curva de secagem do gel de pectina</i>	<i>37</i>
4.2.5 <i>Balanco de massa e energia - Atividade 5</i>	<i>37</i>
4.2.6 <i>Dimensionamento dos equipamentos - Atividade 6</i>	<i>39</i>
4.2.7 <i>Estudo da viabilidade econômica - Atividade 7.....</i>	<i>39</i>
5 RESULTADOS E DISCUSSÃO	42
5.1 Obtenção e caracterização da farinha da casca do maracujá - Atividade 1.....	42
5.2 Planejamento estatístico - Atividade 2	45
5.2.1 <i>Planejamento estatístico preliminar</i>	<i>45</i>
5.2.2 <i>Planejamento estatístico de otimização</i>	<i>46</i>
5.3 Extração da pectina - Atividade 3	50

5.4 Caracterização da pectina na condição otimizada - Atividade 4	51
5.4.1 Extração da pectina da casca de maracujá em condição experimental otimizada.....	51
5.4.2 Análise de umidade e cinzas.....	52
5.4.3 Espectros no infravermelho com transformada de Fourier (FT-IR).....	52
5.4.4 Obtenção da curva de secagem do gel de pectina	53
5.5 Balanço de massa e energia - Atividade 5.....	55
5.5.1 Determinação do tamanho do lote.....	55
5.5.2 Balanço de massa	56
5.5.3 Balanço de energia	67
5.5.3.1 Tanque com agitação e aquecimento	67
5.5.3.2 Secador	67
5.6 Viabilidade Técnica - Atividade 6	72
5.6.1 Tanque de agitação e mistura	72
5.6.2 Filtração	75
5.6.3 Tanque de precipitação.....	78
5.6.4 Tanques de lavagem	78
5.7 Análise econômica - Atividade 7	79
5.7.1 Investimentos	79
5.7.1.1 Capital de giro	79
5.7.2 Custos de Produção	82
5.7.3 Receita	84
5.7.4 Financiamento	84
5.7.5 Fluxo de Caixa.....	87
5.7.6 Ponto de Equilíbrio	88
5.7.7 Lucratividade	88
5.7.8 Indicadores Financeiros.....	89
5.7.9 Análise de Sensibilidade	89
6 CONSIDERAÇÕES FINAIS	92
7 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	94

1 INTRODUÇÃO

Atualmente, observa-se o aumento no consumo de derivados de frutas, tais como polpas e sucos, o que pode ser justificado por questões de praticidade e busca por qualidade de vida com produtos saudáveis. Entretanto, a industrialização de frutas pode trazer, como consequência, a geração de resíduos. Muitos destes resíduos podem ser tratados como subprodutos, uma vez que apresentam potencial para aproveitamento.

Como exemplo de subproduto com possível valor agregado, gerado a partir do processamento de frutas, vale citar a casca do maracujá (*Passiflora edulis flavicarpa*) (PINHEIRO et al., 2008; KULKARNI & VIJAYANAND, 2010), que possui importância tanto do ponto de vista industrial quanto ambiental.

Durante o processamento do maracujá na indústria de alimentos, o desperdício ocorre devido à elevada quantidade de casca e semente que não é aproveitada, o que provoca grandes perdas econômicas. Ressalta-se que para obtenção de polpa e suco, a quantidade de casca gerada representa aproximadamente 53 % (m/m) da massa total do fruto. Essa é geralmente descartada na natureza ou utilizada na alimentação animal (OLIVEIRA et al., 2002).

A casca do maracujá é conhecida por apresentar quantidades significativas de fibras, destacando-se a pectina, que é uma fibra solúvel com propriedades benéficas para o organismo humano. Além disto, a pectina é utilizada como agente estabilizante e/ou gelificante na indústria de alimentos devido às suas propriedades funcionais tecnológicas (OLIVEIRA, 2015).

A pectina possui inúmeras aplicações, uma vez que é utilizada como produto natural para atribuir viscosidade e consistência. É empregada também na fabricação de cosméticos e filmes biodegradáveis.

Portanto, considerando a grande quantidade de cascas geradas no processamento do maracujá, a necessidade de uma melhor valorização para subprodutos agroindustriais e a aplicação das pectinas em diversos segmentos industriais, o presente trabalho objetivou a otimizar do processo extrativo da pectina, seguida da proposta de uma planta industrial para este fim e o estudo da viabilidade técnico-econômica para implantação deste processo.

2 OBJETIVOS

2.1 Objetivo geral

Determinar os parâmetros operacionais ótimos para extração da pectina a partir da casca do maracujá e analisar a viabilidade técnico-econômica da implantação do processo em uma indústria.

2.2 Objetivos específicos

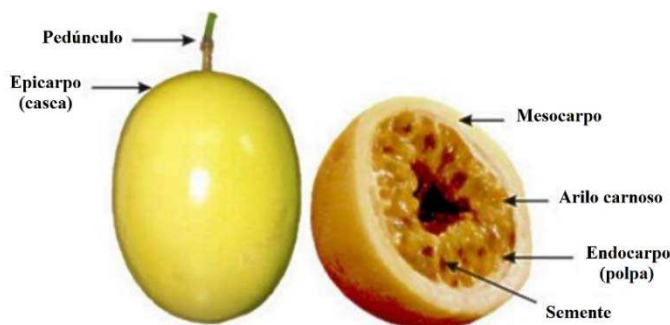
- Produzir farinha a partir da casca do maracujá amarelo;
- Otimizar a extração da pectina, a partir da farinha obtida, em termos de rendimento e grau de esterificação, utilizando ácido cítrico como agente extrator sob diferentes condições de tempo, temperatura e concentração de ácido, aplicando a metodologia de superfície de resposta;
- Utilizar os níveis estabelecidos pela condição otimizada para extrair pectina a partir da casca do maracujá *in natura*;
- Adaptar um fluxograma da indústria de processamento de frutas, adicionando o processo de extração da pectina a partir da casca do maracujá *in natura*;
- Efetuar os balanços de massa e energia para o processo industrial com base nos dados experimentais;
- Analisar a viabilidade técnico-econômica para implantação do processo indicado na indústria.

3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1 Casca do maracujá

A casca do maracujá é composta pelo “flavedo” ou epicarpo (parte com coloração) e o “albedo” ou mesocarpo (parte branca), conforme exposto na Figura 1.

Figura 1 – Estrutura do fruto de maracujá



Fonte: Adaptado de FAEP (2010)

A abundância dos componentes do maracujá depende, entre diversos fatores, do estágio de maturação (ROTILI et al., 2013). A casca do maracujá é rica em aminoácidos, proteínas e carboidratos, além de contar com 10 % a 20 % de pectina (MANICA, 1981). As propriedades do albedo têm sido estudadas, especialmente, em relação ao teor e tipo de fibras presentes e são importantes para a saúde. O albedo é recomendado como auxiliar no tratamento de diabetes e diminuição de peso, uma vez que a pectina do albedo retém água formando géis viscosos que retardam o esvaziamento gástrico e o trânsito intestinal (GALISTEO; DUARTE; ZARZUELO, 2008; YAPO, 2009).

As características do maracujá amarelo, incluindo massa média dos frutos e a composição percentual da casca, estão apontadas na Tabela 1.

Tabela 1 – Características do maracujá amarelo.

Material Analisado	Massa (g)	Massa (%)
Frutos inteiros	173,1 ± 28,5	100,0
Cascas	97,5 ± 29,8	53,0
Sementes	36,1 ± 8,3	20,9
Polpa	39,5 ± 10,1	26,1

Fonte: Oliveira et al. (2002)

De acordo com a Tabela 1, as cascas representam em média 53 % do fruto, sendo, portanto, um problema industrial se não receberem destinação adequada. A utilização dos subprodutos mostra-se promissora, o que levará à redução de problemas provenientes do processamento de fruta (SEBRAE, 2016).

Segundo dados do IBGE (2018), a produção brasileira anual é de 602.651 toneladas de frutos, com área plantada equivalente a 43.248 hectares. Os maiores estados produtores de maracujá no Brasil estão listados na Tabela 2.

Tabela 2 – Maiores estados produtores de maracujá no Brasil em 2018

Estados	Área Plantada (ha)	Produção (t.ano⁻¹)	Rendimento (kg.ha⁻¹)
Bahia	15.724	160.902	10.275
Ceará	6.862	47.458	21.489
Santa Catarina	2.270	53.961	23.771
São Paulo	1.819	32.967	18.124
Minas Gerais	2.135	31.505	14.756
Espírito Santo	1.241	25.876	20.851
Rio Grande do Norte	2.036	18.350	9.013
Amazonas	990	17.045	17.500

Fonte: IBGE (2018)

3.2 Maracujá como matéria-prima para a indústria

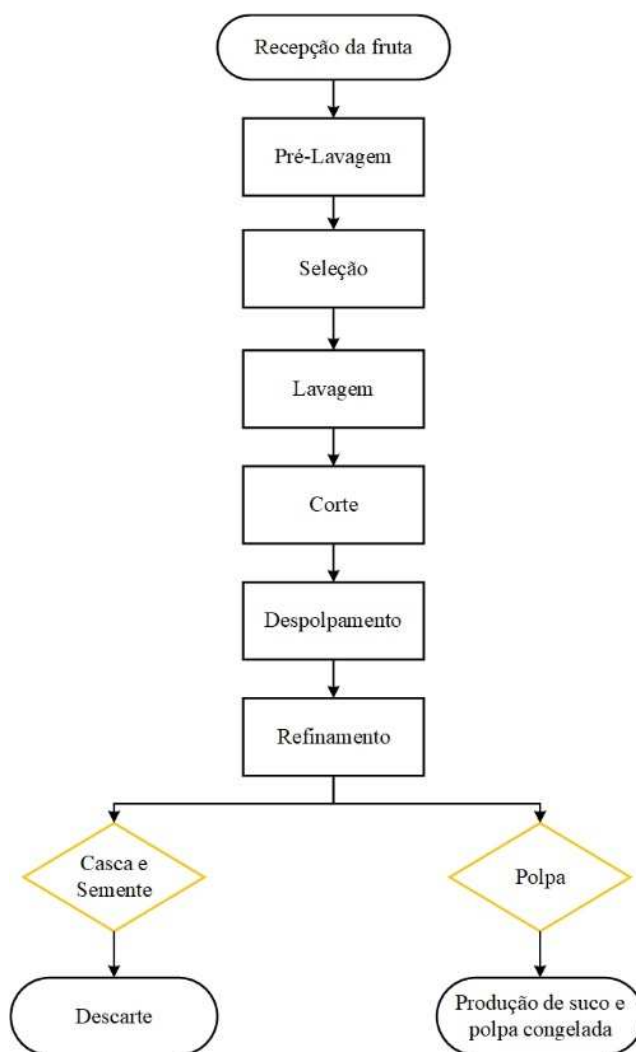
A produção brasileira de maracujá possui essencialmente dois destinos: o mercado de fruta *in natura* e a indústria. O fruto *in natura* segue para as feiras livres e varejistas. O fruto para indústria visa inicialmente a obtenção de polpa e suco, sendo utilizado também na indústria de processamento para obtenção de geleias, doces e outros derivados (PIRES; JOSÉ; CONCEIÇÃO, 2011).

De acordo com informações fornecidas por Coelho (2014), cerca de 90 % do maracujá colhido é destinado as indústrias. Em 2018 foram geradas aproximadamente 290.000 toneladas de cascas como subprodutos industriais provenientes do processamento do maracujá, que geralmente são utilizadas como suplementação animal, ainda sem muita informação técnica adequada. Como o volume de subprodutos é alto, agregar valor a estes é de interesse econômico, científico e tecnológico.

3.3 Processamento do maracujá na indústria

O estudo do processamento do maracujá tem como referência a linha de produção de polpa e suco de uma agroindústria. As principais operações unitárias envolvendo o processamento do maracujá na indústria estão descritas a seguir. O fluxograma do processo está exibido na Figura 2.

Figura 2 – Fluxograma do processamento do maracujá na indústria



O processamento tem início com a recepção das frutas, as quais são pesadas e acondicionadas na indústria em local seco e ventilado, para que não sejam danificadas. Os maracujás seguem para a pré-lavagem em um lavador mecânico com borbulhamento de água e um sistema de chuveiros (sprays) que borrifam água clorada (200 ppm de cloro residual livre), com o objetivo de reduzir a carga microbiana. Em seguida, os maracujás são conduzidos à esteira transportadora para seleção da matéria-prima. Os frutos apropriados (tamanho regular,

grau de maturação adequado e sem danificações) são transportados para o tanque de lavagem mecânica com escovas, onde são novamente colocados em contato com água clorada, seguido do enxágue com água, para remoção do cloro. Após a sanitização, ocorre a separação da polpa em um despulpador, que funciona em três estágios: corte, despulpamento e refinamento. A polpa deve ser recolhida pela parte inferior do equipamento e armazenada em tanques de homogeneização, enquanto os subprodutos sólidos (cascas e sementes) são recolhidos pela parte anterior. Os subprodutos gerados são comumente utilizados na forma de ração animal (MORAES, 2006).

3.4 Aproveitamento da casca do maracujá proveniente do processamento industrial

Os subprodutos descartados pelas indústrias que processam as frutas apresentam grande potencial econômico e nutricional sendo, em sua maioria, fonte de fibra alimentar (PELIZER; PONTIERI; MORAES, 2017). Enfatiza-se que as indústrias estão cada vez mais sendo orientadas a encontrar uma alternativa para o seu aproveitamento, devido a fatores econômicos e aos impactos ambientais que geram.

Tendo conhecimento sobre esta realidade, estudos têm sido realizados buscando o aproveitamento dos subprodutos gerados a partir do processamento do maracujá. Como exemplo, alguns estudos realizados entre 2014 e 2019 com o propósito de aproveitamento da casca do maracujá estão expostos no Quadro 1.

Quadro 1 – Estudos realizados com o objetivo de aproveitamento da casca do maracujá obtida durante o processamento do fruto

Ano	Autor	Título	Objetivo	Resultado
2014	Silva et al.	Aproveitamento integral de alimentos: Avaliação físico-química e sensorial de um doce obtido a partir de cascas do maracujá amarelo (<i>Passiflora edulis f. flavicarpa</i>)	Determinar as características físico-químicas e sensoriais de um doce de cascas do maracujá amarelo.	O doce foi bem aceito em relação à aparência, cor, aroma e sabor. As avaliações físico-químicas demonstraram que o doce está de acordo com o padrão.

Continua...

Continuação...

2014	Liew et al.	Extração e caracterização de pectina de casca de maracujá	Estudar a influência do pH e tempo de extração no rendimento e grau de esterificação da pectina.	Ambos os fatores interferem no rendimento e grau de esterificação da pectina. Conseguiu-se um rendimento de 14,6 % nas seguintes condições: pH: 2,0 e tempo: 75 min.
2016	Silva et al.	Obtenção e caracterização da farinha do albedo de maracujá (<i>Passiflora edulis f. Flavicarpa</i>) para uso alimentício	Estudar o processo de fabricação de farinha de maracujá, com variações nas temperaturas de secagem e avaliar suas características físico-químicas e tecnológicas.	Após análise de teor de água e cor, escolheu-se a farinha seca a 70 °C. Confirmou-se o potencial da farinha como enriquecedor nutricional por ser rica principalmente em fibras e minerais.
2017	Albuquerque et al.	Uso do subproduto de maracujá e frutooligossacarídeos para estímulo do crescimento e produção de folato por culturas inicial e probiótica em leite de soja fermentado	Avaliar o impacto do subproduto do maracujá e frutooligossacarídeos no crescimento e produção de folato para bio-enriquecer diferentes leites de soja fermentados.	A presença de subproduto de maracujá estimulou a produção de folato. O uso do subproduto não só poderia servir como um fator estimulante do crescimento, mas também aumentar os níveis naturais de folato.
2018	Martins et al.	Valorização do subproduto de casca do maracujá: produção de xilanase e seu potencial como agente branqueador de celulose kraft	Utilizar a casca do maracujá como substrato para produção de xilanases.	As xilanases apresentaram potencial como agentes clareadores para o processo kraft. A utilização do uso da casca do maracujá como fonte de carbono ajuda a reduzir o custo de produção.

Continua...

Continuação...

2019	Moura et al.	Pectina parcialmente hidrolisada extraída da casca do maracujá: massa molar e propriedades físico-químicas	Hidrolisar a pectina obtida a partir do maracujá, determinar sua massa molar e propriedades físico-químicas.	As pectinas parcialmente hidrolisadas revelaram menor massa molar do que a pectina não hidrolisada. A hidrólise reduziu a capacidade de retenção de água.
------	--------------	--	--	---

Além da capacidade de serem convertidos em diversos produtos comerciais, estudos realizados com a casca do maracujá demonstram que elas são boas fontes de pectina (KLIEMANN et al., 2009; SEIXAS et al., 2014). Portanto, o aproveitamento da casca do maracujá amarelo para a produção de pectina, agregando valor aos subprodutos gerados mostra ser uma alternativa interessante, necessitando de estudos que permitam estudar a viabilidade dessa utilização.

3.5 Pectina

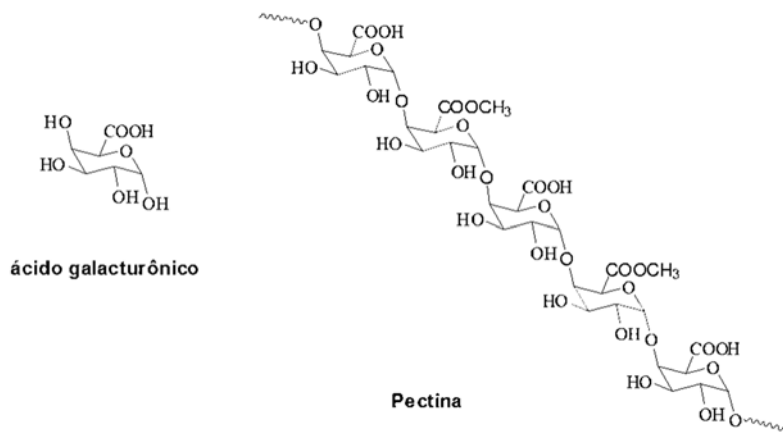
As primeiras citações sobre pectina datam de uma publicação de 1750 sobre a preparação de geleia de maçãs. Desde então, estudos foram realizados com o objetivo de caracterizar a pectina de diferentes fontes (BRAVERMAN; BERK, 1976 apud CANTERI, 2010). No Brasil, a produção de pectina teve início em 1954, em Limeira-SP, por uma empresa conhecida atualmente como CP Kelco (KELCO, 2018).

As pectinas são um polissacarídeo de ácido galacturônico, importante ingrediente na indústria de alimentos (CANTERI-SCHEMIN et al., 2005). Segundo a FAO (Organização das Nações Unidas para a Alimentação e Agricultura), a pectina deve ser constituída de, pelo menos, 65 % de ácido galacturônico (WILLATS; KNOX; MIKKELSEN, 2006). Alguns açúcares também podem estar presentes na estrutura química da pectina, como galactose, glicose, ramnose, arabinose e xilose, variando entre 5 % e 10 % da massa do ácido galacturônico, ligados à cadeia principal, à cadeia lateral ou como contaminantes isolados (YAPO; KOFFI, 2006; YAPO et al., 2007a).

A pectina, enquanto composto químico, é constituída de uma cadeia principal linear de unidades repetidas de ácido D-galacturônico ligados covalentemente por ligações α - (1,4), como mostrado na Figura 3; a cadeia principal pode ser interrompida por unidades de L-

ramnose através de ligações α - (1,2), as quais estão ligadas a cadeias laterais, formadas por açúcares (YAPO; KOFFI, 2006; YAPO et al., 2007a).

Figura 3 - Estrutura do ácido galacturônico e da pectina



As pectinas apresentam parte dos grupos carboxilas da cadeia principal de ácido galacturônico esterificados, sendo o substituinte mais comum o grupo metila (SRIAMORNSAK, 2003). Por conseguinte, essa substituição é expressa em grau de metilação (DM) ou grau de esterificação (DE). Na prática, o DM corresponde ao percentual total de resíduos de ácido galacturônico esterificados apenas com grupos metila, enquanto que o DE corresponde à razão dos grupamentos esterificados de ácido D-galacturônico pelo total de grupamentos de ácido galacturônico (HUISMANN; OOSTERVELD; SCHOLS, 2004).

O grau de esterificação influencia a capacidade da pectina para formar um bom gel, sendo um parâmetro utilizado para indicar as propriedades físicas e técnico funcionais da pectina (WONG, 1995). O DE de 50 % é utilizado como um parâmetro de referência, sendo que as pectinas são comercialmente classificadas em pectinas de alto DE - quando contêm acima de 50 % de seus grupos carboxílicos esterificados - e de baixo DE - quando valores iguais ou inferiores a 50 % destes grupos apresentam-se esterificados (TURQUOIS et al., 1999). A literatura ressalta que pectinas de baixo DE não são termo sensíveis. Pectinas com alto DE são utilizadas em produtos com alta concentração de açúcar, enquanto as pectinas com baixo DE necessitam de cálcio para produzir gel. Em relação ao tempo necessário para gelificação, à medida que o DE aumenta, o tempo diminui (ARSALAN, 1995). Segundo Willats; Knox; Mikkelsen (2006), pectinas de fontes diferentes costumam apresentar habilidades diferentes em relação à formação de gel.

As pectinas são conhecidas como ingredientes alimentícios funcionais de elevado valor comercial devido às suas propriedades tecnológicas, apresentando finalidades como espessantes, gelificantes e estabilizantes (PINHEIRO et al., 2008; QIU et al., 2010). Uma das suas principais aplicações é como agente espessante, principalmente na formulação de alguns produtos lácteos concentrados, como iogurtes e preparados de frutas (CANTERI et al., 2012). Os agentes espessantes são aditivos alimentares que têm como finalidade melhorar a textura de produtos alimentícios como suspensões, soluções e emulsões, por meio do aumento de sua viscosidade, atribuindo maior consistência aos mesmos (OLIVEIRA, 2013).

A pectina também pode ser utilizada para fins não alimentícios, incluindo produção de filmes biodegradáveis, adesivos substitutos de papel, espumas e plastificantes, agentes de superfície para produtos médicos, materiais para implantes biomédicos e sistemas de liberação de fármacos (MOHNEN, 2008).

A pectina é conhecida como um componente vegetal ubiqüitário, uma vez que está presente na parede celular de todas as plantas terrestres. Todavia, são poucas fontes que contêm pectina em quantidade e com características estruturais que as tornem adequadas para serem empregadas como aditivos nos alimentos, especialmente como agente gelificante. As fontes mais usuais para extração de pectina comercial são os albedos cítricos e o bagaço de maçã, que apresentam rendimento de 25 % a 30 % e 15 % a 20 % m/m em base seca, respectivamente (WILLATS; KNOX; MIKKELSEN, 2006; EMAGA et al., 2008; FISSORE et al., 2009; VRIESMANN; TEÓFILO; PETKOWICZ, 2012; BAGHERIAN et al., 2011).

Fontes alternativas para obtenção de pectina vêm sendo estudadas, principalmente subprodutos industriais, com rendimentos significativos, como a polpa de goiaba (7,8 % - 13,7 %) (MUNHOZ; SANJINEZ-ARGANDOÑA; SOARES-JÚNIOR, 2010), a casca de manga (4,6 % - 18,5 %) (KOUBALA et al., 2008a; KOUBALA et al., 2008b), casca de maracujá (4,1 % - 14,8 %) (KULKARNI & VIJAYANAND, 2010; YAPO, 2009), semente de figo (5,2 % - 6,1 %) (LIANG et al., 2012), polpa de beterraba (4,1 % - 16,2 %) (YAPO et al., 2007b). Todos os rendimentos estabelecidos em g/100g e expressos em base seca. Entretanto, conforme discutido por López-Vergas et al. (2013), o teor de pectina é influenciado por fatores como cultivar, grau de maturação do fruto, época de colheita, fatores climáticos, tempo de armazenamento e método de extração.

3.6 Métodos de extração da pectina

As condições de extração exibem grande influência sobre a natureza da pectina, tanto do ponto de vista quantitativo quanto qualitativo, proporcionando alterações no rendimento, capacidade gelificante e no grau de esterificação. Torna-se possível controlar a taxa de extração da pectina, modificando-se as variáveis pH, temperatura, tempo e razão da quantidade da matéria-prima e do extrator solvente (VORAGEN et al., 1995; LEVIGNE; RALET; THIBAUT, 2002).

Para extração da pectina a partir do tecido vegetal, é indispensável o uso de agentes químicos, tais como ácidos, bases, compostos quelantes (p. ex.: oxalato de amônio e EDTA), ou por meio da utilização de enzimas (KIOUBALA et al, 2008a,b; FISSORE et al., 2010; LIANG et al., 2012). Em escala industrial realiza-se extração ácida e, geralmente são utilizadas soluções de ácidos fortes, como ácido nítrico, fosfórico, sulfúrico e clorídrico, sob aquecimento. Entretanto, estes ácidos são citados como fonte de poluição ambiental, responsáveis pela corrosão dos equipamentos e também pela dificuldade de tratar os efluentes gerados. Por isso, recentemente eles vêm sendo substituídos por ácidos orgânicos, como o cítrico, láctico ou tartárico (PINHEIRO et al., 2008; CANTERI et al., 2012; VRIESMANN; TEÓFILO; PETKOWICZ, 2012).

As condições de extração variam de acordo com o fabricante, o tipo de pectina desejado e a origem botânica. De maneira geral, são estabelecidos pH entre 1,3 a 3, temperatura entre 60 °C a 100 °C e tempo de 20 min a 360 min (KIOUBALA et al., 2008a,b; YAPO, 2009; QIU et al., 2010; BAGHERIAN et al., 2011).

A pectina pode ser extraída da casca do maracujá utilizando diferentes técnicas, como aquecimento por micro-ondas, ultrassom, campo elétrico moderado e alta pressão hidrostática. Essas alternativas são utilizadas para maximizar o rendimento e diminuir o tempo de extração. No entanto, é preciso avaliar os custos energéticos das diferentes técnicas (OLIVEIRA, 2015).

Vale ressaltar que, independentemente do método de extração utilizado, irão ocorrer degradações na estrutura da pectina, as mesmas podem ser em menor ou maior grau. Sabe-se que em extrações em meio ácido, principalmente ao utilizar ácidos fortes, ocorrem maiores degradações da estrutura original (OLIVEIRA, 2013). Por esse motivo, têm-se investigado métodos alternativos de extração, capazes de promover bons rendimentos e menores tempos e

custos de produção (PINHEIRO et al., 2008; YAPO, 2009; FISSORE et al., 2010; VRIESMANN; TEÓFILO; PETKOWICZ, 2012).

Comumente, as principais etapas empregadas para obtenção da pectina envolvem a extração, purificação do extrato líquido, isolamento da pectina por precipitação e secagem (YEOH; SHI; LANGRISH, 2008). A purificação do extrato líquido contendo as pectinas solúveis é geralmente concretizada por filtração ou centrifugação. A pectina pode ser precipitada pela adição de dois a quatro volumes de etanol, seguida da lavagem com etanol, com o objetivo de remover os compostos solúveis em álcool, tais como sais e açúcares livres. A secagem é geralmente realizada em temperaturas inferiores a 50 °C (EMAGA et al., 2008; PINHEIRO et al., 2008; MUNHOZ; SANJINEZ-ARGANDOÑA; SOARES-JÚNIOR, 2010; VRIESMANN; TEÓFILO; PETKOWICZ, 2012).

No armazenamento, as pectinas mesmo trituradas, estão sujeitas a despolimerizações e desmetilações em um processo de auto hidrólise, especialmente se a pectina estiver na forma ácida e a taxa de umidade acima de 5 % (THIBAUT et al., 1991). As pectinas comerciais são padronizadas com sacarose, lactose ou glucose, a fim de assegurar ao usuário a mesma capacidade para formação de gel (VORAGEN et al., 1995).

Na Tabela 3, podem-se observar alguns estudos realizados entre 2010 e 2016 para extração de pectina a partir da casca de maracujá e os resultados obtidos pelos autores.

Tabela 3 – Estudos realizados entre 2010 e 2016 para extração da pectina a partir da casca de maracujá

Ano	Fonte	Solvente	Condições	Rendimento
2010	Kulkarni & Vijayanand	Ácido clorídrico	Temperatura: 98,7 °C; pH: 2,0; tempo de extração: 60 min; 1:30 m/v.*	14,8 %
2014	Liew et al.	Ácido cítrico	Temperatura: 70 °C; pH: 2,0; tempo de extração: 75 min; 1:25 m/v.	14,8 %
2015	Oliveira	Ácido nítrico	Temperatura: 85 °C; pH: 2,0; tempo de extração: 60 min; 1:30 m/v.	10,9 %

Continua...

Continuação...

2016	Silva et al.	Ácido cítrico	Conc. do ácido: 7 %; tempo de extração: 60 min; aquecimento sob refluxo.	13,7 %
------	--------------	---------------	---	--------

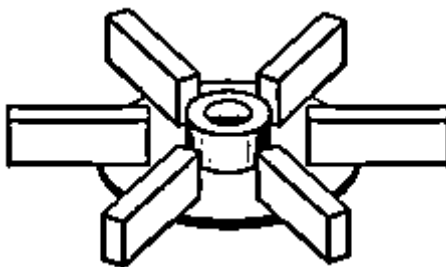
* massa da farinha por volume da solução acidificada.

De acordo com as informações apresentadas na Tabela 3, nota-se a influência das condições nos rendimentos obtidos. A diferença geral pode ser explicada pelo solvente empregado e pelo processo realizado. Além disso, fatores como grau de maturação do fruto e época de colheita afetam significativamente os resultados. Ressalta-se, portanto, a importância de um estudo aprofundado para se otimizar a extração da pectina.

3.7 Equipamentos empregados

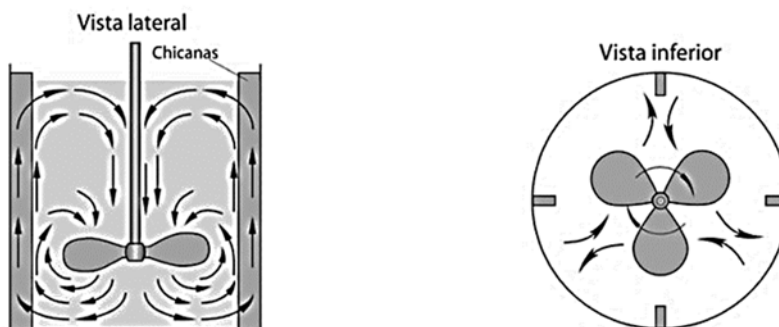
Para realização da operação de extração, geralmente emprega-se o tanque de agitação e mistura. Este equipamento é encontrado em diversos processos dentro da indústria, por favorecer operações de transferência de massa e calor. A mistura envolve, no mínimo, duas matérias-primas, produzindo uma distribuição aleatória e com certo grau de homogeneidade. A agitação está relacionada à movimentação de uma determinada fase, comumente líquida, induzindo o movimento do fluido em uma direção específica (CREMASCO, 2012; TADINI et al., 2016).

Além do tanque, o sistema de agitação é composto por acessórios, como é o caso do agitador, que é responsável pela movimentação e mistura da solução. Existem diversos tipos de uso comum, sendo que a escolha do agitador depende das características do processo. Um dos agitadores mais utilizados nas indústrias é a turbina de Rushton, um disco contendo seis pás. Esse tipo de agitador (Figura 4) é adequado para agitação de fluidos pouco viscosos (GEANKOPLIS, 1998; CREMASCO, 2012).

Figura 4 – Turbina de Rushton

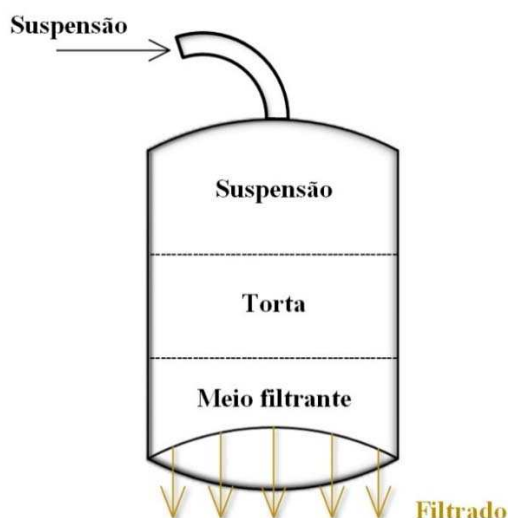
Fonte: Adaptado de Barbosa (2004)

Este agitador é conhecido por provocar fluxo radial (Figura 5), em que a direção da descarga do fluido a partir do impelidor coincide com a direção normal do eixo de acionamento. Neste caso, o líquido é direcionado para a parede do tanque, ao longo do raio. Esse tipo de fluxo é citado por não propiciar condições para o surgimento do vórtice (movimentos espirais ao redor de um centro de rotação), como é o caso do fluxo tangencial (GEANKOPLIS, 1998; CREMASCO, 2012).

Figura 5 – Padrão de escoamento radial

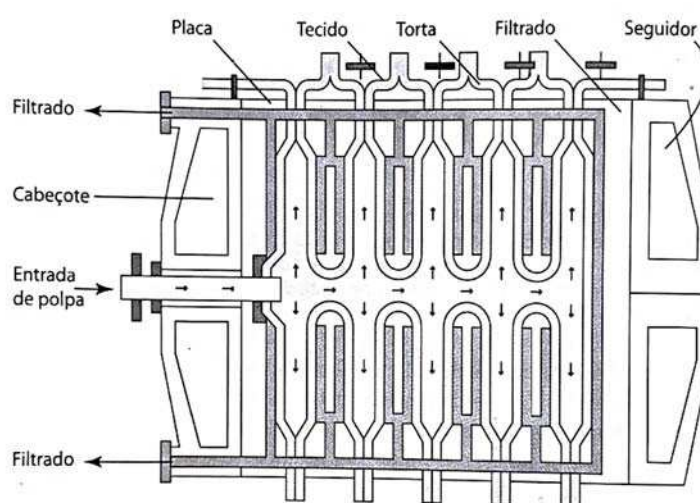
Fonte: Cheremisinoff (2000)

Uma operação unitária muito utilizada para separar as fases particulada e fluida é a filtração, com auxílio de um meio poroso para retenção da fase particulada, em razão de um diferencial de pressão (Figura 6). Durante a filtração, à medida que a fase particulada se acumula sobre o filtro, também passa a atuar como meio filtrante e, por isso, a resistência ao fluxo vai aumentando à medida que se aumenta a espessura da camada da torta e/ou o entupimento dos poros do meio filtrante (CRESMASCO, 2012; TADINI et al., 2016).

Figura 6 – Representação da filtração

Na operação de filtração, o produto que se deseja obter pode ser tanto o fluido clarificado quanto a própria torta. No caso da filtração a vácuo, utiliza-se a pressão para forçar a suspensão a percorrer pelo filtro. Quando o equipamento opera sob pressão constante, o fluxo tende a diminuir com o tempo de operação (CREMASCO, 2012).

Dentre os tipos de filtros usualmente utilizados nas indústrias, cita-se o filtro prensa de quadros e placas (Figura 7).

Figura 7 – Filtro tipo prensa

Fonte: Carvalho (2007)

Este filtro é constituído de uma sequência de placas metálicas perfuradas e alternadas entre si, com um vão livre entre duas placas que é responsável por permitir a passagem da mistura heterogênea. As placas são envolvidas com um elemento filtrante, onde o sólido separado é depositado, formando uma torta que pode ser definida compressível ou incompressível. A maioria das tortas formadas é denominada compressível, sendo a resistência ao fluxo dependente da queda de pressão (TADINI et al., 2016).

Neste tipo de filtro, a suspensão é bombeada à prensa e escoar através das armações, local onde ficam acumuladas as partículas, levando à formação da torta. O filtrado escoar entre o meio filtrante e as placas pelos canais de passagem, saindo pela parte inferior de cada placa. A filtração ocorre até que o espaço interno da armação esteja completamente preenchido por particulados. Por fim, o filtro é aberto e a torta é descarregada. Entre as vantagens apresentadas por esse equipamento, cabe citar que é necessário menor área de implantação quando comparada aos métodos naturais de tratamento; as tortas resultantes apresentam baixo conteúdo de umidade; e são produzidos líquidos límpidos por meio da circulação do filtrado. Em relação as desvantagens, sabe-se que a eficiência da filtração está relacionada às características da suspensão (CREMASCO, 2012; TADINI et al., 2016).

Um fator importante para qualidade do produto obtido por meio da filtração é a escolha do meio filtrante, que deve ser baseada na capacidade de produzir um líquido filtrado límpido, possibilitar que a torta seja retirada com facilidade, ser resistente, apresentar baixo custo e ser de fácil limpeza. Dentre os materiais que geralmente são utilizados, pode-se citar fibra de algodão e as fibras sintéticas, tais como nylon, poliéster e polipropileno (CREMASCO, 2012).

3.8 Análise econômica

A fim de estudar a viabilidade econômica de um projeto são utilizados, comumente, os seguintes critérios: investimentos fixos, capital de giro, custos variáveis, fluxo de caixa, ponto de equilíbrio, taxa mínima de atratividade, valor presente líquido, taxa interna de retorno e tempo de retorno de capital. Esses termos são descritos detalhadamente nos próximos parágrafos.

Os valores gastos para implementação de um processo na indústria são denominados investimentos e, geralmente, são recuperados com o passar do tempo. São subdivididos em investimentos fixos e capital de giro. Os investimentos fixos são caracterizados por se manterem constantes independentemente da capacidade de produção utilizada. Por isso, geralmente, estão

relacionados as atividades administrativas e depreciação (termo empregado para denotar a perda de valor de um bem após seu uso). Capital de giro está relacionado à quantidade de recursos financeiros necessária para cobrir os custos da operação da indústria por determinado período, tal como recursos para compensar itens em estoque, vendas a prazo e reserva de caixa (PEREZ et al., 2008; COSTA et al., 2011; SANT'ANA, 2015).

Os custos variáveis estão relacionados com o grau de utilização da capacidade produtiva, ou seja, envolvem as despesas com mão de obra direta, matérias-primas, embalagens, energia, transporte dos produtos e funcionários ligados diretamente à produção (COSTA et al., 2011).

A ferramenta utilizada para controlar o fluxo do dinheiro no caixa da empresa é denominada fluxo de caixa, sendo caracterizada pela diferença entre o recebimento (entrada) e o pagamento (saída). Para seu ajuste, deve-se adicionar o termo depreciação (ZDANOWICZ, 2004).

Para estabelecer o nível de produção em que as receitas se igualam aos custos totais, ou seja, para determinar a partir de que momento a indústria vai começar a ter lucro, calcula-se o ponto de equilíbrio. Abaixo deste ponto, os custos são maiores que a receita, o que indica que nesse momento a empresa sofre perdas. Acima do ponto de equilíbrio, a receita é maior que os custos, o que indica que a indústria obtém lucros. Dessa forma, quanto mais baixo for o ponto de equilíbrio calculado, mais atrativo será o projeto. Quando o ponto de equilíbrio é muito alto, existe grande risco na execução do projeto (ROSA, 2013; MARQUES; JÚNIOR; KÜHL, 2015).

A Taxa Mínima de Atratividade (TMA) é a taxa mínima de retorno sobre a qual o investidor avalia se, a partir da aplicação financeira de seus recursos, será possível a obtenção de lucros, ou seja, é utilizada para avaliar a viabilidade de um projeto. É basicamente uma taxa que simula o retorno mínimo que o investidor pretende obter (SECURATO, 1999; BANCO CENTRAL DO BRASIL, 2019).

O Valor Presente Líquido (VPL) é determinado pela diferença entre o valor investido e o esperado no fluxo de caixa líquido. Dessa forma, retorna o valor líquido atual de um investimento, utilizando a TMA como taxa de desconto, com base em uma série de pagamentos futuros (valores negativos) e renda (valores positivos) (SOUZA; CLEMENTE, 1997).

A Taxa Interna de Retorno (TIR) é utilizada para comparar o investimento inicial e as despesas futuras de um projeto, com o retorno que ele pode trazer. O cálculo da TIR deve ser efetuado levando em consideração uma série de fluxos de caixa líquido. Se a TIR calculada for maior do que TMA, pode-se concluir que o projeto é viável, demonstrando boa rentabilidade (WESTON; BRIGHAM, 2000).

O Tempo de Retorno de Capital (TRC) também conhecido como *Payback*, expressa o tempo necessário para recuperar o capital investido. A finalidade é analisar se o tempo necessário para recuperação do investimento é favorável as condições do empreendedor (MARQUES; JÚNIOR; KÜHL, 2015).

4 MATERIAL E MÉTODOS

4.1 Material

A fonte de pectina para o desenvolvimento deste trabalho foi a casca do maracujá (*Passiflora edulis flavicarpa*). Os maracujás utilizados para realização do planejamento experimental foram adquiridos no mercado local de Viçosa-MG e selecionados de acordo com a aparência (frutas sadias), formato (uniforme) e grau de maturação (maduro), definido pela coloração amarela da casca, observada visualmente.

Para a extração da pectina, utilizou-se como solvente uma solução aquosa de ácido cítrico. A escolha do ácido cítrico no presente estudo pode ser explicada pelos dados apresentados na Tabela 3 e pela crescente preocupação com o uso de ácidos minerais fortes.

Com a condição otimizada estabelecida, realizaram-se experimentos adicionais com cascas de maracujá que foram gentilmente fornecidas por uma agroindústria localizada em Visconde do Rio Branco - MG, a fim de obter uma amostragem mais homogênea.

4.2 Métodos

O diagrama de fluxo da metodologia da extração da pectina que foi implantado está representado na Figura 8.

Atividade 1: Realizou-se o processamento das cascas do maracujá visando a obtenção da farinha, que foi utilizada para extração de pectina. A fim de avaliar o efeito do diâmetro da partícula, diferentes tamanhos de casca foram submetidos à etapa de secagem, elaborando-se curvas distintas. A elaboração da curva de secagem foi útil para estipular o tempo necessário para se atingir a umidade de equilíbrio e também para obter dados úteis para cálculo do balanço de massa, etapa indispensável para instalação da planta industrial. Após a obtenção da farinha, realizou-se a análise granulométrica, a fim de obter partículas com dimensões inferiores a 42 mesh. Em seguida, efetuou-se a caracterização do produto, utilizando metodologias propostas pela AOAC (1997): umidade, cinzas, proteínas, lipídios e carboidratos.

Atividade 2: Com base na literatura, definiu-se os níveis das variáveis (tempo, temperatura e concentração de ácido cítrico) para o processo de extração de pectina, por meio de um delineamento experimental preliminar (DCC). De acordo com os resultados obtidos,

realizou-se o planejamento de otimização, o delineamento composto central rotacional (DCCR) buscando otimizar o processo por meio de superfície de resposta.

Atividade 3: O processo de obtenção da pectina foi efetuado em concordância com o planejamento estatístico efetuado na Atividade 2. Um fluxograma para execução do processo foi elaborado. O objetivo dessa etapa foi estabelecer a condição otimizada para extração da pectina, de forma a obter bom rendimento e alto grau de esterificação.

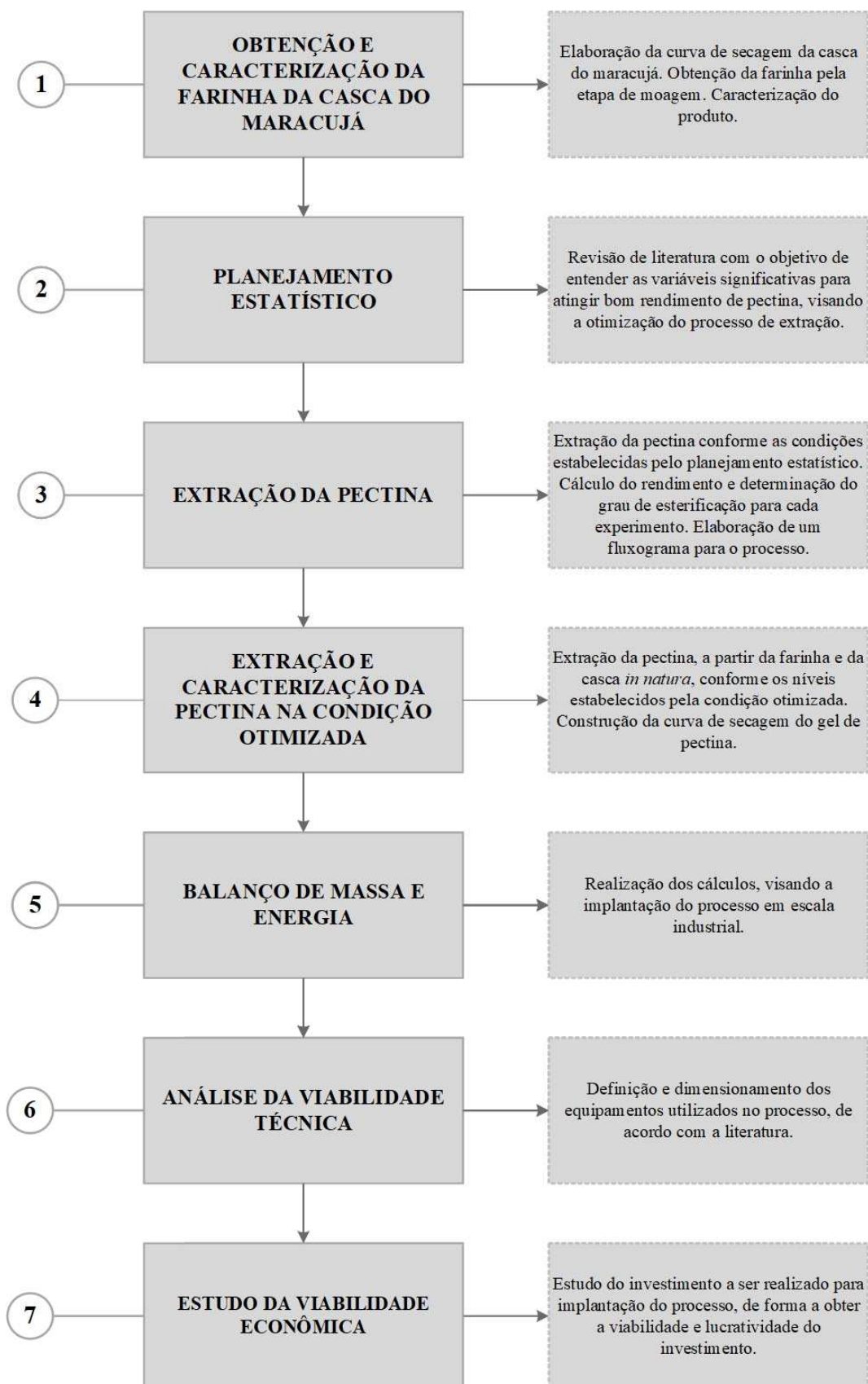
Atividade 4: Produziu-se pectina, de acordo com os níveis definidos pela condição otimizada, utilizando como matéria-prima a farinha da casca do maracujá e a casca do maracujá *in natura*. O objetivo foi determinar se existe a necessidade de produzir a farinha, para posteriormente extrair a pectina, ou se a extração pode ser realizada com eficiência a partir da casca *in natura*. Elaborou-se a curva de secagem para o gel de pectina, em duplicata.

Atividade 5: Visando a implantação do processo de obtenção de pectina em escala industrial, foram realizados cálculos dos balanços de massa e energia de acordo com os dados determinados durante a realização dos experimentos.

Atividade 6: Os resultados encontrados foram utilizados para a etapa de estudo da viabilidade técnica para implantação do processo indicado, definindo os equipamentos necessários e dimensionando a capacidade de cada um deles, de acordo com dados da literatura.

Atividade 7: Analisou-se a viabilidade econômica do processo, de maneira a fornecer dados sobre o investimento a ser feito para implantação do processo na indústria e a viabilidade do empreendimento.

Figura 8 – Metodologia para concepção do processo



4.2.1 Obtenção e caracterização da farinha da casca do maracujá - Atividade 1

Os maracujás utilizados para obtenção da farinha foram adquiridos no mercado local de Viçosa-MG. Os frutos foram lavados com água clorada e enxaguados com água, cortados ao meio manualmente e despulpados. As amostras foram cortadas manualmente em tamanhos médios, com círculos de diâmetros variando de 1,5 cm a 4,1 cm. Utilizaram-se também amostras da casca simulando o tamanho que saem do despulpador. As cascas foram submetidas à secagem (Estufa Nova Ética, 400-4ND, Brasil) com circulação forçada de ar em temperatura de 55 ± 2 °C. Os ensaios de secagem foram realizados em duplicata.

O material foi distribuído, de tal forma que em todos os experimentos de secagem houvesse uma massa próxima, se não igual, para os diferentes diâmetros, além de distribuição de maneira que formasse uma camada delgada, para permitir que a secagem fosse a mais uniforme possível.

Durante a etapa de secagem, as amostras foram pesadas em balança analítica (modelo FA2204C), até obtenção da massa constante, representando a condição de equilíbrio. Inicialmente, as pesagens foram feitas de cinco em cinco minutos, até totalizar uma hora. Posteriormente, foram realizadas de hora em hora.

Após a secagem, as cascas foram trituradas em moinho (SM 224, Motores Electric Brasil SA) e peneiradas até a obtenção de um pó com granulometria inferior a 42 mesh, que foi utilizada como fonte para extração de pectina. A farinha da casca de maracujá foi acondicionada em um dessecador, para impedir a absorção de umidade.

A caracterização do produto foi feita por meio de análises, conforme as metodologias propostas pela AOAC (1997): O teor de umidade foi determinado por secagem em estufa a 105 °C, até obtenção de massa constante; a análise de proteínas, pelo método de Kjeldahl, foram utilizados um sistema digestor (Tecnal, TE-007D, Brasil) e um destilador (Solab, SL-74, Brasil) com base no nitrogênio total, empregando-se fator de conversão de 6,25; a determinação de cinzas foi realizada por gravimetria após calcinação (2 horas a 200 °C) e incineração completa (4 horas a 550 °C) da amostra em mufla (Zezimaq, 2000B, Brasil); o teor de lipídios foi determinado em extrator intermitente de Soxhlet (Marconi, MA491/6, Brasil), utilizando éter de petróleo como solvente; o teor de carboidratos foi quantificado por diferença em relação aos demais constituintes.

4.2.2 Planejamento estatístico - Atividade 2

O planejamento estatístico para extração de pectina a partir da farinha da casca do maracujá foi dividido em duas etapas. Na primeira etapa, planejamento preliminar, aplicou-se um delineamento 2^3 com três repetições no ponto central, totalizando 11 ensaios (Tabela 4). O rendimento em massa da pectina extraída e o grau de esterificação foram as variáveis respostas ou dependentes. As variáveis independentes foram: tempo de extração (min), temperatura ($^{\circ}\text{C}$) e concentração do ácido cítrico (mol.L^{-1}).

Avaliou-se a significância de cada efeito com os níveis utilizados. Estas condições de extração foram selecionadas com base em trabalhos anteriores, como as utilizadas por Kulkarni & Vijayanand (2010), Liew et al. (2014) e Oliveira (2015).

Tabela 4 – Matriz do delineamento 2^3 , variáveis e níveis codificados e decodificados

Variável	Nível		
	-1	0	+1
Tempo (min)	30	75	120
Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)	60	75	90
Concentração do ácido (mol.L^{-1})	0,0052	0,0234	0,0416

Após a finalização do planejamento preliminar e ter conhecimento sobre a influência das variáveis e, realizou-se a otimização do processo por meio da metodologia de superfície de resposta (Tabela 5).

Neste experimento, as variáveis independentes foram estabelecidas a partir da influência que elas exerceram no processo, conforme estudado por meio do planejamento preliminar. Para isso, conduziu-se o experimento conforme o delineamento composto central rotacional (DCCR), que consiste num fatorial completo 2^k , adicionados de pontos centrais e pontos axiais, sendo o k o número de fatores.

O DCCR constitui-se de dezessete experimentos incluindo: oito experimentos fatoriais (+1, -1 níveis), seis experimentos axiais ($+\alpha$, $-\alpha$) e três repetições no ponto central (0), a fim de estimar o erro puro.

contendo pectina foi resfriada até atingir 4 °C e posteriormente, seguiu para a etapa de precipitação com adição de etanol absoluto, na relação de 2:1 v/v durante uma hora. A suspensão contendo pectina precipitada foi filtrada a vácuo e o gel de pectina obtido foi lavado duas vezes com etanol absoluto, com o objetivo de remover impurezas solúveis, como sais e açúcares. Em seguida, o gel foi filtrado em filtro a vácuo, com a finalidade de remover o líquido. A pectina sólida e úmida foi seca em estufa de secagem à temperatura de 45 °C, até atingir massa constante. Por fim, a pectina seca foi moída em almofariz de porcelana, obtendo-se a pectina triturada.

O rendimento da extração (R) foi calculado pela Equação 1:

$$R(\%) = \frac{m_{pec}}{m_{far}} \times 100 \quad (1)$$

em que, m_{pec} é a massa de pectina extraída (g) e m_{far} é a massa de farinha utilizada para extração (g).

O grau de esterificação (DE) da pectina foi determinado por titulação (BOCHEK et al., 2001). Inicialmente, amostras de pectina seca (0,2 g) foram solubilizadas em 1 mL de etanol 95 % (Neon). Em seguida, adicionou-se 20 mL de água destilada a 40 °C, mantendo a solução sob agitador magnético por 2 horas. A esta solução adicionou-se 3 gotas de fenolftaleína. Posteriormente, ocorreu a titulação com solução de NaOH 0,1 mol.L⁻¹ até aparecimento da coloração rósea, sendo o volume gasto registrado como V_1 . Em seguida, 10 mL de solução aquosa de NaOH 0,1 mol.L⁻¹ foram adicionados e a amostra foi agitada em agitador magnético por 2 horas. Por fim, a solução foi neutralizada pela adição de 10 mL de solução aquosa de HCl 0,1 mol.L⁻¹ e titulada com NaOH 0,1 mol.L⁻¹, sendo o resultado registrado como V_2 .

O grau de esterificação (DE) foi calculado utilizando a Equação 2:

$$DE(\%) = \frac{V_2}{V_1 + V_2} \times 100 \quad (2)$$

em que, V_1 é o volume de NaOH usado na titulação inicial (mL) e V_2 é o volume gasto na titulação final (mL).

4.2.4 Extração e caracterização da pectina na condição otimizada - Atividade 4

A partir dos níveis estabelecidos pela condição otimizada, experimentos foram realizados em triplicata, de forma a extrair pectina a partir da farinha da casca do maracujá e da casca *in natura*. As pectinas extraídas foram analisadas, conforme os procedimentos descritos a seguir.

4.2.4.1 Teor de umidade e cinzas

O teor de umidade das amostras de pectina foi definido por secagem em estufa (Nova Ética, 400-4ND, Brasil) a 105 °C, até obtenção de massa constante. A determinação de cinzas foi realizada por gravimetria após calcinação (200 °C por 2 horas) e incineração (550 °C por 4 horas) em mufla (Zezimaq, 2000 B, Brasil) (AOAC, 1997).

4.2.4.2 Espectroscopia no infravermelho

As análises de infravermelho foram realizadas em equipamento FT-IR Spectrometer (Varian 660-IR, EUA), com acessório de refletância atenuada (Gladi-ATR, Pike, EUA). Os espectros foram obtidos por refletância total atenuada na região de 400 a 4000 cm⁻¹.

4.2.4.3 Construção da curva de secagem do gel de pectina

O estudo da secagem do gel de pectina foi realizado em duplicata, visando a obtenção de dados para elaboração da curva. Durante essa operação, as amostras foram pesadas utilizando-se uma balança analítica (modelo FA2204C) até obtenção de massa constante. Inicialmente, as pesagens foram feitas de cinco em cinco minutos, até totalizar uma hora. Em seguida, foram realizadas de hora em hora.

4.2.5 Balanço de massa e energia - Atividade 5

De maneira geral, a execução dos balanços de massa e energia é a primeira etapa na solução de um problema de análise de um processo químico. No estudo das operações unitárias, se as mesmas envolverem somente transferência de massa entre as correntes, apenas o balanço material será necessário, mas se envolverem também transferência de calor entre as correntes, ou entre o exterior e o equipamento, do mesmo modo é aplicado o balanço de energia (BRASIL, 2017).

Para realização do balanço de massa, o processo foi esquematizado em um diagrama de blocos, com o objetivo de apresentar uma visão global, representando as operações envolvidas e o fluxo de matéria entre as operações. Os cálculos foram realizados com base em alguns parâmetros estabelecidos durante a realização dos experimentos.

A equação geral do balanço de massa utilizada nos cálculos está representada pela equação 3:

$$\textit{Entrada} + \textit{Geração} - \textit{Saída} - \textit{Consumo} = \textit{Acúmulo} \quad (3)$$

Para este projeto, foi possível determinar algumas considerações, sendo estas:

- 1) Regime permanente, portanto o acúmulo tende a zero;
- 2) Não ocorrem reações químicas, consequentemente os termos geração e consumo foram anulados.

Assim, a equação 3 foi simplificada como:

$$\textit{Entrada} = \textit{Saída} \quad (4)$$

Em relação aos balanços de energia, estes foram aplicados em equipamentos nos quais ocorrem trocas de calor, tal como o tanque de extração e secador. O objetivo foi determinar a quantidade de calor a ser fornecida, proveniente da caldeira, a cada um desses equipamentos.

De acordo com a Primeira Lei da Termodinâmica, a energia se conserva, ou seja, a quantidade de energia total que entra mais a que é gerada em um sistema necessita ser exatamente igual a quantidade de energia que sai do sistema mais qualquer acúmulo ou consumo que houver (BRASIL, 2017).

A equação geral do balanço de energia está apresentada na Equação 5:

$$\Delta H + \Delta E_c + \Delta E_p = Q - W \quad (5)$$

em que, ΔH é a variação de entalpia, ΔE_c é a variação de energia cinética, ΔE_p é a variação de energia pontencial, Q é a quantidade de calor que é retirada ou fornecida, W é a quantidade de energia associada ao trabalho.

Para o balanço energético do secador e do tanque, considerou-se processo adiabático ($Q = 0$). Essa consideração pode ser utilizada para equipamentos nos quais o aquecimento do

produto é efetuado pelo uso de ar quente, de forma que a transferência de calor ocorra apenas entre o ar quente e o material úmido (TADINI et al., 2016).

4.2.6 Dimensionamento dos equipamentos - Atividade 6

A fim de estabelecer a implantação do processo à uma agroindústria, fez-se necessário considerar alguns fatores sugeridos no referente trabalho, bem como a linha de processo, os equipamentos e a capacidade.

Os equipamentos utilizados no processo foram definidos com base nos experimentos laboratoriais. O tamanho dos lotes e a quantidade de bateladas foram determinados a partir do balanço de massa e, conseqüentemente, o tamanho dos equipamentos que foram dimensionados. Os cálculos para dimensionamento dos equipamentos foram realizados de acordo com os dados disponíveis na literatura. O tempo gasto para realização de cada etapa do processo foi estabelecido com base na realização dos experimentos conduzidos no laboratório.

4.2.7 Estudo da viabilidade econômica - Atividade 7

Do ponto de vista financeiro e ambiental, a valorização dos subprodutos industriais pode trazer diversos benefícios. O que falta, talvez, seja a comprovação de que fazer uso dos subprodutos pode, de fato, trazer bons resultados. Considerando a casca do maracujá, um subproduto gerado em grande quantidade pelas indústrias, uma boa fonte para extração de pectina e ainda, o amplo mercado de aplicações desse polissacarídeo, tornou-se necessário determinar se a implantação do processo à indústria é tecnicamente viável.

Segundo Bordeaux-Rêgo et al. (2013), a avaliação da viabilidade econômica é uma etapa imprescindível para estudar a viabilidade do negócio e estimar o resultado da execução do projeto.

A análise econômica foi desenvolvida utilizando o software Microsoft Office Excel e levando em consideração algumas informações básicas que foram obtidas a partir da resolução das atividades anteriores, tal como capacidade operacional, equipamentos utilizados e rendimento do processo.

Os custos de mão de obra foram calculados pela soma dos salários pagos aos funcionários. Os encargos sociais, custos incidentes sobre a folha de pagamento dos salários pagos aos funcionários, foram calculados em relação ao total do custo com mão de obra, sendo

incluído Instituto Nacional do Seguro Social (INSS), Fundo de Garantia do Tempo de Serviço (FGTS), Seguro Acidente do Trabalho (SAT), salário educação e contribuição para o sistema S (SENAI, Sesi, SEBRAE e INCRA). Os encargos trabalhistas, valores pagos pelos empregadores aos seus funcionários, estão representados pelos gastos com adicional de férias e plano de saúde (SANT'ANA, 2015; SEBRAE, 2019).

Os custos dos equipamentos adotados foram determinados por meio da média dos valores obtidos por meio das cotações das empresas Cetro, Ekontech, Tanquetec, Tecitec e Polidryer. Os valores de ácido cítrico e gás GLP foram gentilmente fornecidos por uma agroindústria da região.

A receita foi calculada pela multiplicação da quantidade de pectina produzida numa base anual pelo preço de venda. A quantidade de pectina produzida foi obtida por meio dos cálculos do balanço de massa. O preço de venda do produto foi estipulado com base nos preços de outras empresas.

A fim de cobrir os investimentos para abertura de um novo processo na indústria, utilizou-se o cálculo do financiamento, levando em consideração os investimentos de equipamentos e capital de giro. Alguns financiamentos apresentam período de carência, ou seja, durante esse tempo não se tem pagamento da dívida financiada e o banco cobra apenas os juros. Após o período de carência, o banco cobra juros e amortização, termo utilizado para pagamento das prestações do valor do empréstimo. O prazo total do financiamento corresponde à soma do período de carência e de amortização. O limite de participação é a porcentagem máxima do investimento que vai ser financiada pelo banco, sendo o restante de responsabilidade do próprio investidor (COSTA et al., 2011; ROSA, 2013).

Para determinação do fluxo de caixa, as seguintes equações foram utilizadas:

$$LO = RO - CT \quad (6)$$

$$LT = LO - JF \quad (7)$$

$$JCB = LT - IR \quad (8)$$

$$FCL = CG + FCB + D \quad (9)$$

em que, LO é o lucro operacional, RO é a receita operacional, CT é o custo total, LT é o lucro tributável, JF equivale aos juros sobre financiamento, FCB é o fluxo de caixa bruto, IR

corresponde ao imposto de renda, FCL é o fluxo de caixa líquido, CG é a capital de giro e D é a depreciação.

O cálculo do ponto de equilíbrio (PE) foi efetuado utilizando a equação 10:

$$PE (\%) = \frac{CF}{RO - CV} \times 100 \quad (10)$$

em que, CF é o custo fixo, RO é a receita e CV é o custo variável.

Para se determinar uma Taxa Mínima de Atratividade (TMA) justa para avaliação do investimento, analisou-se três indicadores: custo de oportunidade, risco de negócio e prêmio pela liquidez. O custo de oportunidade representa o retorno mínimo que se pode ter investindo no mercado financeiro sem risco. Utilizou-se como base a taxa Selic, que é a taxa básica de juros na economia brasileira. A taxa Selic consultada, referente ao dia 05 de novembro de 2019, equivale a 4,90 %, ou seja, o investimento precisa ter um retorno maior do que essa porcentagem para compensar. Via de regra, adotou-se 5 % para o risco de negócio e, para o prêmio pela liquidez, que leva em consideração a perda da disponibilidade dos recursos financeiros, adotou-se 2 %. Diante disso, a TMA admitida foi de 11,90 % (SECURATO, 1999; BANCO CENTRAL DO BRASIL, 2019).

O cálculo do Valor Presente Líquido (VPL) foi efetuado pela divisão do acúmulo de caixa líquido pelo somatório de 1 e TMA, para todos os fluxos de caixa, e, posteriormente, somou-se os resultados da divisão. O resultado positivo de VPL indica que a rentabilidade do investimento é superior à TMA considerada para o desconto do fluxo de caixa, ou seja, evidencia que o investimento é atrativo e, portanto, pode ser aprovado (WESTON & BRIGHAM, 2000).

A Taxa Interna de Retorno (TIR) foi calculada levando em consideração uma série de fluxos de caixa líquido. Uma vez que a TIR calculada é maior do que TMA, pode-se concluir que o projeto é viável, demonstrando boa rentabilidade (WESTON & BRIGHAM, 2000).

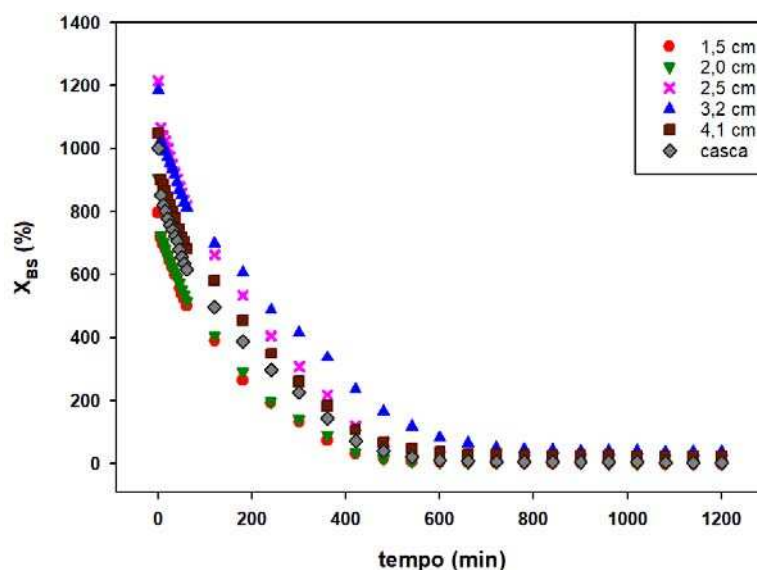
Para realização do cálculo de Tempo de Retorno de Capital (TRC), somou-se os valores dos benefícios, a cada período, até que a soma fosse equivalente ao valor do investimento inicial ou, de outra forma, até que os investimentos sejam pagos pelo acúmulo dos lucros. Ao verificar que o fluxo de caixa acumulado pode ser utilizado para pagar os investimentos, afirma-se que o TRC é o último período que foi somado. Dessa forma, quanto maior o TRC, menos atrativo é o projeto (SOUZA & CLEMENTE, 1997).

5 RESULTADOS E DISCUSSÃO

5.1 Obtenção e caracterização da farinha da casca do maracujá - Atividade 1

A partir dos dados experimentais da secagem da casca do maracujá foram construídas as curvas de secagem em função do tempo e da umidade em base seca (X_{BS}), representadas na Figura 10.

Figura 10 – Curva de secagem da casca do maracujá



Observa-se a redução do teor da umidade com o tempo, sendo que a perda de água é mais rápida no início do processo, com tendência a estabilização após os 600 minutos, de maneira semelhante à pesquisa de Ferreira e Pena (2010) e Spoladore (2014), que também estudaram a secagem da casca do maracujá.

De acordo com os resultados obtidos, no tempo igual a 1200 minutos (20 horas) atingiram-se umidades de equilíbrio inferiores a 1 % para os diâmetros de 1,5 cm e 2,0 cm, enquanto que para os demais diâmetros, as umidades de equilíbrio foram superiores a 12,16 %. Com base nisso, constatou-se que o aumento do diâmetro está relacionado ao aumento do tempo de operação, sendo comprovado que quanto maior o tamanho da partícula, maior o tempo necessário para a etapa de secagem e, consequentemente, maior o gasto energético. Diante disso, justifica-se a indicação de amostras com menores diâmetros para aplicação em projetos industriais, visando a economia energética.

Os modelos matemáticos utilizados para descrever a operação de secagem da casca do maracujá (diâmetro = 1,5 cm) estão expostos na Tabela 6.

Tabela 6 – Modelos matemáticos utilizados para descrever o processo de secagem

Modelo	Equação	Referência
Henderson e Pabis	$X_{BS} = a \cdot e^{-b \cdot x}$	Henderson & Pabis (1961)
Henderson e Pabis Modificado	$X_{BS} = a \cdot e^{-b \cdot x} + c \cdot e^{-d \cdot x} + g \cdot e^{-h \cdot x}$	Henderson & Pabis (1961)
Logarítmico	$X_{BS} = a \cdot e^{-b \cdot x} + y_0$	Togrul & Pehlivan (2004)
Dois termos	$X_{BS} = a \cdot e^{-b \cdot x} + c \cdot e^{-d \cdot x}$	Henderson (1974)
Verna	$X_{BS} = a \cdot e^{-b \cdot x} + (1-a) \cdot e^{-c \cdot x}$	Verna et al. (1985)
Midilli-Kucuk	$X_{BS} = a \cdot e^{-b \cdot x^n} + c \cdot x$	Midilli et al. (2002)

X_{BS} é a umidade em base seca. Enquanto que a, b, c, g e n são parâmetros de ajuste e x, indica o tempo, em minutos.

Na Figura 11 estão representados os modelos mencionados ajustados à curva de secagem da casca de maracujá com diâmetro de 1,5 cm. Na Tabela 7 estão apresentados os resultados dos parâmetros de ajustes.

Figura 11 – Curva de secagem da casca de maracujá com diâmetro de 1,5 cm obtida pelo ajuste dos modelos matemáticos aos dados experimentais

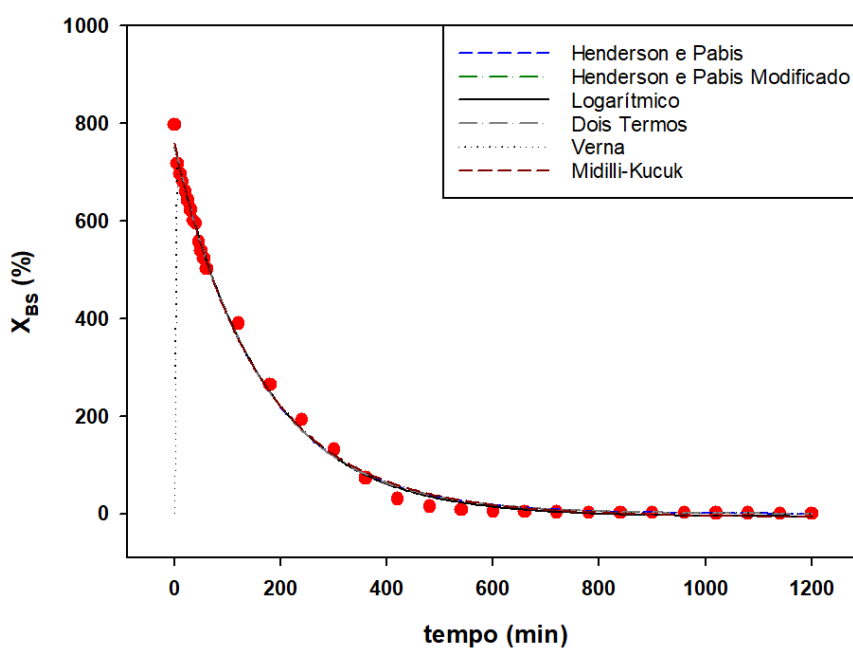


Tabela 7 – Parâmetros de ajustes dos modelos aplicados aos dados experimentais referentes à secagem da casca do maracujá (diâmetro = 1,5 cm)

Modelo	R²	EMR (%)	RQMD
Henderson e Pabis	0,9974	1,53	15,13
Henderson e Pabis Modificado	0,9974	1,65	15,13
Logarítmico	0,9976	1,54	14,75
Dois termos	0,9974	1,59	15,13
Verna	0,7698	14,83	43,53
Midilli-Kucuk	0,9976	1,54	14,67

R² = Coeficiente de determinação; EMR = Erro médio relativo; RQMD = Raiz do quadrado médio do resíduo.

A avaliação dos ajustes dos modelos foi feita com base nos maiores valores de coeficientes de determinação (R²) e menores valores de erro médio relativo (EMR) e raiz do quadrado médio do resíduo (RQMD). Diante disso, constatou-se todos os modelos, com exceção do Verna, podem ser utilizados para descrição do processo, sendo que o modelo Midilli-Kucuk mostrou-se mais recomendado, com R² = 0,9976, EMR = 1,54 % e RQMD = 14,67.

Após obtenção das cascas secas, ocorreu a trituração em um moinho (SM 224, Motores Elétricos Brasil S.A.) e, posteriormente, elas foram peneiradas de forma a obter granulometria inferior a 42 mesh. Os dados de caracterização da farinha da casca do maracujá são similares aos reportados na literatura (Tabela 8). As variações nos resultados podem ser explicadas por fatores que afetam diretamente as características dos frutos, tal como grau de maturação, época de colheita, diferentes tipos de solo e variações climáticas.

Tabela 8 – Composição físico-química da farinha da casca do maracujá

Componentes	Literatura (%)*	Dados experimentais (%)
Umidade	4,60 - 9,93	4,90
Cinzas	3,36 - 9,27	9,07
Lipídios	0,01 - 2,08	0,41
Proteínas	4,05 - 5,26	5,04
Carboidratos**	73,46 - 87,98	80,58

*Valores médios relatados pelos autores: Kliemann (2006), Pinheiro et al. (2008), Oliveira (2015).

** Determinado por diferença.

5.2 Planejamento estatístico - Atividade 2

5.2.1 Planejamento estatístico preliminar

Os resultados de rendimento e grau de esterificação obtidos pelo planejamento estatístico preliminar, utilizando o delineamento fatorial 2^3 , estão apresentados na Tabela 9.

Tabela 9 – Variáveis e níveis codificados para o delineamento 2^3 e as respostas obtidas para o rendimento de extração (R) e grau de esterificação da pectina (DE)

Experimento	tp	Te	C	R (%)	DE (%)
1	30	60	0,0052	7,47	74,42
2	120	60	0,0052	8,15	74,12
3	30	90	0,0052	9,68	61,29
4	120	90	0,0052	10,47	68,42
5	30	60	0,0416	6,67	52,31
6	120	60	0,0416	7,18	56,34
7	30	90	0,0416	8,92	55,13
8	120	90	0,0416	6,81	46,91
9	75	75	0,0234	9,23	56,45
10	75	75	0,0234	8,75	56,09
11	75	75	0,0234	8,91	56,35

*tp = tempo; Te = temperatura; C = concentração do ácido.

A análise de variância foi feita para testar o modelo pelo teste F; o efeito das variáveis foi testado pelo teste *t* de Student ($p < 0,05$). Os coeficientes estão apresentados na Tabela 10.

Tabela 10 – Coeficientes das variáveis independentes, valor *t* e significância dos fatores para as variáveis respostas: rendimento e grau de esterificação

Fator	R			DE		
	Efeito	t	p	Efeito	t	p
Média	8,168*	94,52	0,0001	61,117*	949,086	0,000001
Curvatura	1,596*	4,823	0,0404	-9,634*	-39,068	0,0006
tp (min)	-0,034	-0,199	0,8607	0,6611*	5,133	0,035920
Te (°C)	1,600*	9,262	0,0114	-6,357*	-49,363	0,000410
C (mol.L ⁻¹)	-1,544*	-8,936	0,0123	-16,89*	-131,141	0,000058

Continua...

Continuação...

tpxTe	-0,624	-3,613	0,0688	-1,203*	-9,345	0,011258
tpxC	-0,764*	-4,423	0,0475	-2,753*	-21,378	0,002181
TexC	-0,662	-3,830	0,0619	3,0555*	23,725	0,001772
tpxTexC	-0,682	-3,945	0,0586	-4,919*	-38,193	0,000685

* Efeitos significativos.

** Significância $p < 0,05$ pelo teste t de Student.

tp = tempo; Te = temperatura; C = concentração de ácido cítrico.

Como teste inicial, os efeitos para o planejamento 2^3 mostram uma relação não-linear entre os fatores utilizados e as variáveis respostas, pois a curvatura foi significativa, ao nível de significância de 5 %.

Comparando os efeitos significativos estatisticamente com o objetivo de obter maiores rendimento (R) e grau de esterificação (DE), pode-se observar que as variáveis independentes (Te e C) e a interação tpxC são significativas ao nível de 5 % para ambas as variáveis dependentes (R e DE), enquanto que o tp e as interações tpxTe, TexC e tpxTexC são significativas apenas para o DE.

A partir da análise dos efeitos, torna-se possível observar que, para obter um maior rendimento da extração da pectina, é necessário utilizar temperaturas mais elevadas, pois quanto maior a temperatura, maior a taxa com que o soluto se dissolve no solvente; e menor concentração do ácido cítrico, relacionado diretamente com o pH, que é um dos parâmetros mais importantes na etapa de extração (condizente com o que foi relatado por Kulkarni & Vijayanand (2010) e Oliveira (2013)). No entanto, para obter maior grau de esterificação deve-se utilizar temperaturas inferiores, visto que temperaturas muito elevadas podem causar degradações na estrutura da pectina (semelhante aos resultados experimentais de Kulkarni & Vijayanand (2010)). Nota-se então que a temperatura apresenta um efeito contrário para as variáveis respostas. O efeito individual do fator concentração do ácido apresenta o mesmo efeito negativo para as variáveis respostas. Ao realizar uma triagem nos efeitos, possibilitou-se estipular os níveis que foram utilizados para a etapa de otimização.

5.2.2 Planejamento estatístico de otimização

Os resultados de rendimento e grau de esterificação obtidos pelo delineamento composto central estão apresentados na Tabela 11.

Tabela 11 – Variáveis e níveis codificados para o delineamento composto central e as respostas obtidas para o rendimento de extração e grau de esterificação da pectina

Experimento	Tp	Te	C	R (%)	DE (%)
1	30	70	0,0052	8,75	62,19
2	75	70	0,0052	9,97	62,67
3	30	90	0,0052	9,89	61,54
4	75	90	0,0052	10,43	65,77
5	30	70	0,02	8,05	56,18
6	75	70	0,02	8,89	56,74
7	30	90	0,02	10,80	51,56
8	75	90	0,02	10,07	52,43
9	14,66	80	0,0126	9,29	64,31
10	90,34	80	0,0126	9,53	66,42
11	52,5	63,18	0,0126	8,52	67,21
12	52,5	96,82	0,0126	8,86	70,81
13	52,5	80	0,0002	13,18	86,76
14	52,5	80	0,03	12,86	64,89
15	52,5	80	0,0126	10,73	71,43
16	52,5	80	0,0126	10,95	75,90
17	52,5	80	0,0126	10,34	77,98

tp = tempo; Te = temperatura; C = concentração de ácido cítrico.

Os resultados obtidos a partir da Análise de Variância (ANOVA) estão exibidos na Tabela 12. O erro puro, ou seja, a variação aleatória dos resultados, foi considerado baixo. O teste t foi realizado com nível de significância de 0,05.

Tabela 12 – Teste ANOVA para rendimento e grau de esterificação

Fonte de variação	GL	SQ	QM	F	p
Rendimento de extração					
Falta de ajuste	8,000	4,222	0,528	5,412	0,165
Erro puro	2,000	0,195	0,098	-	-
Total SS	16,000	31,441	-	-	-

Continua...

Continuação...

Grau de esterificação					
Falta de ajuste	9,000	509,146	52,572	5,042	0,176
Erro puro	2,000	22,438	11,219	-	-
Total SS	16,000	1.348,713	-	-	-

Os modelos ajustados que representam a variação nas variáveis dependentes (R e DE) em função das variáveis independentes estudadas (tp, Te e C) estão representados pelas equações 11 e 12. Os valores das variáveis β_1 , β_2 , β_3 , β_4 , β_5 e β_6 correspondem ao tempo, temperatura, concentração do ácido, tempo ao quadrado, temperatura ao quadrado e concentração do ácido ao quadrado, respectivamente.

$$\hat{Y}_{R(\%)} = -46,889 + 0,125 \times \beta_1 + 1,357 \times \beta_2 - 270,097 \times \beta_3 - 0,0011 \times \beta_4 - 0,008 \times \beta_5 + 9.230,6 \times \beta_6 \quad (11)$$

$$\hat{Y}_{DE(\%)} = -220,22 + 1,176 \times \beta_1 + 6,759 \times \beta_2 - 643,509 \times \beta_3 - 0,011 \times \beta_4 - 0,042 \times \beta_5 \quad (12)$$

Uma representação gráfica da qualidade dos modelos para avaliação do rendimento e grau de esterificação pode ser visualizada nas Figuras 12 e 13, respectivamente.

Figura 12 – Representação gráfica para avaliação do rendimento: (A) Valores preditos em função dos valores observados; (B) Resíduos brutos em função dos valores observados

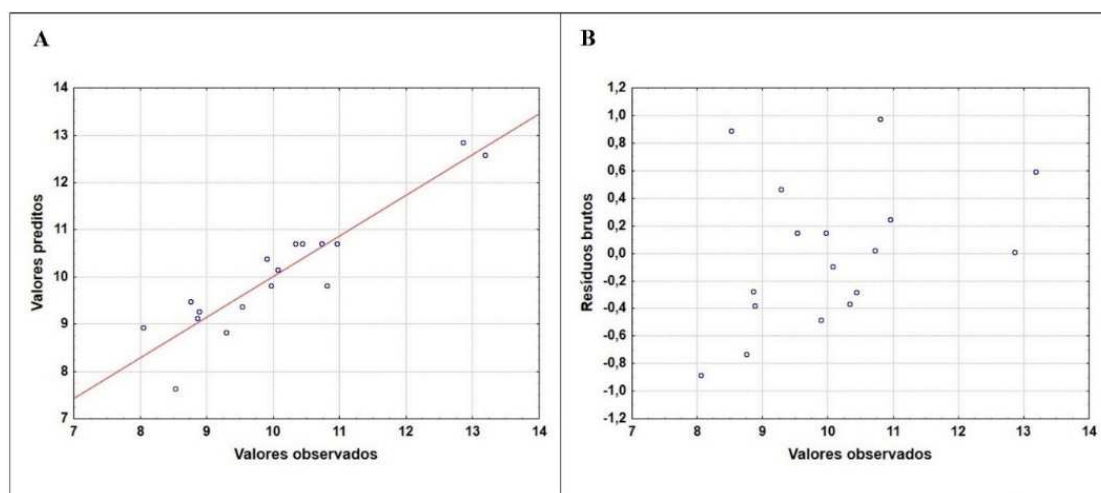
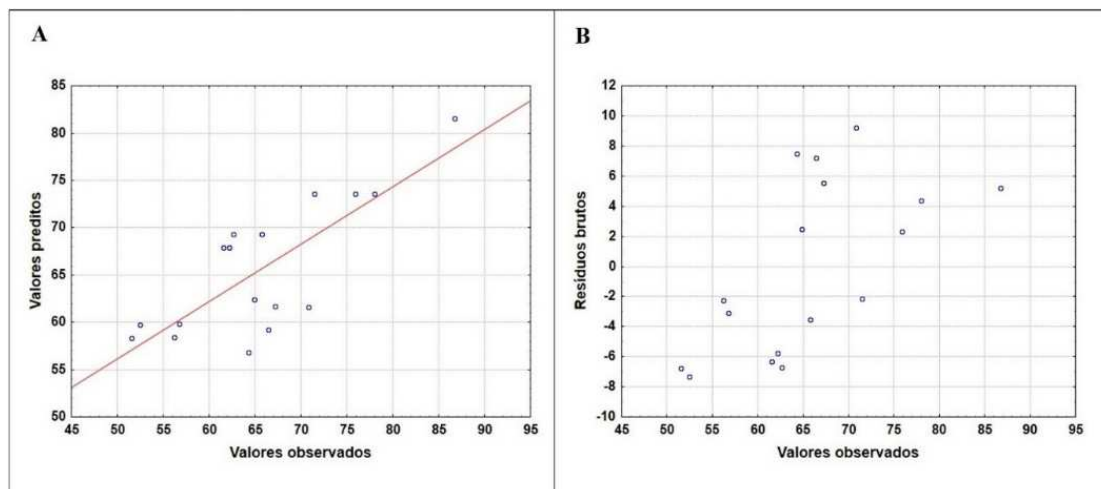


Figura 13 – Representação gráfica para avaliação do grau de esterificação: (A) Valores preditos em função dos valores observados; (B) Resíduos brutos em função dos valores observados



Pode-se observar que o modelo quadrático se ajusta bem aos dados experimentais (Figuras 12A e 13A). A partir dos gráficos (Figuras 12B e 13B) nota-se que os valores não parecem manifestar nenhuma tendência regular, o que é ideal para o ajuste dos modelos aos dados.

As superfícies de resposta elaboradas a partir deste modelo estão apresentadas nas Figuras 14 e 15.

Figura 14 – Superfícies de resposta para o efeito das variáveis independentes no rendimento: (A) Temperatura x Concentração do ácido; (B) Tempo x Concentração do ácido; (C) Temperatura x Tempo

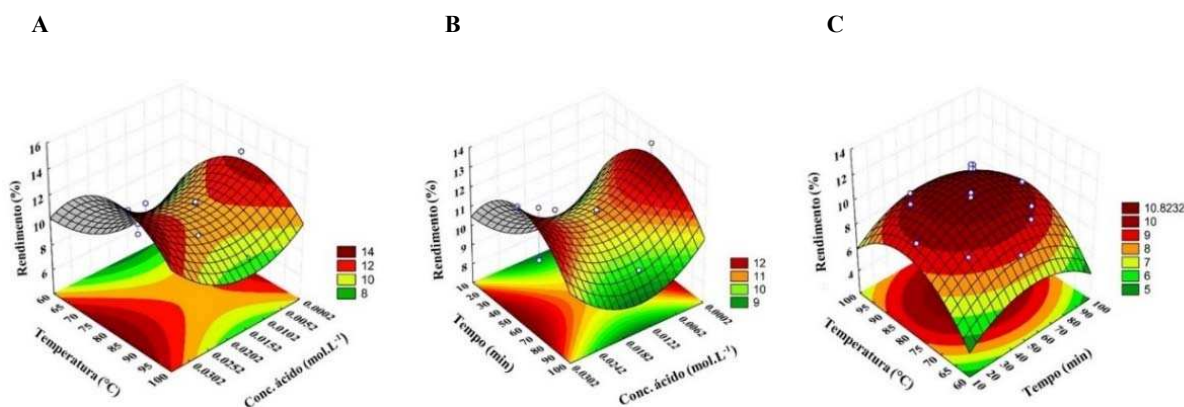
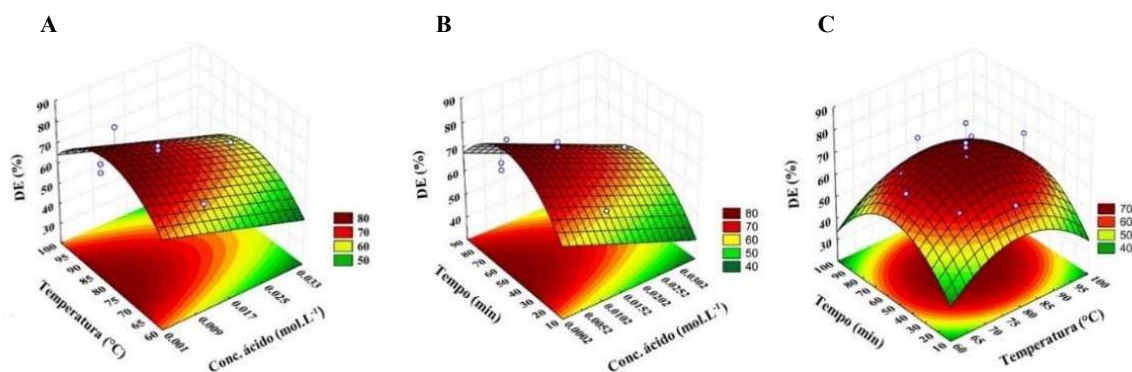


Figura 15 – Superfícies de resposta para o efeito das variáveis independentes no grau de esterificação:

(A) Temperatura x Concentração do ácido; (B) Tempo x Concentração do ácido; (C) Temperatura x Tempo



5.3 Extração da pectina - Atividade 3

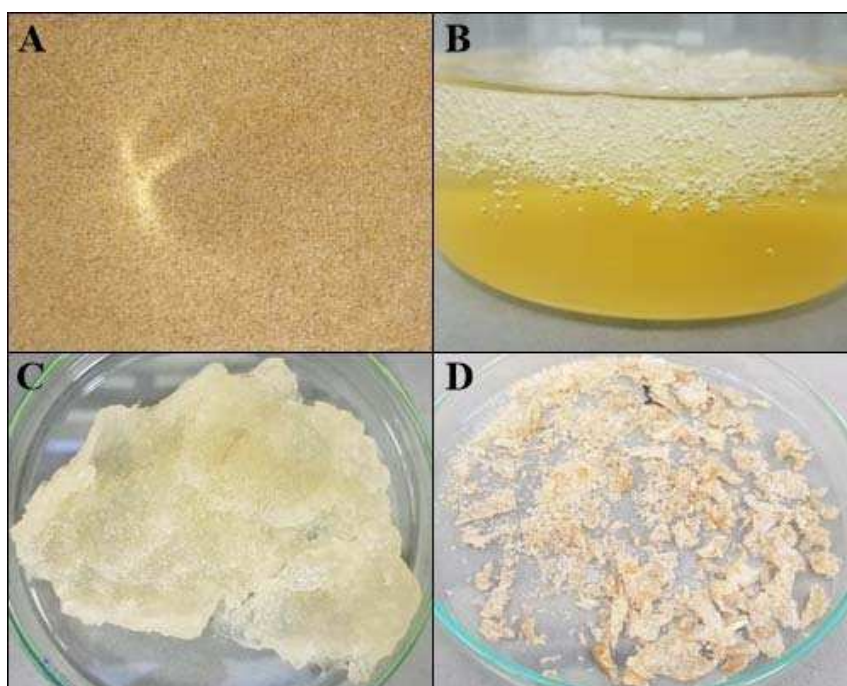
A partir do planejamento estatístico (Atividade 2), foram realizados os experimentos de extração da pectina, sob diferentes condições experimentais. Analisando-se as superfícies de resposta geradas (Figuras 14 e 15), foi possível concluir que:

- Ocorre aumento do rendimento da extração em valores em que a temperatura e o tempo estão próximos ao ponto central da faixa estudada e, em concentrações baixas e elevadas de ácido. No entanto, pensando na análise econômica, optou-se por não trabalhar com concentrações mais elevadas do ácido, a fim de minimizar os custos do processo, uma vez que o objetivo é reaproveitar um subproduto da indústria. O rendimento (13,18 %) obtido na condição otimizada (80 °C; 52,5 min; 0,0002 mol.L⁻¹) está próximo aos valores encontrados na literatura, como por exemplo 14,8 % (Kulkarni & Vijayanand, 2010), 14,6 % (Liew et al., 2014) e 10,9 % (Oliveira, 2015), sob diferentes condições de extração.
- Ocorre aumento do grau de esterificação da pectina quando a concentração do ácido cítrico diminui; a temperatura e o tempo estão próximos ao ponto central da faixa estudada. Na condição otimizada (80 °C; 52,5 min; 0,0002 mol.L⁻¹) para o rendimento de extração, o DE também apresentou valor máximo de 86,76 %. Este valor é superior aos dados disponíveis na literatura, 69,70 % (D'addosio et al., 2005) e 78,59 % (Pinheiro et al., 2008), sob diferentes condições de extração.

Estes resultados demonstram que foi possível otimizar as condições de extração da pectina com valores satisfatórios de rendimento e grau de esterificação, proporcionando benefícios potenciais à extração industrial, tanto do ponto de vista econômico quanto ambiental.

Durante a realização dos experimentos, algumas imagens foram coletadas e estão apresentadas na Figura 16. Na Figura 16B, durante a etapa de precipitação da pectina, é possível notar a coloração amarela da solução, que ocorre devido a presença de carotenóides, um corante natural de frutas, que confere cores que vão do amarelo ao vermelho. A identidade dos carotenóides no maracujá já foi confirmada em outros estudos (MERCADANTE; BRITTON & RODRIGUES-AMAYA, 1998; SILVA & MERCADANTE, 2002).

Figura 16 – Imagens da (A) farinha da casca do maracujá; (B) etapa de precipitação da pectina; (C) pectina úmida extraída; (D) pectina seca extraída



5.4 Caracterização da pectina na condição otimizada - Atividade 4

5.4.1 *Extração da pectina da casca de maracujá em condição experimental otimizada*

O material utilizado para realização desta etapa foram as cascas de maracujá, gentilmente fornecidas por uma agroindústria da Zona da Mata Mineira, a fim de obter uma amostragem mais homogênea do subproduto.

Foi realizado o mesmo procedimento de extração, conforme os níveis estabelecidos pela condição otimizada (80 °C; 52,5 min; 0,0002 mol.L⁻¹). O processo foi realizado a partir da farinha da casca do maracujá e da casca *in natura*. Para realização da extração a partir da casca *in natura*, descontou-se o teor de água presente na casca, que foi quantificado pela análise de umidade.

Os experimentos foram realizados em triplicata e o rendimento da pectina foi calculado em base seca. Os resultados médios coletados durante a realização dos experimentos correspondem a 13,18 % e 13,44 % de rendimento de pectina a partir da farinha e da casca *in natura*, respectivamente. Por estes dados, conclui-se que a extração da pectina a partir da casca *in natura* é eficiente e que o processo nessa condição, torna possível a eliminação da secagem do material, consequentemente há redução dos gastos energéticos.

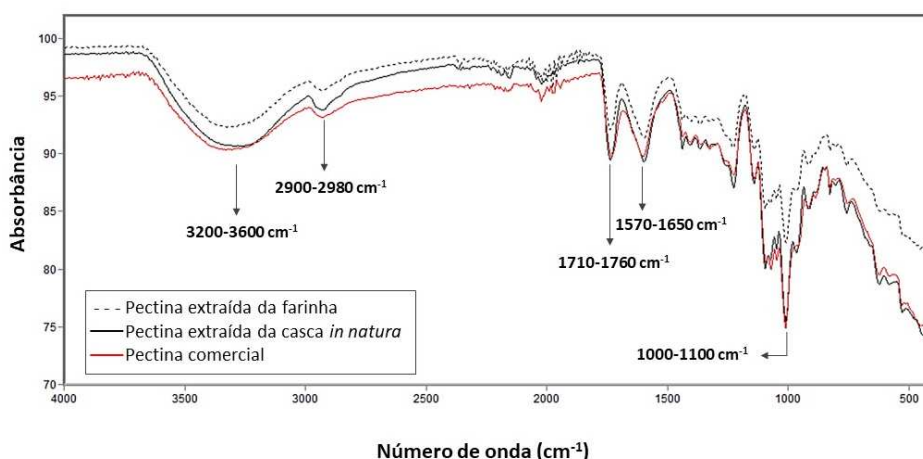
5.4.2 Análise de umidade e cinzas

O teor de umidade encontrado para a pectina extraída da farinha da casca do maracujá e da casca *in natura* foi de 5,72 %, em média, e os teores de cinza 5,73 % e 5,54 %, respectivamente. Pinheiro et al. (2008) caracterizaram a pectina extraída na condição otimizada com ácido cítrico e encontraram valores de umidade e cinzas de 7,6 % e 5,7 % , respectivamente.

5.4.3 Espectros no infravermelho com transformada de Fourier (FT-IR)

Os espectros vibracionais da pectina comercial e das pectinas extraídas a partir da casca *in natura* e da farinha da casca do maracujá estão apresentados na Figura 17.

Figura 17 – Espectros da região infravermelho das amostras de pectina: comercial, extraída da farinha e extraída da casca *in natura*



Pelos espectros no infravermelho da pectina comercial e da pectina extraída na condição otimizada foi possível observar que as amostras possuem espectro semelhante, indicando correspondência entre elas.

Para caracterização das pectinas é relevante atentar para a banda da carbonila (1750 cm^{-1}), do éster contendo o grupo acetil (COCH_3). A banda em 1600 cm^{-1} corresponde à carbonila do ácido carboxílico. A maior ou menor intensidade desta banda pode estar relacionada ao grau de esterificação (FELLAH et al., 2009).

Para caracterizar os demais grupos existentes na estrutura das pectinas, destaca-se a banda larga entre 3600 cm^{-1} e 3200 cm^{-1} , referente ao estiramento da ligação O-H. A banda entre 2960 cm^{-1} e 2940 cm^{-1} se refere ao estiramento C-H de CH_3 , CH_2 e CH. No caso da pectina, as ligações O-H se dão devido às ligações de hidrogênio intermolecular da cadeia de ácido galacturônico. As bandas acentuadas em 1015 cm^{-1} e 1100 cm^{-1} são dos estiramentos das ligações C-OH de álcoois secundários (SINGTHONG et al., 2005; MONFREGOLA et al., 2011; SOUSA et al., 2017).

Ressalta-se que os valores das bandas mencionados e suas intensidades são muito semelhantes de espectros no infravermelho da pectina encontrados na literatura.

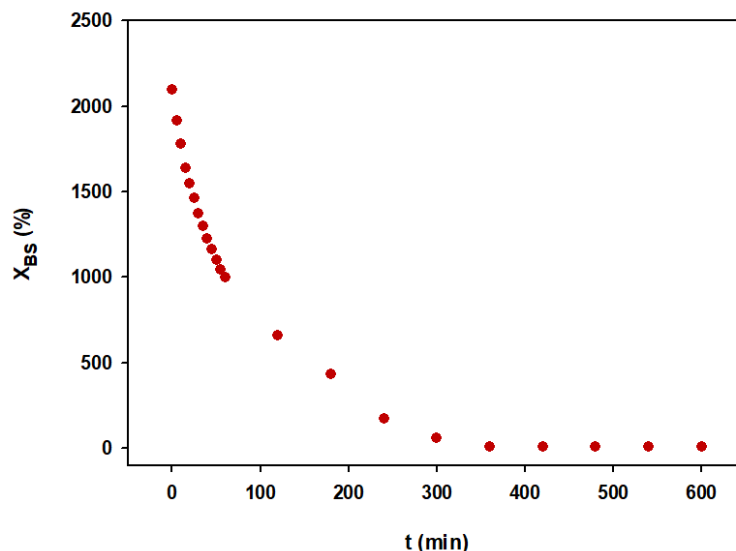
5.4.4 Obtenção da curva de secagem do gel de pectina

A construção da curva de secagem do gel de pectina foi realizada em duplicata. Os ensaios foram conduzidos visando a obtenção de dados para a realização dos balanços de massa e energia, de forma a representar com fidelidade a operação de secagem em escala industrial.

Para realização desta atividade, dados da massa em função do tempo foram coletados, durante a operação. A massa da matéria seca da amostra também foi obtida, visando o cálculo da umidade em base seca (X_{BS}). Calculou-se X_{BS} pela diferença entre a massa obtida em determinado tempo e a massa seca. O resultado foi então dividido pela massa seca e, por fim, multiplicado por 100, objetivando a obtenção da X_{BS} em porcentagem.

A curva de secagem elaborada pode ser observada na Figura 18.

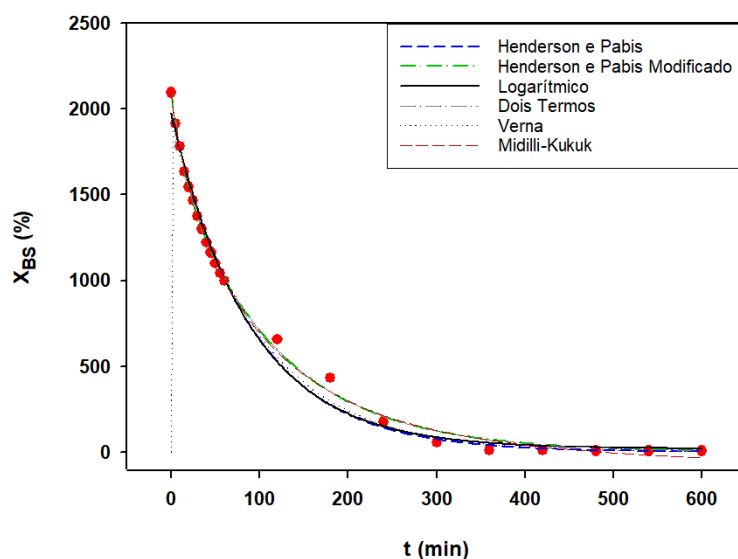
Figura 18 – Curva de secagem do gel de pectina em temperatura de 45 °C



Esta curva tem utilidade direta na determinação do tempo de secagem requerido para processo em batelada sob as mesmas condições de secagem. De acordo com os dados da Figura 18, pode-se observar que, a partir de seis horas de secagem (360 min) a umidade em base seca não apresenta alterações significativas. No entanto, foram necessárias oito horas (480 min) para atingir a umidade de equilíbrio ($X_{BS} = 5,72 \%$).

Os modelos matemáticos utilizados para descrever a curva de secagem do gel de pectina são os mesmos apresentados anteriormente na Tabela 6. Na Figura 19 é possível visualizar os modelos mencionados aplicados à curva de secagem.

Figura 19 – Modelos matemáticos aplicados à curva de secagem do gel de pectina



Na Tabela 13 estão apresentados os resultados dos parâmetros de ajustes dos modelos aplicados aos dados experimentais.

Tabela 13 – Parâmetros de ajustes dos modelos aplicados aos dados experimentais referentes à secagem do gel de pectina

Modelo	R ²	EMR (%)	RQME
Henderson e Pabis	0,9928	6,21	60,56
Henderson e Pabis Modificado	0,9978	3,82	33,35
Logarítmico	0,9929	6,29	59,89
Dois termos	0,9978	3,60	30,35
Verna	0,5827	48,36	160,03
Midilli-Kucuk	0,9975	3,83	35,42

R² = Coeficiente de determinação; EMR = Erro médio relativo; RQME = Raiz do quadrado médio do resíduo.

A avaliação dos ajustes dos modelos foi feita com base nos maiores valores de coeficientes de determinação (R² e menores valores de erro médio relativo (EMR e raiz do quadrado médio do resíduo (RQMD. Dessa forma, observou-se que o modelo “Dois termos” mostrou-se mais adequado para descrição do processo, com R² = 0,9978, EMR = 3,60 % e RQMD = 30,35.

5.5 Balanço de massa e energia - Atividade 5

5.5.1 Determinação do tamanho do lote

De acordo com os dados fornecidos por uma agroindústria da região, sabe-se que 3.000 t.ano⁻¹ de maracujá seguem para processamento. Conforme dados coletados experimentalmente, a porcentagem da casca em relação à massa total do fruto corresponde a 51 %, definindo-se que a quantidade de casca designada para produção de pectina equivale a 1.530 t.ano⁻¹.

Sabe-se que o maracujazeiro tem longo período de safra, variando de seis a nove meses (EMBRAPA, 2016. Diante disso, considerou-se que as cascas serão armazenadas em câmara fria e que a produção de pectina ocorrerá durante todo o ano.

A definição do tamanho do lote foi designada a partir do cálculo apresentado pela Equação 13, em que se utilizou a quantidade da casca do maracujá proveniente da produção anual de uma indústria, em uma relação de 12 meses de trabalho, com 22 dias por mês. Além

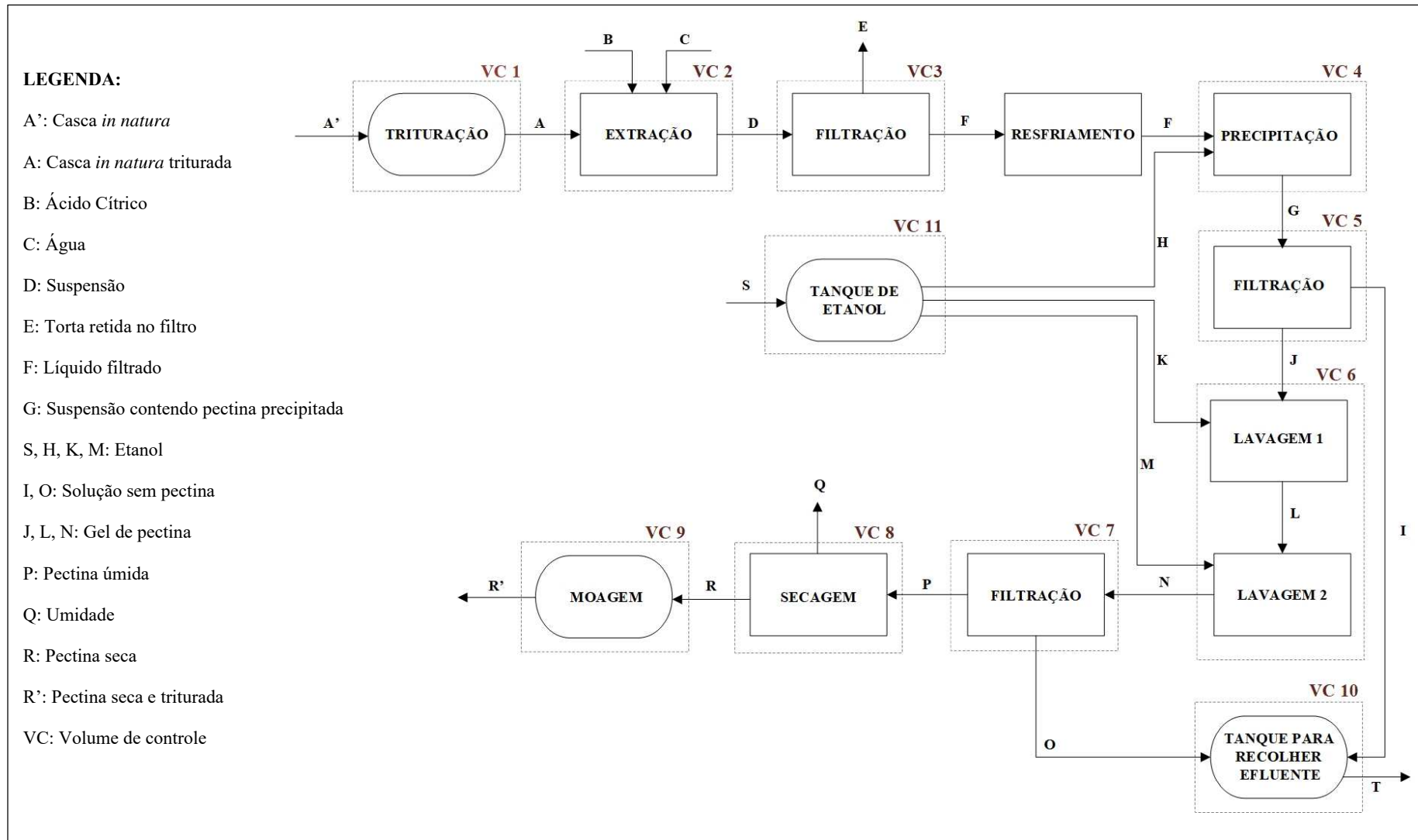
disso, de acordo com o tempo demandado nos experimentos laboratoriais, adotou-se que em um dia podem ser realizadas 2 bateladas, obtendo-se como resultado que em cada batelada são processados 2.897,73 kg de casca.

$$1.530 \frac{t}{ano} \times \frac{1}{12} \frac{ano}{meses} \times \frac{1}{22} \frac{mês}{dias} \times \frac{1}{2} \frac{dia}{bateladas} \times \frac{1.000 \text{ kg}}{1 t} \quad (13)$$

5.5.2 Balanço de massa

Conforme indicado pela Figura 20, um diagrama de blocos foi elaborado, sendo o processo dividido em volumes de controle, ou seja, espaços delimitados de forma a simplificar e facilitar a resolução do problema. Para a etapa de resfriamento não foi considerado um volume de controle, visto que nessa etapa considerou-se que não existe adição ou perda de massa.

Figura 20 – Diagrama de blocos do processo



Resolução do VC 1:

Conforme as informações estabelecidas a respeito da quantidade de lotes realizada anualmente, sabe-se que para cada batelada são utilizados 2.897,73 kg de casca de maracujá. Segundo informações técnicas, a perda de material durante a etapa de trituração é muito baixa. Diante disso, considerou-se que a eficiência do equipamento equivale a 99,50 %, consequentemente, em cada lote são processados 2.883,24 kg de casca (Equação 14).

$$2.987,73 \frac{\text{kg}}{\text{batelada}} \times 0,995 = 2.883,24 \frac{\text{kg}}{\text{batelada}} \quad (14)$$

De acordo com o experimento de umidade da casca do maracujá, ficou estabelecido que a quantidade de matéria em base seca corresponde a 11,74 % do peso total da casca (A), o que implica que 88,26 % corresponde à fração de água. Com base nisso, calculou-se que a fração de matéria em base seca da corrente A é igual a 338,49 kg.batelada⁻¹ (Equação 15).

$$f_{\text{base seca},A} = 0,1174 \times 2.883,24 \frac{\text{kg}}{\text{batelada}} \quad (15)$$

Conforme estabelecido experimentalmente, o rendimento médio da extração da pectina a partir da casca *in natura* é de 13,44 %. De modo geral, a matéria em base seca é constituída de sólidos e pectina. Dessa forma, considerou-se que a quantidade de pectina presente na matéria-prima equivale a quantia que foi extraída, ou seja, 13,44 % de 338,49 kg. No entanto, de acordo com a análise de umidade da pectina seca, realizada experimentalmente, têm-se como resultado 5,72 %. Isto significa que a fração de pectina equivale a 12,67 % (Equação 16).

$$13,44 \% - (13,44 \% \times 0,0572) = 12,67 \% \quad (16)$$

Diante disso, torna-se possível determinar a fração da pectina na corrente A, utilizando a Equação 17.

$$12,67 \% \times 338,49 \frac{\text{kg}}{\text{batelada}} = \% \text{pectina}_A \times 2.883,24 \frac{\text{kg}}{\text{batelada}} \quad (17)$$

O que implica que a fração de pectina na corrente A equivale a 1,49 %. Por diferença, têm-se que a fração de sólidos é igual a 10,25 %.

Resolução do VC 2:

A relação soluto/solvente determinada para realização da extração foi de 1:30 m/v, em relação a quantidade de matéria em base seca. Sabendo que a quantidade de base seca na corrente A é igual a 338,49 kg.batelada⁻¹, estimou-se que C é igual a 30 vezes esta quantidade, o que equivale a 10.154,77 L. Dessa maneira, por meio da massa específica da água (0,9970 g mL⁻¹) calculou-se a quantidade em massa, correspondente a 10.124,30 kg.batelada⁻¹ (Equação 18).

$$0,9970 \frac{g}{mL} \times \frac{kg}{1000g} \times \frac{1000 mL}{1 L} = \frac{C}{10.154,77 L} \quad (18)$$

Entretanto, sabe-se que 88,26 % das cascas (corrente A) corresponde a fração de água, ou seja, 2.544,75 kg.batelada⁻¹, sendo necessário descontar essa quantidade da corrente C. Assim, a quantidade de água a ser adicionada (corrente C) é igual a 7.579,56 kg.batelada⁻¹.

Conforme estabelecido pelo planejamento estatístico, a concentração do ácido cítrico na condição otimizada é de 0,0002 mol.L⁻¹. Ao multiplicarmos a concentração pela massa molar do ácido (192,124 g.mol⁻¹) obtém-se que a quantidade de B em kg.L⁻¹ (Equação 19).

$$0,0002 \frac{mol}{L} \times 192,124 \frac{g}{mol} \times \frac{1 kg}{1000 g} = 0,000038 \frac{kg}{L} \quad (19)$$

Ou seja, deve-se adicionar 38 mg de ácido para cada litro de água. Sendo a quantidade total de água (corrente C + fração de água na corrente A) igual a 10.154,77 L, estimou-se que a quantidade de B é igual a 0,39 kg.batelada⁻¹.

Após a determinação destas variáveis, os valores das correntes foram substituídos na equação 20 a fim de calcular o valor da corrente D pelo balanço de massa global.

$$A + B + C = D \quad (20)$$

Diante disso, calculou-se que D corresponde a 10.463,18 kg.batelada⁻¹.

Para determinação das frações da corrente D foram realizados cálculos de balanço de massa para cada componente, conforme exemplificado pela equação 21.

$$A \times componente_A = D \times componente_D \quad (21)$$

Os resultados encontrados para as frações de pectina, ácido e sólidos na corrente D foram de 0,4099 %, 0,0037 % e 2,8252 %, respectivamente.

A fração de água na corrente D (96,7612 %) foi definida por diferença, como apresentado pela equação 22.

$$100 \% - 0,4099 \% - 0,0037 \% - 2,8252 \% = \text{água}_D \quad (22)$$

Resolução do VC 3:

Conforme os experimentos realizados em laboratório consideraram-se que a eficiência da etapa de filtração equivale a 85 %. Com isso, o valor da corrente F foi calculado utilizando a equação 23, obtendo-se como resultado 8.893,71 kg.batelada⁻¹.

$$F = 0,85 \times 10.463,18 \frac{\text{kg}}{\text{batelada}} \quad (23)$$

Com os valores de D e F estabelecidos, tornou-se possível calcular E, substituindo-se os valores conhecidos na equação global do balanço de massa, obtendo-se como resultado 1.569,48 kg.batelada⁻¹.

Após a determinação dos valores de todas as correntes do VC3, as frações dos componentes das correntes F e E foram estabelecidas. Para isso, considerou-se que toda a pectina prosseguiu para a corrente F e o sólido para a corrente E. Por meio do balanço de massa por componente determinou-se que as frações de pectina e sólido correspondem a 0,4823 % e 18,8344 %, respectivamente.

Conforme dados disponibilizados por Nývlt (1971), a solubilidade do ácido cítrico é de 372 kg em 100 kg de água, em temperatura igual a 80 °C, que é a temperatura da extração. Como a quantidade de ácido adicionada é inferior ao valor relatado, adotou-se que todo o ácido é solubilizado na água, obtendo-se uma mistura homogênea.

Tomando como base a corrente F, onde existem as frações de pectina (0,4823 %), água e ácido cítrico, tornou-se possível determinar, por diferença, que a fração de água e ácido, juntas, correspondem a 99,5177 %, ou seja, 8.850,82 kg. De acordo com os dados experimentais, a massa específica da solução acidificada corresponde a 1,0 g.mL⁻¹, consequentemente, obtêm-se como volume de solução acidificada 8.850,82 L.

Conforme mencionado anteriormente, para cada litro de água, deve-se adicionar 0,000038 kg de ácido, de forma a atingir a concentração desejada, ou seja, neste caso tem-se 0,34 kg, o que indica que a fração de ácido na corrente F equivale a 0,0038 %. Posteriormente, a fração de água foi determinada por diferença, calculando-se o valor de 99,5139 %.

Pela resolução dos balanços de massa por componente, estabeleceu-se que as frações de água e ácido na corrente E equivalem a 81,1626 % e 0,0030 %, respectivamente.

Resolução do VC 4:

Condizente com o planejamento de otimização, estabeleceu-se para a etapa de precipitação da pectina, que a proporção das correntes H e F é de 2:1 v/v. De acordo com os dados coletados durante a execução dos experimentos, a massa específica da corrente F corresponde a 1,04 g.mL⁻¹, o que implica que o volume é igual a 8.851,64 L. Assim, calculou-se o volume de H equivale a 17.103,28 L.

A fim de determinar a quantidade de H em kg, utilizou-se a massa específica do etanol, sendo possível definir que a massa corresponde a 13.511,59 kg.batelada⁻¹ (Equação 24).

$$0,79 \frac{g}{mL} \times \frac{1.000 \text{ mL}}{1 \text{ L}} \times \frac{1 \text{ kg}}{1000 \text{ g}} = \frac{H}{17.103,28 \text{ L}} \quad (24)$$

Ao substituir os valores das correntes F e H na equação global de balanço de massa, calculou-se que a corrente G possui o valor de 22.405,30 kg.batelada⁻¹.

Com os valores das correntes estabelecidos, o próximo passo foi determinar as frações da corrente G por meio do balanço de massa por componente. Os resultados obtidos foram de 0,1914 % para a fração de pectina, 60,0038 % para a fração de etanol, 0,0015 % para a fração de ácido e 39,8033 % para a fração de água.

Resolução do VC 5:

De acordo com os dados experimentais, a eficiência da filtração corresponde a 85 %. Assim, o valor da corrente I foi calculado pela equação 25, obtendo-se como resultado a quantidade de 19.044,51 kg.batelada⁻¹.

$$I = 0,85 \times 22.405,30 \frac{kg}{batelada} \quad (25)$$

Após o cálculo de I definiu-se, por meio do balanço de massa global, que o valor de J é igual a 3.360,79 kg.batelada⁻¹.

Após a obtenção dos valores das correntes do VC5, tornou-se possível calcular as frações das correntes I e J. De acordo com os dados coletados durante a realização dos experimentos, a fração de etanol na corrente I corresponde a 64,50 %. Como não há pectina nesta corrente, sabe-se que a solução acidificada equivale a 35,50 %, ou seja, 6.760,79 kg, que é proporcional a 6.760,79 L, já que a massa específica da solução acidificada é igual a 1,0 g.mL⁻¹.

De acordo com a concentração de ácido determinada para a condição otimizada, sabe-se que nestas condições, tem-se 0,26 kg de ácido na solução, representando 0,0013 % da corrente. Assim, a fração de água foi estabelecida por diferença e corresponde a 35,4987 %.

Em relação a corrente J, a fração de pectina foi calculada substituindo-se os valores conhecidos na equação 26, obtendo-se como resultado o valor de 1,2762 %.

$$G \times pectina_G = J \times pectina_J \quad (26)$$

As frações de etanol e ácido na corrente J também foram definidas utilizando a equação de balanço de massa por componente, obtendo-se como resultado os valores de 34,5254 % e 0,0024 %, respectivamente.

A fração de água foi definida por diferença (Equação 27), resultando em 64,1960 %.

$$100 \% - 0,0024 \% - 34,5254 \% - 1,2762 \% = \acute{a}gua_J \quad (27)$$

Resolução do VC 6:

Durante a realização dos experimentos, definiu-se que o volume de etanol utilizado para a etapa de lavagem seria igual a um terço do volume de água presente na extração (corrente C + fração de água da corrente A). Ou seja, um terço de 10.154,77 L, que equivale a 3.384,92 L. A fim de determinar o valor em quantidade de massa, fez-se uma relação utilizando a massa específica do etanol, como representado pela equação 28:

$$0,79 \frac{g}{mL} \times \frac{1.000 \text{ mL}}{1L} \times \frac{1 \text{ kg}}{1.000 \text{ g}} = \frac{m}{3.384,92 \text{ L}} \quad (28)$$

Sendo possível calcular que a quantidade de etanol é igual a 2.674,09 kg.batelada⁻¹. Como as quantidades estipuladas para as correntes K e M são iguais, dividiu-se este valor por dois, obtendo-se que essas correntes possuem 1.337,04 kg.batelada⁻¹. Com os valores das correntes J, K e M calculados, tornou-se possível determinar o valor da corrente N (6.034,88 kg.batelada⁻¹), pelo balanço global de massa.

Com os valores das correntes estabelecidos, calculou-se as frações de etanol, pectina e ácido da corrente N, utilizando as equações 29, 30 e 31, respectivamente.

$$J \times etanol_J + K \times etanol_K + M \times etanol_M = N \times etanol_N \quad (29)$$

$$J \times pectina_J = N \times pectina_N \quad (30)$$

$$J \times \acute{a}cido_J = N \times \acute{a}cido_N \quad (31)$$

Os resultados obtidos foram 63,3160 %, 0,7107 % e 0,0013 %, nessa ordem. A fração de água foi calculada por diferença, resultando em 35,9720 %,

Resolução do VC 7:

Condizente com os dados experimentais, a eficiência da filtração é análoga a 85 %, o que implica que o valor da corrente O seja igual a 5.129,65 kg.batelada⁻¹, conforme exposto pela equação 32.

$$O = 0,85 \times 6.034,88 \frac{kg}{batelada} \quad (32)$$

Posteriormente, por meio da equação do balanço de massa global, calculou-se que o valor da corrente P corresponde a 905,23 kg.batelada⁻¹.

De acordo com os dados experimentais, sabe-se que o teor de etanol na corrente O equivale a 73,35 %. Dessa forma, utilizando-se as equações de balanço de massa por componente, tornou-se possível calcular as frações de etanol e pectina na corrente P, sendo os resultados encontrados iguais a 6,4567 % e 4,7381 %, nessa ordem.

Para a corrente O, calculou-se por diferença que a solução acidificada corresponde a 26,65 % da corrente, ou seja, 1.367,05 kg, que é igual a 1.367,05 L, já que a massa específica da solução acidificada corresponde a 1,0 g.mL⁻¹. O que implica que, nestas condições, 0,05 kg

de ácido estão presentes na solução, representando 0,0010 % da corrente. A fração de água foi estimada por diferença e corresponde a 26,6490 %.

Com estes valores calculados tornou-se possível determinar, por meio do balanço de massa por componente, as frações de ácido (0,0030 %) e água (88,8022 %) da corrente P.

Resolução do VC 8:

Conforme analisado durante a realização dos experimentos na condição otimizada, ao utilizar 34,13 g da corrente A para extração da pectina, obtêm-se 0,5376 g da corrente R, o que equivale a 1,58 %. Dessa forma, calculou-se a quantidade de R de acordo com os dados utilizados para este projeto, empregando-se a equação 33, obtendo-se como resultado 45,56 kg.batelada⁻¹.

$$R = 0,0158 \times 2.883,24 \frac{\text{kg}}{\text{batelada}} \quad (33)$$

Definida a corrente R, tornou-se possível calcular Q (859,68 kg.batelada⁻¹), por meio da resolução do balanço de massa global.

Posteriormente, calculou-se a fração de pectina presente em R, utilizando-se a equação de balanço de massa por componente. O valor encontrado foi de 94,1521 %. Tendo o valor da fração de pectina definido, calculou-se, por diferença, que 5,8479 % corresponde a fração da solução aquosa (água, ácido cítrico e etanol).

A diferença do valor medido experimentalmente (5,72 %) com o valor definido pelo balanço de massa (5,8479 %) gerou um erro de 2,19 %, considerado como erro de engenharia, sendo um valor relativamente baixo.

Resolução do VC 9:

Tendo em vista que há perda durante a realização da moagem e que a eficiência do equipamento é de 99,50 %, tornou-se possível calcular a quantidade de R', utilizando a equação 34. O resultado encontrado foi de 45,33 kg.batelada⁻¹.

$$R' = 0,995 \times 45,56 \frac{\text{kg}}{\text{batelada}} \quad (34)$$

As frações da corrente R' são as mesmas estabelecidas para a corrente R.

Resolução do VC 10:

A fim de calcular a quantidade de solução que segue para tratamento durante a realização do processo, utilizou-se a equação global do balanço de massa, pois os valores de I e O já haviam sido estabelecidos, resultando em um valor de T igual a 24.174,16 kg.batelada⁻¹.

Com os valores das correntes calculados, realizou-se o balanço de massa por componente com o objetivo de identificar as frações da corrente T. As frações de etanol e ácido foram determinadas, resultando em 66,3779 % e 0,0012 %, respectivamente.

A fração de água foi calculada por diferença, conforme demonstrado pela equação 35. O resultado encontrado foi 33,6209 %.

$$\text{água}_T = 100,00 \% - 66,3779 \% - 0,0012 \% \quad (35)$$

Resolução do VC 11:

Para implantação do processo, fez-se necessário determinar uma quantidade de etanol suficiente para a corrente S, de forma a atender todas as etapas que demandam adição de etanol. A estimativa foi realizada utilizando-se a equação de balanço de massa global, obtendo-se o valor de 16.185,68 kg.batelada⁻¹.

As frações da corrente S são as mesmas das demais correntes, ou seja, as frações de etanol e água correspondem a 99,50 % e 0,50 %, respectivamente.

Na Tabela 14 estão listadas as frações de massa de cada uma das etapas do processo.

Tabela 14 – Balanço de massa por lote: A composição de cada componente é dada em porcentagem.

Item	Corrente										
	A'	A	B	C	D	E	F	G	H	I	J
Massa (kg)	2897,7273	2883,2386	0,3902	7579,5558	10.463,1846	1.569,4777	8.893,7069	22.405,3001	13.521,5932	19.044,5051	3.360,7950
Água (%)	88,2600	88,2600	0,0000	100,00	96,7612	81,1626	99,5139	39,8033	0,5000	35,4987	64,1960
Sólidos (%)	10,2524	10,2524	0,0000	0,0000	2,8252	18,8344	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Pectina (%)	1,4876	1,4876	0,0000	0,0000	0,4099	0,0000	0,4823	0,1914	0,0000	0,0000	1,2762
Ácido (%)	0,0000	0,0000	100,00	0,0000	0,0037	0,0030	0,0038	0,0015	0,0000	0,0013	0,0024
Etanol (%)	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	60,0038	99,5000	64,5000	34,5254
	K	M	N	O	P	Q	R	R'	S	T	
Massa (kg)	1.337,0443	1.337,0443	6.034,8835	5.129,6510	905,2325	859,6774	45,5552	45,3274	16.185,6817	24.174,1561	
Água (%)	0,5000	0,5000	35,9720	26,6490	88,8022	*	*	*	0,5000	33,6209	
Sólidos (%)	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	
Pectina (%)	0,0000	0,0000	0,7107	0,0000	4,7381	0,0000	94,1521	94,1521	0,0000	0,0000	
Ácido (%)	0,0000	0,0000	0,0013	0,0010	0,0030	*	*	*	0,0000	0,0012	
Etanol (%)	99,5000	99,5000	63,3160	73,3500	6,4567	*	*	*	99,5000	66,3779	

* Corresponde à fração da solução aquosa (água, ácido e etanol).

5.5.3 Balanço de energia

5.5.3.1 Tanque com agitação e aquecimento

Para realização do balanço de energia no tanque com agitação e aquecimento, algumas considerações foram realizadas a fim de simplificar a resolução, são elas:

- 1) Não há variação de energia cinética, pois o sistema não está acelerando ($E_c = 0$);
- 2) Não há variação de energia potencial, uma vez que o sistema não está subindo ou descendo ($E_p = 0$);
- 3) Sistema adiabático, visto que o sistema está perfeitamente isolado da vizinhança, não havendo troca de valor entre eles ($Q = 0$);

Dessa forma, pode-se dizer que:

$$\Delta H = -W \quad (36)$$

em que, ΔH é a variação de entalpia e W é a quantidade de energia associada ao trabalho.

Sabe-se que:

$$\Delta H = \sum_{saída} m \times H - \sum_{entrada} m \times H \quad (37)$$

em que, Σ é o somatório das correntes, m é a massa.

E que para processo adiabático:

$$H = C_p \times \Delta T \quad (38)$$

em que, C_p é a capacidade calorífica e ΔT é a variação de temperatura.

A capacidade calorífica (C_p) da solução foi definida utilizando-se a equação empírica (Equação 39) que relaciona o teor de sólidos solúveis (TSS) com C_p (GEANKOPLIS, 1998).

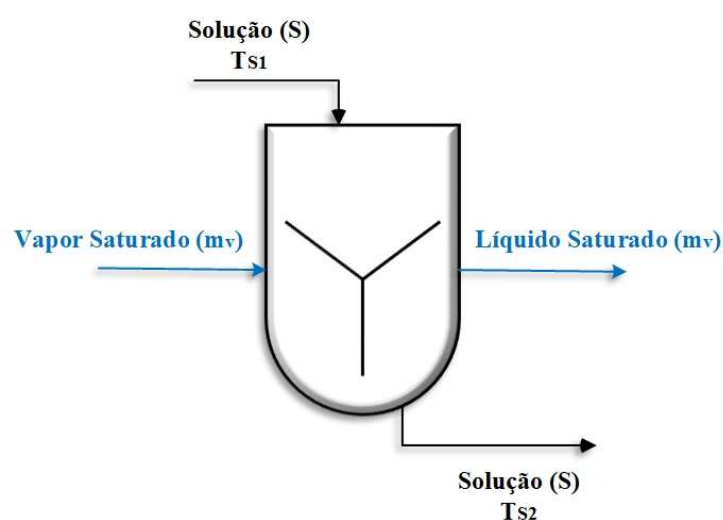
$$C_p = 4,19 - 2,35 \times TSS \quad (39)$$

O valor calculado para a solução de saída do tanque de extração é igual a 3,49 $\text{kJ.kg}^{-1}.\text{°C}^{-1}$, uma vez que mediu-se o TSS em refratômetro, obtendo-se o valor de 0,3 °brix.

Conforme fornecido pela indústria regional, a pressão de trabalho da caldeira é de 8 bar, ou seja, 800 kPa. De acordo com os dados da tabela da água saturada (tabela de vapor) em função da pressão, sabe-se que a temperatura de vapor é igual a 170,43 °C e que as entalpias do líquido saturado e do vapor saturado equivalem a 721,10 kJ.kg⁻¹ e 2.769,13 kJ.kg⁻¹, respectivamente (KEENAN et al., 1969; GEANKOPLIS, 1998).

As correntes utilizadas para realização do cálculo do balanço de energia no tanque estão explicitadas na Figura 21.

Figura 21 – Representação do balanço de energia no tanque



As temperaturas de entrada e saída da solução no tanque equivalem a 25 °C e 80°C, nessa ordem. A temperatura de referência adotada para cálculo foi de 25°C.

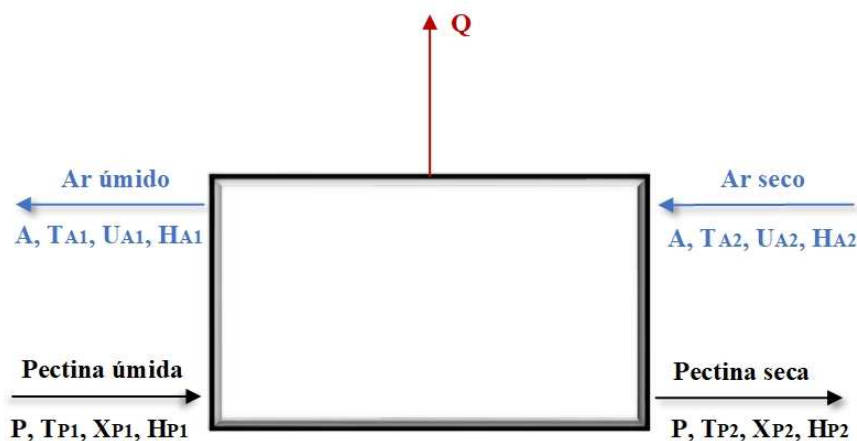
Conforme reportado (a seguir) no cálculo do dimensionamento do tanque, a potência do eixo é de 2.643,64 J.s⁻¹. De acordo com as condições de otimização, o tempo de extração é de 52,5 min. No entanto, é necessário um tempo maior para aquecimento da água de 25 °C para 80 °C. Com base nisso, adotou-se que o tempo total gasto na operação de extração é de 60 min, ou seja, 3.600 s, o que implica que W equivale a 9.517,10 kJ.

Dessa forma, os valores conhecidos foram substituídos nas equações 37 e 38, obtendo-se como resultado que a massa de vapor necessária para realização dessa operação é igual a 985,30 kg.

5.5.4.2 Secador

O diagrama de fluxo para o balanço de energia no secador está representado na Figura 22.

Figura 22 – Diagrama de fluxo para o secador



Para realização do balanço de energia no secador, algumas considerações foram realizadas, sendo elas:

- 1) As temperaturas de entrada e saída da pectina (T_{P1} e T_{P2}) equivalem a 25 °C e 30 °C, nessa ordem;
- 2) As temperaturas de entrada e saída do ar (T_{A2} e T_{A1}) correspondem a 90 °C e 45°C, respectivamente;
- 3) A umidade do ar de entrada (U_{A2}) é igual a $0,010 \text{ kg}_{\text{água}}.\text{kg}_{\text{arseco}}^{-1}$;
- 4) A temperatura de referência equivale a 0 °C;
- 5) O balanço de energia foi realizado levando em consideração que o material a ser seco é proveniente de duas bateladas, ou seja, o resultado da produção de um dia;

Harmônico aos dados obtidos pela resolução do balanço de massa, a quantidade de pectina que entra no secador (P), em base seca, é igual a 85,7816 kg, com conteúdo de umidade igual a $20,1055 \text{ kg}_{\text{água}}.\text{kg}_{\text{pectina}}^{-1}$; e sai com umidade de $0,0621 \text{ kg}_{\text{água}}.\text{kg}_{\text{pectina}}^{-1}$.

A determinação da quantidade de ar aquecido necessária para realização desta operação foi dividida em algumas etapas, sendo elas: (1) cálculo do balanço de massa em

relação à umidade; (2) definição da capacidade calorífica da pectina; (3) determinação da entalpia; (4) cálculo do balanço de energia.

Atividade (1)

O balanço de massa em relação à umidade foi calculado utilizando a equação 40.

$$A \times U_{A2} + P \times X_{P1} = A \times U_{A1} + P \times X_{P2} \quad (40)$$

em que, A é a massa de ar, U_{A2} é a umidade de ar seco (entrada), P é a massa de pectina, X_{P1} é a umidade da pectina úmida (entrada), U_{A1} é a umidade do ar úmido (saída) e X_{P2} é a umidade da pectina seca (saída).

Substituindo os valores conhecidos na equação 40 tem-se que:

$$A = \frac{1.719,3549}{U_{A1} - 0,010} \quad (41)$$

Atividade (2)

Para definição da capacidade calorífica (C_p) da solução, utilizou-se a equação empírica (Equação 39) que correlaciona o teor de sólidos solúveis (TSS) com a C_p (GEANKOPLIS, 1998). Dessa forma, utilizando-se a porcentagem de pectina seca obtida na corrente R' do balanço de massa (94,1521 %), calculou-se que a C_p equivale a 1,9674 kJ.kg⁻¹, sendo considerada constante.

Atividade (3)

Conforme relatado por Geankoplis (1998), a entalpia do ar foi determinada utilizando a equação 42, com unidade igual a kJ.kg_{ar seco}⁻¹.

$$H_A = c_s \times (T_A - T_R) + U_A \times \lambda_R \quad (42)$$

em que, c_s é o calor úmido, T_A é a temperatura do ar, T_R é a temperatura de referência, U_A é a umidade do ar, λ_R é o calor latente da água na temperatura de referência.

Uma vez que a temperatura de referência adotada neste cálculo é igual a zero, tem-se que o valor de λ_R é análogo a 2.501 kJ.kg⁻¹ (GEANKOPLIS, 1998).

O valor de c_s foi obtido por meio da equação 43, que relaciona a C_p do ar seco com a C_p do vapor da água vezes a umidade do ar (U_A).

$$c_s = 1,005 + 1,88 \times U_A \quad (43)$$

Dessa forma, substituindo-se os valores conhecidos na equação 43, calculou-se que a entalpia do ar de entrada (H_{A2}) equivale a $117,15 \text{ kJ.kg}^{-1}$. A entalpia do ar de saída (H_{A1}) ficou em função da umidade (U_{A1}), sendo expressa pela equação 44.

$$H_{A1} = 45,225 + 2.585,6 \times U_{A1} \quad (44)$$

As entalpias da pectina foram estabelecidas empregando-se a equação 45, com unidade igual a $\text{kJ.kg}_{\text{ar seco}}^{-1}$ (GEANKOPLIS, 1998).

$$H_P = c_{P(\text{pectina})} \times (T_P - T_R) + X_P \times c_{P(\text{água})} \times (T_P - T_R) \quad (45)$$

Os valores de $2.150,21 \text{ kJ.kg}^{-1}$ e $66,8093 \text{ kJ.kg}^{-1}$ foram obtidos para as entalpias de entrada (H_{P1}) e saída (H_{P2}), nessa ordem.

Atividade (4)

O cálculo do balanço de energia foi realizado utilizando a equação 46.

$$A \times H_{A2} + P \times H_{P1} = A \times H_{A1} + P \times H_{P2} \quad (46)$$

Substituindo-se os valores conhecidos, tornou-se possível manipular a equação 46, obtendo-se:

$$U_{A1} = \frac{178717,4283 + A \times 71,93}{A \times 2586,6} \quad (47)$$

Ao substituir a equação 47 na equação 41, calculou-se que a quantidade de ar aquecido (A) equivale a $92.672,0209 \text{ kg}$ e que U_{A1} é igual a $0,028 \text{ kg}_{\text{água}}.\text{kg}_{\text{ar seco}}^{-1}$.

Para determinar a quantidade de vapor necessária para aquecer o ar empregou-se a equação 48.

$$m_{\text{vapor}} \times \lambda_{\text{vapor}} = m_{\text{ar}} \times C_{p_{\text{ar}}} \times \Delta T_{\text{ar}} \quad (48)$$

em que, m_{vapor} é a massa de vapor, λ_{vapor} é a condutividade térmica, m_{ar} é a massa de ar, $C_{p_{\text{ar}}}$ é a capacidade calorífica do ar, ΔT_{ar} é a variação de temperatura do ar.

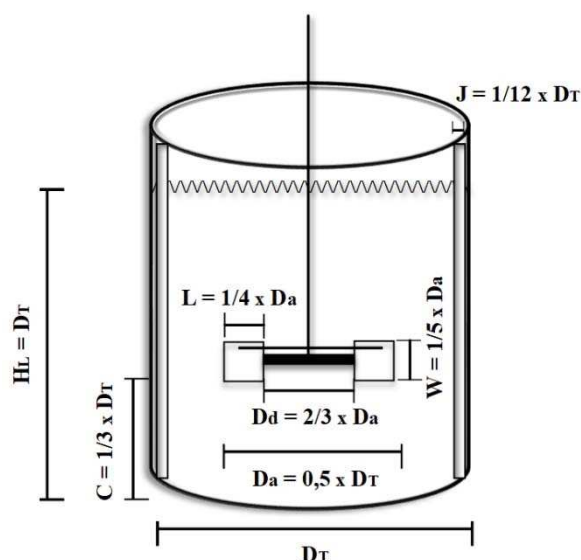
Substituindo-se os valores conhecidos na equação 48, calculou-se que a massa de vapor equivale a $2.955,91 \text{ kg}$.

5.6 Viabilidade Técnica - Atividade 6

5.6.1 Tanque de agitação e mistura

As dimensões do tanque foram calculadas como sugerido na literatura e estão expressas na Figura 23. A relação entre a altura do líquido e o diâmetro do tanque foi ajustada para 1,0, e o volume total do tanque foi calculado de tal forma que o conteúdo ocupasse, em média, 75 % do volume final. As proporções geométricas do sistema de agitação que foram utilizadas são a base das principais correlações do projeto de tanque agitado em numerosas publicações (MCCABE et al., 1993; GEANKOPLIS, 1998; CREMASCO, 2012; CASAS-OROZCO et al., 2015).

Figura 23 – Representação das medidas internas do tanque



Para realização dos cálculos, inicialmente determinou-se o diâmetro do tanque utilizando a seguinte relação:

$$V = A \times h \quad (49)$$

em que, V é o volume, A é área da base e h é altura.

Sabe-se que:

$$A = \frac{\pi \times d^2}{4} \quad (50)$$

em que, A é a área e d é o diâmetro.

Ao substituir a equação 50 na equação 49, tem-se que:

$$D_T = \left(\frac{4 \times V_T}{\pi} \right)^{1/3} \quad (51)$$

em que, V_T é o volume do tanque e D_T é o diâmetro do tanque.

De acordo com o cálculo do balanço de massa, a quantidade de solução adicionada ao tanque, em cada batelada, equivale a 10.463,19 kg. Como a massa específica da solução corresponde a $985,50 \text{ kg.m}^{-3}$, estabeleceu-se que o volume da solução é igual a $10,61 \text{ m}^3$. Conforme a relação adotada para que o volume da solução ocupe em média 75 % do volume do tanque, determinou-se que o volume do equipamento equivale a 14 m^3 .

Dessa forma, utilizando-se a equação 51, pôde-se definir que D_T é igual a 2,61 m. A partir disso, as demais dimensões foram determinadas (Tabela 15).

Tabela 15 – Dimensões internas do tanque

Dimensão	Tamanho (m)
H_L	2,61
C	0,87
W	0,26
L	0,33
D_a	1,31
D_d	0,87
J	0,22
D_T	2,61

No dimensionamento do tanque com agitação, um fator importante é a potência necessária para acionar o agitador. Essa potência não pode ser prevista teoricamente. No entanto, existem correlações empíricas para expressar a potência necessária. Conforme representado pela equação 52, a presença da turbulência é correlacionada com o número de Reynolds (Re):

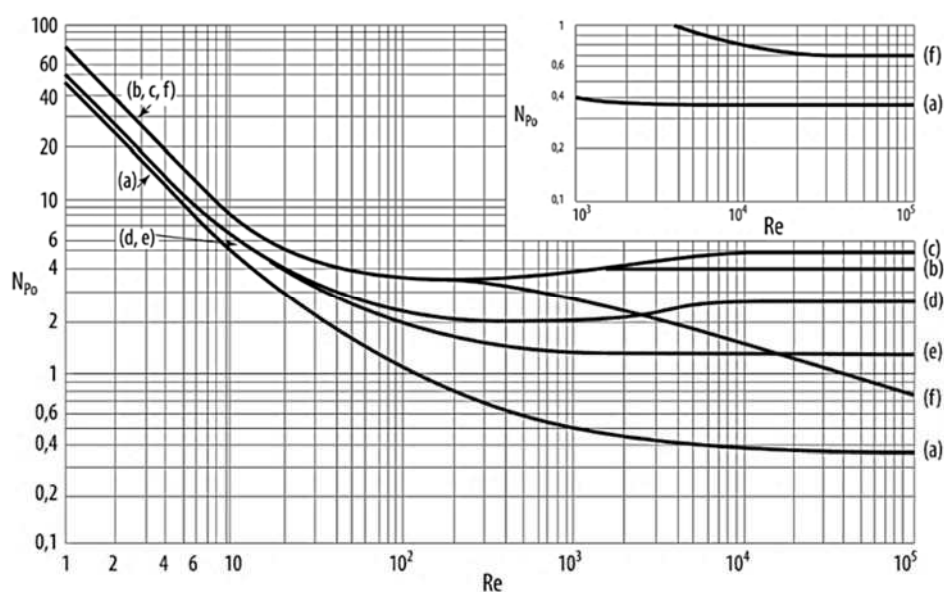
$$Re = \frac{D_a^2 \times N \times \rho}{\mu} \quad (52)$$

em que, D_a é o diâmetro do agitador em metros, N é a velocidade da rotação em segundos, ρ é a massa específica do fluido em kg.m^{-3} e μ é a viscosidade em $\text{kg.m}^{-1}.\text{s}^{-1}$.

De acordo com os experimentos laboratoriais, determinou-se que a viscosidade inicial da solução equivale a $0,85 \times 10^{-3} \text{ kg.m}^{-1}.\text{s}^{-1}$. O valor de N foi considerado como 0,5 rotações por segundo, com base nos experimentos laboratoriais. Dessa forma, obteve-se como resultado que Re equivale a $9,87 \times 10^5$, sendo considerado que o regime é turbulento, por apresentar $Re > 10^4$ (GEANKOPLIS, 1998).

Utilizando o gráfico da Figura 24, que relaciona o número de Reynolds (Re) com o número de Potência (N_P), obteve-se o valor de N_P igual a 5,67, levando em consideração a curva (c), que equivale à Turbina de Rushton. Esse tipo de agitador foi escolhido por ser um dos mais utilizados nas indústrias, sendo adequado para agitação de fluidos pouco viscosos (GEANKOPLIS, 1998; CREMASCO, 2012).

Figura 24 – Número de potência para diferentes agitadores do tipo turbina em função do número de Reynolds: (a): hélice naval; (b) pás retas; (c) pás retas e discos (turbina de Rushton), $W/D_a = 0,2$; (d) pás encurvadas, $W/D_a = 1/8$; (e) pás inclinadas com passo de 45° e $W/D_a = 1/8$; (f) shrouded; (g) pás retas sem chicanas



Fonte: Treybal (1980)

O consumo de energia foi calculado utilizando-se a Equação 53:

$$N_P = \frac{P}{\rho \times N^3 \times D_a^5} \quad (53)$$

em que, N_P é o número de potência, P é a potência em W, ρ é a massa específica do fluido, N é a velocidade de rotação e D_a é o diâmetro do impulsor/agitador.

Ao substituir os valores conhecidos na equação 53, obteve-se como resultado de potência o valor equivalente a 2.643,64 W.

5.6.2 Filtração

Com o propósito de dimensionar o filtro prensa, a ser empregado para as etapas de filtração para o processo de obtenção da pectina, foram realizados três ensaios experimentais em um filtro a vácuo.

Durante a realização dos ensaios, mediu-se o volume de filtrado (V_F) ao longo do tempo de filtração (t). Para medição do volume, uma proveta foi inserida dentro do kitasato. Os resultados obtidos estão apresentados na Tabela 16.

Tabela 16 – Ensaios de filtração a vácuo em laboratório

Filtração 1 (VC 3)										
V_F (mL)	25,0	30,0	35,0	40,0	50,0	55,0	60,0	65,0	70,0	75,0
t (s)	24,0	32,0	40,0	54,0	80,0	94,0	116,0	140,0	162,0	184,0

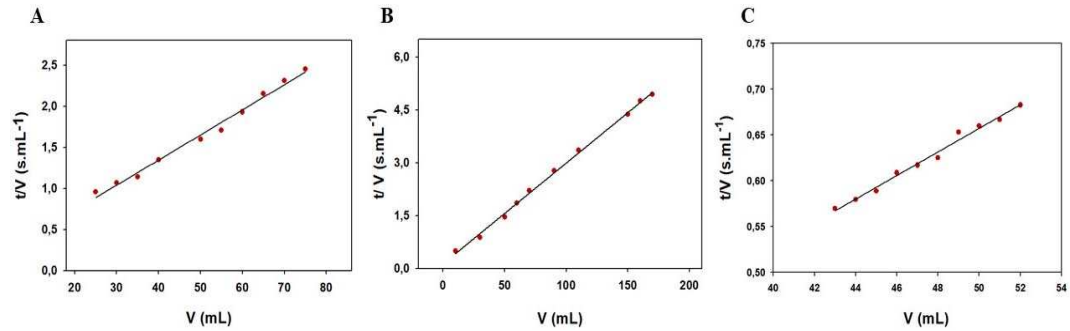
Filtração 2 (VC 5)										
V_F (mL)	10,0	30,0	50,0	60,0	70,0	90,0	110,0	150,0	160,0	170,0
t (s)	5,0	26,0	73,0	111,0	155,0	250,0	368,0	655,0	760,0	840,0

Filtração 3 (VC 7)										
V_F (mL)	43,0	44,0	45,0	46,0	47,0	48,0	49,0	50,0	51,0	52,0
t (s)	24,5	25,5	26,5	28,0	29,0	30,0	32,0	33,0	34,0	35,0

VC 3 = Etapa de filtração do volume de controle 3 do fluxograma do balanço de massa; VC 5 = Etapa de filtração do volume de controle 5 do fluxograma do balanço de massa; VC 7 = Etapa de filtração do volume de controle 7 do fluxograma do balanço de massa.

Por meio dos dados expostos na Tabela 16, tornou-se possível plotar os gráficos apresentados na Figura 25.

Figura 25 – Dados experimentais realizados para filtração a pressão constante: (A) filtração 1; (B) filtração 2; (C) filtração 3



Inicialmente, para cada ensaio, verificou-se a existência de um comportamento linear na forma:

$$\frac{t}{V} = \beta + \alpha \times V \quad (54)$$

Obtendo-se os seguintes resultados (Tabela 17):

Tabela 17 – Determinação dos parâmetros dos ensaios de filtração

Parâmetros	Filtração 1	Filtração 2	Filtração 3
R ²	0,9898	0,9976	0,9876
A	0,0306	0,0286	0,0129
B	0,1234	0,1337	0,0140

Posteriormente, objetivou-se por determinar os valores da resistividade média relativa à queda de pressão $\langle \alpha \rangle$ e da resistência do meio filtrante R_m , por meio das equações 55 e 56, respectivamente.

$$\alpha = \frac{s_p}{2 \times A^2} \times \frac{\rho \times \mu}{\Delta P} \times \langle \alpha \rangle \quad (55)$$

em que, s_p é a fração mássica absoluta de sólido, A é a área de filtração, ρ é a massa específica do líquido, μ é a viscosidade do líquido, ΔP é a variação de pressão que o filtro opera.

$$\beta = \frac{\mu}{A \times \Delta P} \times R_m \quad (56)$$

em que, A é a área de filtração, μ é a viscosidade do líquido, ΔP é a variação de pressão que o filtro opera.

Os dados necessários para realização dos cálculos (Equações 55 e 56) e os resultados obtidos estão expressos na Tabela 18.

Tabela 18 – Dados para dimensionamento do filtro

Dados	Filtração 1	Filtração 2	Filtração 3
s_p (kg _{sólido} .kg ⁻¹ _{líquido})	0,0290	0,0019	0,0072
A (m ²)	0,0071	0,0071	0,0071

Continua...

Continuação...

V (m ³)	8,5516	21,3983	6,0348
ΔP (bar)	1,28	1,28	1,28
μ (kg.m ⁻¹ .s ⁻¹)	1,50x10 ⁻³	1,11x10 ⁻³	1,14 x10 ⁻³
ρ (kg.m ⁻³)	1040	890	850
$\langle \alpha \rangle$ (m.kg ⁻¹)	8,27x10 ¹²	1,89 x10 ¹⁴	2,29x10 ¹³
R_m (m ⁻¹)	7,19 x10 ¹⁰	1,05x10 ¹²	1,07x10 ¹⁰

V = volume de filtrado.

Para determinação da área do filtro, empregou-se a equação 57, considerando que os tempos de filtração (t_F) para os filtros 1, 2 e 3 são iguais a 10 min, 75 min e 5 min, nessa ordem. A escolha foi realizada com fundamento nos tempos utilizados experimentalmente para os volumes em bancada.

Além disso, como o volume de filtrado produzido é muito maior do que o volume da torta, adotou-se que γ é aproximadamente igual a 1.

$$\frac{t_F}{V} = \frac{\mu}{A \times \Delta P} \times R_m + \frac{s_p}{2 \times A^2} \times \frac{\rho \times \mu}{\Delta P} \times \gamma \times \langle \alpha \rangle \times V \quad (57)$$

Diante disso, as áreas calculadas para os filtros 1, 2 e 3 foram 437 m², 1.213 m² e 282 m².

A fim de determinar a capacidade dos filtros (C) a equação 58 foi empregada.

$$C = \frac{V}{t_F + t_D + t_L} \quad (58)$$

em que, V é o volume de filtrado, t_F é o tempo de filtração, t_D é o tempo de preparação para operação da filtração e t_L é o tempo de lavagem.

Neste projeto, o tempo de lavagem foi desconsiderado, visto que durante a realização dos experimentos, não ocorreu lavagem da torta no equipamento. Ademais, uma etapa de lavagem com etanol, realizada em tanque, foi adicionada entre a filtração 2 e 3. Em relação ao tempo de preparação para operação da filtração, considerou-se 5 minutos.

Com base nisso, calculou-se que a capacidade dos filtros 1, 2 e 3 correspondem a 570,11 L.min⁻¹, 267,48 L.min⁻¹ e 603,488 L.min⁻¹, nessa ordem.

Vale ressaltar que a área do filtro (A_F) foi calculada levando em consideração a área da face (A_{face}) e o número de quadros ($n_{quadros}$) (Equação 59).

$$A_F = 2 \times A_{face} \times n_{quadros} \quad (59)$$

Considerando-se a aplicação de um filtro industrial em que a área da face equivale a 4,0 m², calculou-se que a quantidade de quadros empregados nos filtros 1, 2 e 3 corresponde a 55, 151 e 35, respectivamente.

Por fim, o número de placas foi estabelecido empregando-se a equação 60.

$$n_{placas} = n_{quadros} + 1 \quad (60)$$

Ou seja, para os filtros 1, 2 e 3, serão necessárias 56, 152 e 36 placas, nessa ordem.

5.6.3 Tanque de precipitação

A definição do diâmetro do tanque empregado para a etapa de precipitação foi realizada utilizando-se a equação 51 (apresentada anteriormente). A massa da solução adicionada a este tanque, de acordo com o balanço de massa, equivale a 22.405,30 kg. Uma vez que a massa específica é igual a 910 kg.m⁻³, têm-se que o volume da solução corresponde a 24,62 m³. O volume do tanque foi calculado de modo que o volume da solução ocupe, em média, 75 % do volume total, sendo igual a 30 m³. O diâmetro calculado equivale a 3,37 m.

5.6.4 Tanques de lavagem

Para a etapa de lavagem, considerou-se necessário o uso de dois tanques em série, de mesmo tamanho. Utilizando a equação 51 (apresentada anteriormente), calculou-se o diâmetro dos tanques. A massa total da solução adicionada a estes tanques, de acordo com o balanço de massa, equivale 6.034,88 kg. Sabendo que a massa específica da solução é 890 kg.m⁻³, calcula-se que o volume total da solução equivale a 6,78 m³ e que, o volume da solução em cada tanque é de 3,39 m³. Os volumes dos tanques foram calculados de modo que o volume da solução ocupe em média 75 % do volume total, obtendo-se diâmetros iguais a 1,79 m.

5.7 Análise econômica - Atividade 7

As informações preliminares, essenciais para o cálculo da capacidade e de alguns custos, estão apresentadas na Tabela 19.

Tabela 19 – Informações introdutórias para a aplicação do processo de obtenção de pectina

Item	Unidade	Quantidade
Dias de trabalho	dias.mês ⁻¹	22
Meses de salário	Meses	13
Salário mínimo base	R\$	998,00
Quantidade de maracujá processada	kg.ano ⁻¹	3.000.000
Quantidade de casca de maracujá	kg.ano ⁻¹	1.530.000
Produção de pectina	kg.batelada ⁻¹	45,33
Produção de pectina	kg.ano ⁻¹	23.934,24
Quantidade de vapor	kg.ano ⁻¹	1.300.598,64
Poder calorífico do gás GLP	kcal.kg ⁻¹	11.500
Consumo de gás GLP	kg.ano ⁻¹	52.838,23
Demanda calorífica total	kcal.ano ⁻¹	607.639.645

A quantidade de vapor gerada pela caldeira foi determinada com base nos cálculos de balanço de energia. Conforme as informações cedidas pela indústria regional, a caldeira opera sob pressão de 8 bar e temperatura de 170,43 °C. Para alimentação da caldeira utilizou-se o gás GLP, devido às vantagens que esse combustível apresenta, tal como facilidade de armazenamento (pois não necessita de área grande para estoque, como é o caso da madeira) e facilidade de transporte. Com base nisso, calculou-se uma demanda de 52.838,23 kg.ano⁻¹ de gás GLP.

5.7.1 Investimentos

Devido ao fato de que este estudo foi projetado tendo em vista a aplicação à agroindústria, não foram levados em consideração os investimentos de construção civil e veículos. Diante disso, apenas foi realizada cotação dos equipamentos necessários para a implantação do processo (Tabela 20), que resultaram em R\$ 1.018.038,05.

Tabela 20 – Itens de investimento fixo e respectivos valores

Equipamentos	Quantidade	Valor total (R\$)
Moinho	1	32.540,70
Tanque de extração	1	107.999,00
Filtro prensa	1	45.170,45
Tanque de precipitação	1	83.262,00
Tanque de lavagem	2	37.467,90
Secador	1	124.869,00
Máquina de envase	1	67.000,00
Destilador	1	519.729,00
Total		1.018.038,05

5.7.1.1 Capital de giro

Os custos de matérias-primas, embalagens e gás GLP considerados para cálculo do capital de giro estão representados na Tabela 21.

Tabela 21 – Preços considerados para cálculo de capital de giro e custos variáveis

Item	Unidade	Valor (R\$)
Preço do ácido cítrico	R\$.kg ⁻¹	12,00
Preço do etanol absoluto	R\$.m ⁻³	5.200,00
Preço da água	R\$.m ⁻³	0,80
Preço da embalagem primária	R\$.kg ⁻¹	1,44
Preço da embalagem secundária	R\$(10 unidades)	0,53
Preço do gás GLP	R\$.m ⁻³	8,00

Os itens e prazos estipulados para determinação do capital de giro, bem como os valores calculados, estão representados na Tabela 22.

Tabela 22 – Itens, prazos e valores de capital de giro

Item	Prazo (dias)	Valor (R\$)
Matéria-prima	7	151.787,03
Embalagens	30	4.060,66

Continua...

Continuação...

Gás GLP	7	4.483,24
Produtos acabados	2	59.707,69
Vendas a prazo	20	597.076,91
Reserva de caixa	30	4.000,00
Total		821.115,54

Em relação ao prazo adotado e o valor calculado, para cada item, utilizaram-se os seguintes critérios: a respeito da matéria-prima, a fim de evitar o risco de escassez, levou-se em consideração um nível de estoque adequado a ser mantido. Assim, estipulou-se o número de dias em que a quantidade armazenada atende à produção, adotando-se o período de sete dias. Dessa forma, multiplicou-se o número sete pelo valor pago anualmente pelas matérias-primas. O resultado foi dividido pelos dias de trabalho no ano (PEREZ et al., 2008).

Para as embalagens, estabeleceu-se o período de 30 dias. Em seguida, multiplicou-se este número pelo valor anual que é destinado à compra das embalagens primárias e secundárias. O resultado foi então dividido pelos dias de trabalho no ano.

Em relação ao gás GLP, designou-se o período de 7 dias. Calculou-se o valor pago por gás GLP anualmente e realizou-se a multiplicação pelo período estabelecido. Posteriormente, o resultado foi dividido pelos dias de trabalho no ano.

Para o cálculo do estoque de produtos acabados, adotou-se um período de acordo com o tempo em que os produtos permanecem em processo (COSTA et al., 2011). Neste sentido, optou-se pelo período de dois dias. Assim, multiplicou-se este número pelo valor do custo total anual da produção (custo fixo mais custo variável). O resultado foi então dividido pelo número de dias trabalhados em um ano.

No que se refere as vendas a prazo, estabeleceu-se o período de 10 dias. Para o cálculo, dividiu-se o valor do custo total anual pela quantidade de dias trabalhados por ano. O resultado foi multiplicado por 10.

Em relação à reserva de caixa, levou-se em consideração que é necessário ter dinheiro de reserva em caixa para cobrir gastos de 30 dias. Nesse sentido, calcularam-se os custos com mão de obra durante esse período.

5.7.2 Custos de Produção

Os custos de produção envolvem os custos fixos e variáveis. Tendo em vista que os custos fixos envolvem os gastos que independem da capacidade da produção, levou-se em consideração os custos de mão de obra administrativa, encargos e depreciação.

Em relação aos custos de mão de obra, considerou-se contratar apenas um profissional, já que os demais funcionários da área administrativa já existem na indústria estudada.

No que diz respeito ao valor dos encargos, incluiu-se os encargos sociais e trabalhistas. Os encargos sociais totalizam 36,8 % do custo com mão de obra administrativa, sendo representados pelos gastos envolvendo: Instituto Nacional do Seguro Social - INSS (20 %, Fundo de Garantia do Tempo de Serviço - FGTS (8 %, Seguro Acidente do Trabalho - SAT (3,0 %, salário educação (2,5 % e contribuição para o sistema S (3,3 %), que é um conjunto de instituições corporativas, incluindo-se o Serviço Nacional de Aprendizagem Industrial (SENAI), Serviço Social da Indústria (SESI), SEBRAE e INCRA. Os encargos trabalhistas (16,43 %) estão representados pelos gastos com adicional de férias (3,33 %) e plano de saúde (13,1 %). Dessa forma, os encargos somam 53,23 %.

Em relação à depreciação, o cálculo foi efetuado dividindo-se o investimento fixo total dos equipamentos pelo respectivo tempo de vida útil, que equivale a dez anos para os equipamentos (SANT'ANA, 2015; SEBRAE, 2019).

Os custos fixos estimados para o protejo são apresentados na Tabela 23.

Tabela 23 – Estimativa dos custos fixos

Descrição	Unidade	Quantidade	Valor (R\$)	Valor (R\$.ano ⁻¹)
Mão de obra	-	1	2.000,00	26.000,00
Encargos	%	53,23	1.064,60	13.839,81
Depreciação	Anos	10	1.018.038,05	101.803,81
Total				141.643,61

Em relação aos custos variáveis, estes dependem diretamente da capacidade de produção. Como na indústria estudada já tem um engenheiro responsável pela produção,

considerou-se apenas a contratação de dois novos operadores responsáveis pelo controle dos equipamentos.

Os valores das matérias-primas e embalagens foram obtidos por meio de cotação. Em relação ao etanol, sabe-se que o mesmo pode ser recuperado e reaproveitado utilizando um destilador. Nesse sentido, considerou-se que 90 % do etanol foi recuperado.

A energia elétrica, em kW.h.ano⁻¹ foi calculada levando em consideração o consumo de eletricidade de cada equipamento. As despesas gerais e a propaganda foram calculadas como sendo 2,0 % e 0,5 % da receita total, nessa ordem (COSTA et al., 2011; SANT'ANA, 2015).

O imposto sobre circulação de mercadoria (ICMS) varia de Estado para Estado. No caso da aplicação deste projeto, para Minas Gerais é adotada uma alíquota de 18 % sobre a receita anual, a qual consiste, principalmente, da venda dos produtos.

Os custos variáveis estão representados na Tabela 24.

Tabela 24 – Estimativa dos custos variáveis

Descrição	Unidade	Quantidade	Valor (R\$)	Valor (R\$.ano ⁻¹)
Mão de obra	-	2	1.000,00	26.000,00
Encargos	%	53,23	1.064,60	13.839,80
Gás GLP	m ³ .ano ⁻¹	69.144,30	8,00	169.082,34
Embalagens				
Primária	Emb. 1 kg ⁻¹	23.934	1,44	34.465,31
Secundária	Emb. 10 kg ⁻¹	2.393	0,53	1.268,51
Insumos				
Ácido cítrico	kg.ano ⁻¹	206,03	12,00	2.472,36
Água	m ³ .ano ⁻¹	4.014,05	0,80	3.211,24
Etanol	m ³ .ano ⁻¹	1.099,78	5.200,00	5.718.856,00
Energia elétrica	kw.h.ano ⁻¹	70.710,24	0,62	43.840,35
Despesas gerais	%	2,0	-	167.061,00
Propaganda	%	0,5	-	41.765,25
Transporte	kg.ano ⁻¹	23.934	0,60	14.360,54

Continua...

Continuação...

ICMS	%	18,00	-	1.503.548,96
Total				7.793.771,65

Emb. = Embalagem.

5.7.3 Receita

A receita gerada pelo projeto está apresentada na Tabela 25. Vale ressaltar que o preço de venda da pectina foi adotado tomando como base a média dos preços encontrados no mercado.

Tabela 25 – Estimativa da receita anual do empreendimento

Vendas	Produto	Preço (R\$.kg ⁻¹)	Receita (R\$.ano ⁻¹)
100 %	Pectina	349,00	8.353.049,76
Total			8.353.049,76

5.7.4 Financiamento

Para este projeto, levou-se em consideração a linha de financiamento pelo Banco Nacional de Desenvolvimento Sustentável (BNDES), por oferecer as melhores opções de financiamento.

O prazo total para o financiamento é de até 10 anos, com carência de até 2 anos. Com base nisso, determinou-se o prazo total do financiamento de 60 meses (cinco anos), sendo que 12 meses (um ano) equivale ao período de carência.

A participação máxima para o financiamento é de 80 % para o investimento fixo e de 100 % para capital de giro. Assim, adotou-se o limite de participação mencionado, sendo os 20 % referente ao investimento fixo considerados como capital próprio. A taxa de juros foi calculada como 11,86 % a.a.

As condições para o financiamento são estabelecidas na Tabela 26. A obtenção dos valores dos equipamentos e de capital de giro foi detalhada anteriormente.

Tabela 26 – Dados sobre o financiamento

Item	Valor total (R\$)	Capital Próprio	Capital Financiável
Equipamentos	1.018.038,05	203.607,61	814.430,44
Capital de giro	827.062,53	0,00	821.115,54
Total (R\$)			1.635.545,98

A descrição dos valores das prestações, juros, amortização e saldo devedor, calculados com base nas condições do financiamento, encontra-se nas Tabelas 27 e 28.

Tabela 27 – Cálculo do financiamento dos equipamentos

Financiamento	Ano 1	Ano 2	Ano 3	Ano 4	Ano 5
Prestação	0,00	-267.348,34	-267.348,34	-267.348,34	-267.348,34
Juros	96.591,45	96.591,45	76.339,68	53.686,06	28.345,71
Amortização	0,00	170.756,89	191.008,65	213.662,28	239.002,62
Saldo devedor	814.430,44	643.673,55	452.664,90	239.002,62	0,00

Tabela 28 – Cálculo do financiamento do capital de giro

Financiamento	Ano 1	Ano 2	Ano 3	Ano 4	Ano 5
Prestação	0,00	-269.542,82	-269.542,82	-269.542,82	-269.542,82
Juros	97.384,30	97.384,30	76.966,30	54.126,73	28.578,38
Amortização	0,00	172.158,51	192.576,51	215.416,09	240.964,43
Saldo devedor	821.115,54	648.957,03	456.380,52	240.964,43	0,00

5.7.5 Fluxo de Caixa

O fluxo de caixa da implantação do processo, por um período de 10 anos, está apresentado na Tabela 29.

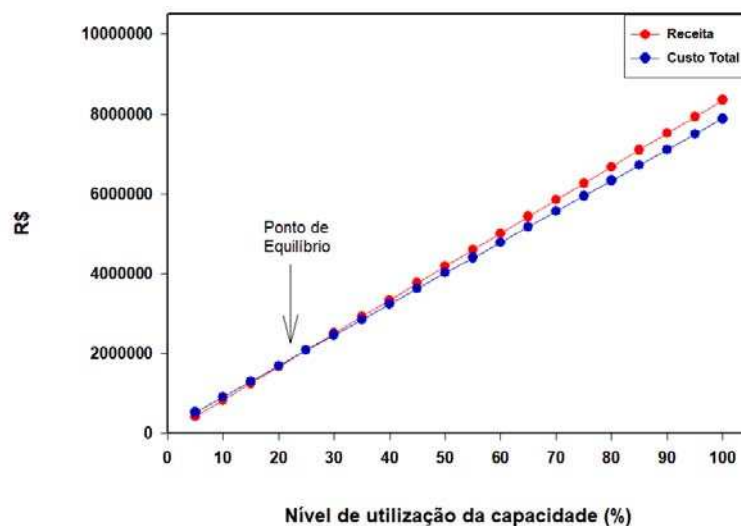
Tabela 29 – Fluxo de caixa do empreendimento

	Ano 0	Ano 1	Ano 2	Ano 3	Ano 4	Ano 5	Ano 6	Ano 7	Ano 8	Ano 9	Ano 10
Investimento Fixo	-1.018.038,05										
Capital de Giro		-821.115,54									
Receita Operacional		8.353.049,76	8.353.049,76	8.353.049,76	8.353.049,76	8.353.049,76	8.353.049,76	8.353.049,76	8.353.049,76	8.353.049,76	8.353.049,76
Custos Totais de Produção		7.881.415,25	7.881.415,25	7.881.415,25	7.881.415,25	7.881.415,25	7.881.415,25	7.881.415,25	7.881.415,25	7.881.415,25	7.881.415,25
Lucro Operacional		417.634,51	417.634,51	417.634,51	417.634,51	417.634,51	417.634,51	417.634,51	417.634,51	417.634,51	417.634,51
Juros sobre Financiamento		193.975,75	193.975,75	153.305,99	107.812,72	56.924,09	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Lucro Tributável		277.658,75	277.658,75	318.328,52	363.821,72	414.710,41	471.634,51	471.634,51	471.634,51	471.634,51	471.634,51
Imposto de Renda		55.531,75	55.531,75	63.665,70	72.764,34	82.942,08	94.326,90	94.326,90	94.326,90	94.326,90	94.326,90
Fluxo de Caixa Bruto		222.127,00	222.127,00	254.662,81	291.057,37	331.768,33	377.307,60	377.307,60	377.307,60	377.307,60	377.307,60
Depreciação		101.803,81	101.803,81	101.803,81	101.803,81	101.803,81	101.803,81	101.803,81	101.803,81	101.803,81	101.803,81
Fluxo de Caixa Líquido	-1.018.038,05	-497.184,74	323.930,81	356.466,62	392.861,18	433.572,13	479.111,41	479.111,41	479.111,41	479.111,41	479.111,41
Fluxo de Caixa Acumulado	-1.018.038,05	-1.515.222,79	-1.191.291,98	-834.825,36	-441.964,18	-8.392,05	470.719,36	949.830,77	1.428.942,18	1.908.053,59	2.387.165,00
Referência (ano)	0,00	1,00	2,00	3,00	4,00	5,00	6,00	7,00	8,00	9,00	10,00
Sinal do fluxo acumulado	-1,00	-1,00	-1,00	-1,00	-1,00	-1,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00

5.7.6 Ponto de Equilíbrio

O gráfico do ponto de equilíbrio pode ser visualizado na Figura 26.

Figura 26 – Ponto de equilíbrio do projeto



O ponto de equilíbrio de 23,10 % adverte que o investimento é flexível, permitindo à indústria a obtenção de lucros a partir dessa capacidade de produção. Além disso, este valor é relativamente baixo, manifestando que ao produzir e vender, aproximadamente, um quarto da produção esperada, o empreendedor já terá condições de pagar os custos gerados. No entanto, como todo empreendimento, ressalta-se a importância de uma gestão eficaz.

5.7.7 Lucratividade

A lucratividade anual foi calculada utilizando-se a equação 61, obtendo-se o valor de R\$ 471.634,51.

$$\text{Lucratividade} = \text{Receita} - \text{Custo Total} \quad (61)$$

A lucratividade mensal foi determinada dividindo-se o valor da lucratividade anual por doze meses, definindo-se que ao implantar este processo, a indústria terá um lucro mensal de R\$ 39.302,88.

5.7.8 Indicadores Financeiros

Com o objetivo de obter mais informações a respeito da situação e o desempenho do empreendimento, calculou-se os indicadores financeiros. Os resultados dos indicadores financeiros, aplicados neste projeto, estão descritos na Tabela 30.

Tabela 30 – Indicadores financeiros

Descrição	Unidade	Valor calculado
TMA	%	11,90
VPL	R\$	535.267,39
TIR	%	18,93
TRC	anos	5,02

Com base nos resultados descritos na Tabela 30, pode-se concluir que o resultado positivo de VPL indica que a rentabilidade do investimento é superior à TMA considerada para o desconto do fluxo de caixa, ou seja, evidencia que o investimento é atrativo e, portanto, pode ser aprovado. Em relação ao valor calculado para TIR, nota-se que o mesmo é maior do que TMA, o que aponta que o projeto é viável, demonstrando boa rentabilidade. Em relação ao TRC, serão necessários aproximadamente cinco anos para recuperar o capital que foi investido na implantação da indústria; sendo considerado um prazo curto, designa-se que o projeto é atrativo (WESTON; BRIGHAM, 2000).

5.7.9 Análise de Sensibilidade

Tendo em vista que alterações nos preços das matérias-primas e volume de vendas podem resultar em efeitos sobre os indicadores financeiros, aplicou-se a análise de sensibilidade, para calcular os efeitos dessas mudanças. Para isso, foram realizadas variações positivas e negativas na receita e nos custos totais; uma mudança de cada vez e para cada variável, enquanto a outra permanecia constante (MARQUES; JÚNIOR; KÜHL, 2015).

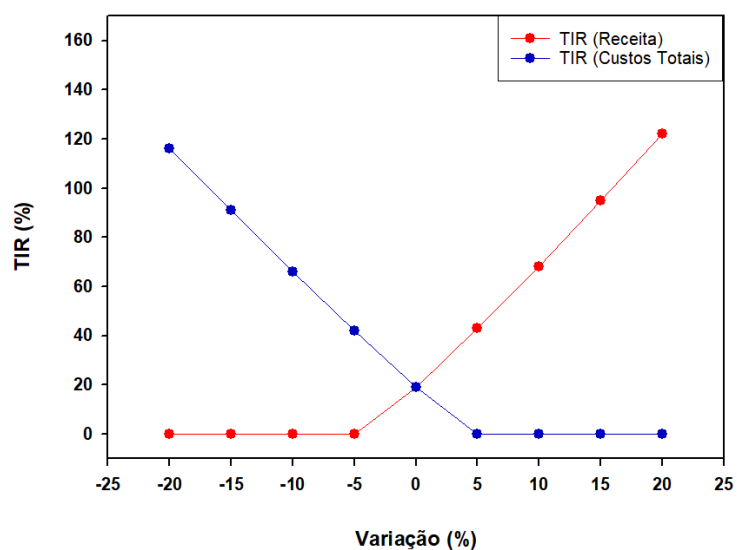
Por meio dessa análise, tornou-se possível estipular o grau de resposta da taxa de retorno em relação às alterações em uma variável. Quando as margens de lucro não são altas o suficiente, as mudanças no custo podem comprometer a viabilidade do projeto. As variações realizadas (Tabela 31) foram de -20 % a 20 %.

Tabela 31 – Análise de sensibilidade

Variação (%)	Receita (R\$)	Custo total (R\$)
-20	6.682.439,81	6.305.132,20
-15	7.100.092,30	6.699.202,97
-10	7.517.744,78	7.093.273,73
-5	7.935.397,27	7.487.344,49
0	8.353.049,76	7.881.415,25
5	8.770.702,25	8.275.486,02
10	9.188.354,74	8.669.556,78
15	9.606.007,22	9.063.627,54
20	10.023.659,71	9.457.698,31

Variação (%)	TIR Receita (%)	TIR Custo total (%)
-20	<0	114
-15	<0	89
-10	<0	64
-5	<0	41
0	19	19
5	43	<0
10	67	<0
15	93	<0
20	120	<0

O gráfico elaborado com as informações obtidas pela análise de sensibilidade pode ser observado na Figura 27.

Figura 27 – Análise de sensibilidade

De acordo com a Figura 27, identificou-se que ambas as variáveis (receita e custos totais) possuem influência na TIR. Ao analisar uma variação de 0 % para -5 % na receita, notou-se que a TIR se reduz a zero; caso a variação seja de 0 % para 5 %, a TIR eleva em média 20 %. Em relação aos custos totais, percebeu-se que uma pequena variação também possui influência significativa na TIR. Por exemplo, caso ocorra variação de 0 % para 5 % a TIR é reduzida a zero, ao passo que, se a variação for de 0 % para -5 %, a TIR aumenta para aproximadamente 40 %. Concluiu-se então que variações na receita e no custo total afetam significativamente a TIR.

6 CONSIDERAÇÕES FINAIS

De acordo com os resultados obtidos neste trabalho, verificou-se que a extração de pectina, a partir da casca *in natura*, utilizando solução acidificada com ácido cítrico obteve rendimento de 13,44 %, na faixa dos resultados encontrados na literatura, indicando que não há necessidade de se utilizar solventes inorgânicos.

Ao se otimizar a extração empregando-se um delineamento composto central rotacional, observou-se que os maiores rendimentos são obtidos quando os valores de temperatura e tempo estão próximos ao ponto central da faixa estudada e em concentrações altas e baixas de ácido cítrico. Em relação ao grau de esterificação, ocorre aumento quando os valores de temperatura e tempo estão próximos ao ponto central da faixa estudada e a concentração de ácido cítrico diminui. Diante disso, pode-se afirmar que o controle dos parâmetros de processo é essencial para a obtenção de bons rendimentos na extração de pectina.

Ao utilizar os níveis estabelecidos pela condição otimizada (52,5 min, 80 °C e 0,0002 mol.L⁻¹), obtiveram-se resultados similares para a extração a partir da farinha da casca (13,18 %) e da casca *in natura* (13,44 %). Ressalta-se que ao realizar a extração a partir da casca *in natura*, torna-se possível reduzir o custo do processo, devido à eliminação da etapa de secagem para a obtenção da farinha, que é uma operação unitária cuja demanda de energia é elevada. Nesse sentido, adotou-se a extração a partir da casca *in natura* para realização do projeto industrial, tendo em vista que há uma redução significativa de gasto na matriz energética.

Os resultados da análise econômica foram positivos, indicando boa rentabilidade e atratividade do investimento. O ponto de equilíbrio de 23,10 % indica que a indústria irá obter lucros a partir dessa capacidade de produção. Em relação à lucratividade anual, calculou-se o valor de R\$ 471.634,51.

De modo geral, ressalta-se que a casca do maracujá representa uma grande quantidade de subproduto (51 % da massa total do fruto) que, na maioria das vezes, é descartada na natureza, sem nenhum aproveitamento. Portanto, diante da crescente preocupação com a sustentabilidade e preservação ambiental, enfatiza-se a atratividade da extração de pectina a partir da casca do maracujá *in natura* em meio ácido, utilizando-se um ácido orgânico.

Sugere-se, para trabalhos futuros, que seja realizada a simulação em softwares para a recuperação do etanol, tendo em vista o extenso volume utilizado no processo e o seu alto custo. Além disso, abordar todos os subprodutos do processamento do maracujá, incluindo as sementes e suas aplicações.

7 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ALBUQUERQUE, M. A. C.; BEDANI, R.; LEBLANC, J. G.; SAAD, S. M. I. Passion fruit by-product and fructooligosaccharides stimulate the growth and folate production by starter and probiotic cultures in fermented soymilk. **International Journal of Food Microbiology**, v. 261, p. 35-41, 2017.

AOAC - Association of Official Analytical Chemists. Official methods of analysis of AOAC international. 16.ed. Maryland: **AOAC**, 1997. 1141p.

ARSALAN, N. Extraction of pectin from sugar beet pulp and intrinsic viscosity molecular weight relationship of pectin solutions. **Journal of Food Science and Technology Mysore**, v. 32, p. 381-385, 1995.

BAGHERIAN, H.; ASHTIANI, F. Z.; FOULADITAJAR, A.; MOHTASHAMY, M. Comparisons between conventional, microwave-and ultrasound-assisted methods for extraction of pectin from grapefruit. **Chemical Engineering and Processing**, v. 50, p. 1237-1243, 2011.

BANCO CENTRAL DO BRASIL, 2019. **Dados diários Selic**. Disponível em: <<http://https://www.bcb.gov.br/estabilidadefinanceira/selicedadosdiarios>>. Acesso em: 06 nov. 2019.

BARBOSA, J. E. **Dimensionamento do eixo do impelidor em sistemas de agitação e mistura para processos industriais**. 2004. 75 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) - Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2004.

BARBOSA, L. C. A. **Espectroscopia no infravermelho na caracterização de compostos orgânicos**. 1ª ed.: Editora UFV, 2007, 127 p.

BOCHEK, A. M.; ZABIVALOVA, N. M.; PETROPAVLOSVSKII, G. A. Determination of the esterification degree of polygalacturonic acid. **Russian Journal of Applied Chemistry**, v. 74, p. 775-777, 2001.

BORDEAUX-RÊGO, R.; PAULO, G. P.; SPRITZER, I. M. P. A.; ZOTES, L. P. **Viabilidade econômico-financeira de projetos**. 4ª ed.: Editora FGV, 2013, 172 p.

BRASIL, N. I. **Introdução à Engenharia Química**. 3ª ed.: Editora Interciência Ltda, 2017, 427 p.

CARVALHO, L. P., 2007. **Portal de operações unitárias**. Disponível em: <<http://www.ufrnet.br/~lair>>. Acesso em: 19 set. 2019.

CASAS-OROZO, D.; VILLA, A. L.; BUSTAMANTE, F.; GONZÁLEZ, L. M. Process development and simulation of pectin extraction from orange peels. **Food and Bioproducts Processing**, v. 96, p. 86-98, 2015.

CANTERI, M. H. G. **Caraterização comparativa entre pectinas extraídas do pericarpo de maracujá amarela (*Passiflora edulis f. Flavicarpa*)**. 2010. 163 f. Tese (Doutorado em Tecnologia de Alimentos) - Universidade Federal do Paraná, Curitiba, 2010.

CANTERI, M. H. G.; MORENO, L.; WOSIACKI, G.; SCHEER, A. P. Pectina: da matéria-prima ao produto final. **Polímeros**, v. 22, p. 149-157, 2012.

CANTERI-SCHEMIN, M. H.; FERTONANI, H. C. R.; WASZCZYNSKYJ, N.; WOSIACKI, G. Extraction of pectin from apple pomace. **Brazilian Archives of Biology and Technology**, v. 48, p. 259-266, 2005.

CHEREMISINOFF, N. P. **Handbook of chemical processing equipment**. Woburn: Buterworth-Heinemann, 2000, 527 p.

COELHO, T., 2014. **Os usos múltiplos do maracujá**: Da flor à casca, veja o que pode ser feito com a fruta. Revista Globo Rural. Disponível em: <<https://revistagloborural.globo.com/Noticias/Agricultura/noticia/2014/09/os-usos-multiplos-do-maracuja.html>>. Acesso em: 26 ago. 2019.

COSTA, L. G. T. A.; LIMEIRA, A. F. F.; GONÇALVES, H. M.; CARVALHO, U. T. **Análise econômico-financeira de empresas**. 3ª ed.: Editora FGV, 2011, 150 p.

CREMASCO, M. A. **Operações Unitárias em Sistemas Particulados e Fluidomecânicos**. 2ª ed.: Editora Blucher, 2012, 423 p.

D'ADDOSIO, R.; PÁEZ, G.; MARÍN, M.; MÁRMOL, Z.; FERRER J. Obtención y caracterización de pectina a partir de la cáscara de parchita (*Passiflora edulis f. flavicarpa* Degener). **Revista de la Facultad de Agronomía**, v. 22, p. 240-249, 2005.

EMAGA, T. H.; RONKART, S. N.; ROBERT, C.; WATHELET, B.; PAQUOT, M. Characterization of pectins extracted from banana peels (*Musa AAA*) under diferente conditions using an experimental design. **Food Chemistry**, v. 108, p. 463-471, 2008.

EMBRAPA. **Maracujá**: O produtor pergunta, a Embrapa responde. Br: Embrapa Informação Tecnológica, 2016, 348 p.

FAEP - Federação da Agricultura do Estado do Paraná. **Cartilha de Classificação do Maracujá**. Comissão Técnica de Hortifruticultura. 2010. Disponível em :< <http://www.faep.com.br/comissoes/frutas/cartilhas/frutas/maracuja.htm>>. Acesso em: 06 jan. 2019.

FELLAH, A.; ANJUKANDI, P.; WATERLAND, M. R.; WILLIAMS, M. A. K. Determining the degree of methylesterification of pectin by ATR/FT-IR: Methodology optimisation and comparison with theoretical calculations. **Carbohydrate Polymers**, v. 78, p. 847-853, 2009.

FERREIRA, M. F. P.; PENA, R. S. Estudo da secagem da casca do maracujá amarelo. **Revista Brasileira de Produtos Agroindustriais**, v. 12, p. 15-28, 2010.

FISSORE, E. N.; PONCE, N. M. A.; PLA, M. E.; STORTZ, C. A.; ROJAS, A. M.; GERSCHENSON, L. N. Characterization of Acid-Extracted Pectin-Enriched Products Obtained from Red Beet (*Beta vulgaris L. var. conditiva*) and Butternut (*Cucurbita moschata* Duche x Poiret). **Journal of Agricultural and Food Chemistry**, v. 58, p. 3793-3800, 2010.

FISSORI, E. N.; PONCE N. M.; WIDER, E. A.; STORTZ, C. A.; GERSCHENSON, L. N.; ROJAS, A. M. Commercial cell wall hydrolytic enzymes for producing pectin-enriched products from butternut (*Cucurbita moschata*, Duchesne ex Poiret). **Journal of Food Engineering**, v. 93, p. 293-301, 2009.

GALISTEO, M.; DUARTE, J.; ZARZUELO, A. Effects of dietary fibers on disturbances clustered in the metabolic syndrome. **The Journal of Nutritional Biochemistry**, v. 19, p. 71-84, 2008.

GEANKOPLIS, C. J. **Processos de transporte e operações unitárias**. 3ª ed. Companhia Editorial Continental, 1998, 993 p.

HENDERSON, S. M. Progresso no desenvolvimento da equação de secagem de camada fina. **Transações da ASAE**, v. 17, p. 1167- 1168, 1974.

HENDERSON, S. M.; PABIS, S. Teoria da secagem de grãos: Efeito da temperatura na secagem coeficiente. **Journal of Agriculture Engineering**, v. 33, p. 169-174, 1961.

HUISMANN, M. M. H.; OOSTERVELD, A.; SCHOLS, H. A. Fast determination of the degree of methyl esterification of pectins by head-space GC. **Food Hydrocolloids**, v. 18, p. 665- 668, 2004.

IBGE. **Área plantada ou destinada à colheita, área colhida, quantidade produzida, rendimento médio e valor da produção das lavouras temporárias e permanentes**: Produção Agrícola Municipal. 2018. Disponível em: <<https://sidra.ibge.gov.br/tabela/5457#resultado>>. Acesso em: 20 set. 2019.

KEENAN, J. H.; KEYES, F. G.; HILL, P. G.; MOORE, J. G. **Steam Tables - thermodynamic properties of water including vapor, liquid, and solid phases (International Edition - metric units)**: Wiley, New York, 1969, 162 p.

KELCO, C. P. **Nossa História**. 2018. Disponível em: <<https://www.cpkelco.com/about-cp-kelco/our-history/>>. Acesso em: 08 jan. 2019.

KLIEMANN, E. **Extração e caracterização da pectina da casca do maracujá amarelo (*Passiflora edulis flavicarpa*)**. 2006. 74p. Dissertação (Mestrado em Ciência e Tecnologia de Alimentos) - Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2006.

KLIEMANN, E.; SIMAS, K. N.; AMANTE, E. R.; PRUDÊNCIO, E. S.; TEÓFILO, R. F.; FERREIRA, M. M. C.; AMBONI, R. D. M. C. Optimization of pectin acid extraction from passion fruit peel (*Passiflora edulis flavicarpa*) using response surface methodology. **International Journal of Food Science and Technology**, v. 44, p. 476-483, 2009.

KOUBALA, B. B.; KANSCI, G.; MBOME, L. I.; CRÉPEAU, M. J.; THIBAUT, J. F.; RALET, M. C. Effect of extraction conditions on some physicochemical characteristics of pectins from “Améliorée” and “Mango” mango peels. **Food Hydrocolloids**, v. 22, p. 1345-1351, 2008a.

KOUBALA, B. B.; MBOME, L. I.; KANSCI, G.; MBIAPO, F. T.; CREPEAU, M.-J.; THIBAUT, J.-F.; RALET, M.-C. Physicochemical properties of pectins from ambarella

peels (*Spondias cytherea*) obtained using diferente extraction conditions. **Food Chemistry**, v. 106, p. 1202-1207, 2008b.

KULKARNI, S. G.; VIJAYANAN, P. Effect of extraction conditions on the quality characteristics of pectin from passion fruit peel (*Passiflora edulis f. flavicarpa* L.). **Food Science and Technology**, v. 43, p. 1026-1031, 2010.

LEVIGNE, S.; RALET, M. C.; THIBAUT, J. F. Characterization of pectins extracted from fresh sugar beet under different conditions using an experimental design. **Carbohydrate Polymers**, v. 49, p.145-153, 2002.

LIANG, R. H.; CHEN, J.; LIU, W.; YU, W.; YUAN, M.; ZHOU, W-Q. Extraction, characterization and spontaneous gel-forming property of pectin from creeping fig (*Ficus pumila* Linn.) seeds. **Carbohydrate Polymers**, v. 87, p. 76-83, 2012.

LIEW, S. Q.; CHIN, N. L.; YUSOF, Y. A. Extraction and characterization of pectin from passion fruit peels. **Agriculture and Agricultural Science Procedia**, v. 2, p. 231-236, 2014.

LÓPEZ-VARGAS, J. H.; FERNÁNDEZ-LÓPEZ, J.; PÉREZ-ÁLVAREZ, J. A.; VIUDA-MARTOS, M. Chemical, physico-chemical, technological, antibacterial and antioxidant properties of dietary fiber powder obtained from yellow passion fruit (*Passiflora edulis* var. *flavicarpa*) co-products. **Food Research International**, v. 51, p. 756-763, 2013.

MANICA, I. **Fruticultura tropical: maracujá**. 1ª ed.: Editora Agronômica Ceres, 1981, 160 p.

MARQUES, J. A. V. C.; JÚNIOR, J. B. A. C.; KÜHL, C. A. **Análise financeira das empresas: da abordagem financeira convencionas às medidas de criação de valor**. 2ª ed.: Editora Freitas Bastos, 2015, 356 p.

MARTINS, M. D.; GUIMARÃES, M. W.; LIMA, V. A.; GAGLIOTI, A. L.; SILVA, P. R.; KADOWAKI, M. K.; KNOB, A. Valorization of passion fruit peel by-product: Xylanase production and its potential as bleaching agent for kraft pulp. **Biocatalysis and Agricultural Biotechnology**, v. 16, p. 172-180, 2018.

MCCABE, W. L.; SMITH, J. C.; HARRIOT, P. **Unidade de operações de engenharia química**. 5ª ed.: New Delhi, 1993, 176 p.

MERCADANTE, A. Z.; BRITTON, G.; RODRIGUEZ-AMAYA, D. B. Carotenoids from Yellow Passion Fruit (*Passiflora edulis*). **Journal of Agricultural and Food Chemistry**, v. 46, p. 4102-4106, 1998.

MIDILLI, A.; KUCUK, H.; YAPAR, Z. A. A new model for single-layer drying. **Drying Technology**, v. 20, p. 1503–1513, 2002.

MOHNEN, D. Pectin structure and biosynthesis. **Current Opinion in Plant Biology**, v. 11, p. 266-277, 2008.

MONFREGOLA, L.; BUGATTI, V.; AMODEO, P.; LUCA, S.; VITTORIA, V. Propriedades físicas e de sorção da água de pectina quimicamente modificada com um processo ambientalmente correto. **Biomacromoléculas**, v. 12, p. 2311-2318, 2011.

MORAES, I. V. M. **Produção de Polpa de Fruta Congelada e Suco de Frutas**. 1ª ed.: SBRT - Serviço Brasileiro de Respostas Técnicas, 2006, 26 p.

MOURA, F. A.; MACAGNAN, F. T.; PETKOWICZ, C. L. O.; SILVA, L. P. Partially hydrolyzed pectin extracted from passion fruit peel: Molar mass and physicochemical properties. **Bioactive Carbohydrates and Dietary Fibres**, v. 5, p. 342-345, 2019.

MUNHOZ, C. L.; SANJINEZ-ARGANDOÑA, E. J.; SOARES-JÚNIOR, M. S. Extração de pectina de goiaba desidratada. **Ciência e Tecnologia de Alimentos**, v. 30, p. 119-125, 2010.

NÝVLT, J. **Industrial crystallization from solutions**. Ed. Butterworth; Co (Publishers) Ltd, Inglaterra, 1971, 325 p.

OLIVEIRA, A. N. **Pectinas de casca de manga (*Mangífera indica* L.) cv. Ubá: Otimização da extração, caracterização físico-química e avaliação das propriedades espessantes e gelificantes**. 2013. 174 f. Tese (Doutorado em Ciência e Tecnologia de Alimentos) - Universidade Federal de Viçosa, Viçosa, 2013.

OLIVEIRA, C. F. **Aplicação de diferentes tecnologias na extração de pectina presente na casca do maracujá**. 2015. 175 f. Tese (Doutorado em Engenharia Química) - Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2015.

OLIVEIRA, L. F.; NASCIMENTO, M. R. F.; BORGES, S. V.; RIBEIRO, P. C. N.; RUBACK, V. B. Aproveitamento alternativo da casca do maracujá-amarelo (*Passiflora edulis* f. var. *flavicarpa*) para produção de doce em calda. **Ciência e Tecnologia de Alimentos**, v. 22, p. 259-262, 2002.

PELIZER, L. H.; PONTIERI, M. H.; MORAES, I. O. Utilização de resíduos agroindustriais em processos biotecnológicos como perspectiva de redução do impacto ambiental. **Journal of Technology Management & Innovation**, v. 2, p. 118-127, 2017.

PEREZ, R.; SOUSA, R. C. S.; RAMOS, A. M.; FARIA, R. O.; PASSAGLIA, L. F.; OLIVEIRA, E. T. M. S.; ROCHA, R. A. **Agroindústria de café torrado e moído: viabilidades técnica e econômica**. 1ª ed.: Editora UFV, 2008, 119 p.

PINHEIRO, E. R.; SILVA, I. M. D. A.; GONZAGA, L. V. AMANTE, E. R.; TEÓFILO, R. F.; FERREIRA, M. M. C.; AMBONI, R. D. M. C. Optimization of extraction of high-ester pectin from passion fruit peel (*Passiflora edulis flavicarpa*) with citric acid by using response surface methodology. **Bioresource Technology**, v. 99, p. 5561-5566, 2008.

PIRES, M. M.; JOSÉ, A. R. S.; CONCEIÇÃO, A. O. **Maracujá: avanços tecnológicos e sustentabilidade**. 1ª ed.: Editora Ilhéus, 2011, 237 p.

QIU, L.; ZHAO, G.; WU, H.; JIANG, L.; LI, X.; LIU, J. Investigation of combined effects of independent variables on extraction of pectin from banana peel using response surface methodology. **Carbohydrate Polymers**, v. 80, p. 326-331, 2010.

ROSA, C. A. **Como elaborar um plano de negócios**. Brasília: SEBRAE, 2013, 164 p.

ROTILI, M. C. C.; COUTRO, S.; CELANT, V. M.; VORPAGEL, J. A.; BARP, F. K.; SALIBE, A. B.; BRAGA, G. C. Composição, atividade antioxidante e qualidade do maracujá amarelo durante armazenamento. **Ciências Agrárias**, v. 34, p.227-240, 2013.

SANT'ANA, C. F. Análise da viabilidade econômica e financeira para implantação de uma indústria de confecções no município de Vista Gaúcha-RS. **Revista Gestão Industrial**, v. 11, p. 26-45, 2015.

SEBRAE, 2016. **O cultivo e o mercado do maracujá**. Disponível em: <<http://www.sebrae.com.br/sites/PortalSebrae/artigos/o-cultivo-e-o-mercado-do-maracuja,108da5d3902e2410VgnVCM100000b272010aRCRD>>. Acesso em: 28 nov. 2018.

SEBRAE, 2019. **Encargos sociais**. Disponível em: <<http://www.sebrae-sc.com.br/leis/default.asp?vcdtexto=4847>>. Acesso em: 07 nov. 2019.

SECURATO, J. R. **Cálculo financeiro das tesourarias**. 2ª ed.: Editora Saint Paul, 1999, 432 p.

SEIXAS, F. L.; FUKUDA, D. L.; TURBIANI, F. R. B.; GARCIA, P. S.; PETKOWICZ, C. L.; JAGADEVAN, S.; GIMENES, M. L. Extraction of pectin from passion fruit peel (*Passiflora edulis f. flavicarpa*) by microwave-induced heating. **Food Hydrocolloids**, v. 38, p. 186-192, 2014.

SILVA, E. B.; SANTOS, E. R.; ROSA, J.; CARDOSO, F. T.; SOUZA, G. G.; NOGUEIRA, R. NASCIMENTO, K. O. Aproveitamento integral de alimentos: avaliação físico química e sensorial de doce de cascas do maracujá amarelo (*Passiflora edulis f. flavicarpa*). **Revista Augustus**, v. 19, p. 2-17, 2014.

SILVA, E. C. O.; SILVA, W. P. S.; SILVA, E. T.; LOPES, J. D.; GUSMÃO, R. P. Obtenção e caracterização da farinha do albedo de maracujá (*Passiflora edulis f. flavicarpa*) para uso alimentício. **Revista Verde de Agroecologia e Desenvolvimento Sustentável**, v. 11, p. 69-74, 2016.

SILVA, S. R.; MERCADANTE, A. Z. Composição de carotenoides de maracujá-amarelo (*Passiflora edulis flavicarpa*) in natura. **Ciência e Tecnologia de Alimentos**, v. 22, p. 254-258, 2002.

SINGTHONG, J.; NINGSANOND, S.; CUI, S. W.; GOFF, H. D. Extraction and physicochemical characterization of Krueo Ma Noy pectin. **Food Hydrocolloids**, v. 19, p. 793-801, 2005.

SOUSA, A. L. N.; RIBEIRO, A. C. B.; SANTOS, D. G.; RICARDO, N. M. P. S.; RIBEIRO, M. E. N. P.; CAVALCANTI, E. S. B.; CUNHA, A. P.; RICARDO, N. M. O. S. Modificação química da pectina do melão caipira (*Cucumis melo* var. *acidulus*). **Química Nova**, v. 40, p. 554-560, 2017.

SOUZA, A.; CLEMENTE, A. **Decisões financeiras e análise de investimentos: fundamentos, técnicas e aplicações**. 2ª ed.: Editora Atlas, 1997, 142 p.

SPOLADORE, S. F. **Modelagem matemática da secagem de casca de maracujá e influência da temperatura na cor, compostos fenólicos e atividade antioxidante.** 2014. 37 f. Trabalho de Conclusão de Curso (Graduação em Engenharia de Alimentos) - Universidade Tecnológica Federal do Paraná, Campo Mourão, 2014.

SRIAMORNSAK, P. Chemistry of pectin and its pharmaceutical uses: A Review. **Silpakorn University International Journal**, v. 3, p. 206-228, 2003.

TADINI, C. C.; TELIS, V. R. N.; MEIRELLES, A. J. A.; FILHO, P. A. P. **Operações Unitárias na Indústria de Alimentos.** 1ª ed.: Editora LCT, 2016, 596 p.

THIBAUT, J. F.; SAULNIER, L.; AXELOS, M. A. V.; RENARD, C. M. G. C. Difficultés expérimentales de l'étude des macromolécules pectiques. **Bulletin de la Société Botanique de France**, v. 138, p. 319-337, 1991.

TREYBAL, R. E. **Mass-transfer operation.** 3ª ed.: Editora McGraw-Hill Education, 1980, 784 p.

TOĞRUL, İ. T.; PEHLIVAN, D. Modeling of thin layer drying kinetics of some fruits under freeze drying. **Journal of Food Engineering**, v. 65, p. 413-425, 2004.

TURQUOIS, T.; RINAUDO, M.; TARAVEL, F. R.; HEYRAUD, A. Extraction of highly gelling pectic substances from sugar beet pulp and potato pulp: influence of extrinsic parameters on their gelling properties. **Food Hydrocolloids**, v. 13, p. 255-262, 1999.

VERNA, L. R.; BUCKLIN, R. A.; ENDAN, J. B.; WRATTEN, F. T. Effects of drying air parameters on rice drying models. **Transactions of the ASAE**, v. 28, p. 296- 301, 1985.

VORAGEN, G. J.; PILNIK, W.; THIBAUT, J. F.; AXELOS, M. A. V.; RENARD, C. M. G. C. **Food polysaccharides and their applications**, 1ª ed.: Editora: Marcel Dekker, 1995.

VRIESMANN, L. C.; TEÓFILO, R. F.; PETKOWICZ, C. L. O. Extraction and characterization of pectin from cacao pod husks (*Theobroma cacao* L.) with citric acid. **Food Science and Technology**, v. 49, p. 1-9, 2012.

WESTON, F. J.; BRIGHAM, E. F. **Fundamentos da Administração Financeira.** 10ª ed.: Editora Makron Books, 2000, 1030 p.

WILLATS, W. G. T.; KNOX, J. P.; MIKKELSEN, J. D. Pectin: new insights into and old polymers are starting to gel. **Trends in Food Science & Technology**, v. 17, p. 97-104, 2006.

WONG, D.W.S. **Química de los alimentos: mecanismos y teoria.** 1ª ed.: Editora Acirbia, 1995, 446 p.

YAPO, B. M. Pectin quantity, composition and physicochemical behaviour as influenced by the purification process. **Food Research International**, v. 42, p. 1197-1202, 2009.

YAPO, B. M.; KOFFI, K. L. Yellow passion fruit rinds a potential source of low-methoxyl pectin. **Journal of Agricultural and Food Chemistry**, v. 54, p. 2738-2744, 2006.

YAPO, B. M.; LEROUGE, P.; THIBAUT, J-F.; RALET, M-C. Pectins from citrus peel cell walls contain homogalacturonans homogenous with respect to molar mass, thamnogalacturonan I and rhamnogalacturonan II. **Carbohydrate Polymers**, v. 69, p. 426-435, 2007a.

YAPO, B. M.; ROBERT, C.; ETIENNE, I.; WATHELET, B.; PAQUOT, M. Effect of extraction conditions on the yield, purity and surface properties of sugar beet pulp pectin extracts. **Food Chemistry**, v. 100, p. 1356-1364, 2007b.

YEOH, S.; SHI, J.; LANGRISH, T. A. G. Comparisons between diferente techniques for water-based extraction of pectin from Orange peels. **Desalination**, v. 218, p. 229-237, 2008.

ZDANOWICZ, J. E. **Fluxo de caixa: uma decisão de planejamento e controle financeiro**. 1ª ed.: Editora Sagra Luzzatto, 2004, 270 p.